

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
КРИВОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ГІРНИЧО-МЕТАЛУРГІЙНИЙ ФАКУЛЬТЕТ

КАФЕДРА МЕТАЛУРГІЇ ЧОРНИХ МЕТАЛІВ І ЛИВАРНОГО ВИРОБНИЦТВА

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА
до випускної магістерської роботи

зі спеціальності 136 – Металургія
за освітньо-професійною програмою – Металургія чорних металів

Тема роботи: «УДОСКОНАЛЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ РІШЕНЬ З
ВИГОТОВЛЕННЯ КВАДРАТНОЇ СТАЛЕВОЇ ЗАГОТОВКИ РОЗМІРОМ
100X100 ММ БЕЗПЕРЕРВНОЇ РОЗЛИВКОЮ»

Виконав:

магістрант групи МЧМ-23-1м

_____ Дмитро Швець

Керівник кваліфікаційної роботи

_____ Тетяна ЯРОШ

Нормоконтролер

_____ Тетяна ЯРОШ

Завідувач кафедри

_____ Сергій САВЕЛЬЄВ

Кривий Ріг
2024 р.

РЕФЕРАТ

до випускної кваліфікаційної роботи на тему:

Дослідження особливостей рідкофазного відновлення оксидів заліза

Пояснювальна записка: 109 с., 8 табл., 41 рис., 69 джерел.

Об'єкт дослідження: процеси рідкофазного відновлення оксидів заліза.

Предмет дослідження: термодинамічні та кінетичні особливості рідкофазного відновлення.

Мета: визначити перспективність процесів рідкофазного відновлення.

Методи дослідження: Термодинамічний аналіз, кінетичний аналіз, моделювання, порівняльний аналіз.

Результати роботи: на підставі практичних даних здійснений аналіз та порівняння методів рідкофазного відновлення з доменним процесом, визначено переваги та недоліки кожного з них, виявлені шляхи подальшого розвитку процесів рідкофазного відновлення оксидів заліза.

ДОМЕННА ПІЧ, ПРОЦЕСИ РІДКОФАЗНОГО ВІДНОВЛЕННЯ, ОКСИДИ ЗАЛІЗА, ЧАВУН, БЕЗКОКСОВЕ ВИРОБНИЦТВО ЧАВУНУ, ROMELT, ШЛАКОВА ВАННА, МЕТАЛЕВА ВАННА, КОКС, ЕНЕРГЕТИЧНЕ ВУГІЛЛЯ.

ЗМІСТ

Вступ.....	8
1 Аналітичне дослідження процесів доменного виробництва.....	10
1.1 Термодинамічні аспекти відновлення оксидів заліза у доменній печі.....	10
1.2 Теплообмін у доменній печі.....	21
1.3 Утворення чавуну.....	22
2 Літературний огляд позадоменних процесів виробництва чавуну.....	26
2.1 Процеси прямого отримання заліза (DRI).....	26
2.2 Передумови та історія розвитку процесів рідкофазного відновлення оксидів заліза.....	32
3 Дослідження процесів рідкофазного відновлення.....	44
3.1 Термодинаміка процесів рідкофазного відновлення.....	44
3.2 Кінетика процесів рідкофазного відновлення.....	49
3.3 Матеріальний і тепловий баланси процесів рідкофазного відновлення.....	52
3.4 Найперспективніші процеси рідкофазного відновлення оксидів заліза.....	59
3.4.1 Процес «МАГМА».....	60
3.4.2 Процес ROMELT.....	64
3.5. Порівняння фізико-хімічних особливостей процесів рідкофазного відновлення з доменним процесом.....	68
4 Оцінка стану умов праці і безпеки виробничих процесів після впровадження результатів досліджень.....	73

4.1 Небезпечні та шкідливі виробничі фактори коксохімічного виробництва.....	74
4.2 Небезпечні та шкідливі виробничі фактори агломераційного виробництва.....	77
4.3 Небезпечні та шкідливі виробничі фактори доменного виробництва.....	80
4.4 Порівняння небезпечних та шкідливих виробничих факторів, а також екологічного навантаження на довкілля комплексу ROMELT з АКД системою.....	82
5 Економічна ефективність застосування рідкофазного відновлення на базі процесу ROMELT при виробництві чавуну.....	88
Висновки.....	100
Літературні джерела.....	102

ВСТУП

За останнє століття виробництво сталі у світі зросло у 29,5 разів - з 28,5 млн тон у 1900 році до 843 млн тон у 2000 році [1,2]. Найбільш інтенсивне зростання виробництва сталі (з 200 до 700 млн тон) відбувалося з середини 50-х до середини 70-х років і знову продовжилося з кінця 90-х років до теперішнього часу [2]. Виробництво чавуну зростає відповідно до зростання виробництва сталі, його частка в загальній масі заліза, отриманого з залізорудної сировини, залишається стабільною, а залізовмісні матеріали і тверде паливо продовжують бути основними сировинними матеріалами в екстрактивній металургії заліза.

Рідкий чавун залишається основним і головним компонентом металошихти при виплавці сталі. Незважаючи на те, що в останні два десятиліття минулого століття виробництво заліза прямого отримання зростало з тим же темпом, що і виробництво чавуну, частка цього продукту в загальному виробництві первинного заліза (5-6%) практично не змінювалася. Прогрес у технологіях прямого отримання заліза не може вплинути на домінуючу роль доменного процесу в екстрактивній металургії заліза, перш за все через обмежений масштаб споживання в сталеплавильному виробництві твердої металошихти, частиною якої є ГЗ, ГБЗ, криця і твердий чавун [3] (чавунні фасолевидні гранули – продукт процесу ІТmk3).

Однак доменне виробництво стикається з рядом труднощів – великі економічні втрати при будівництві, модернізації та відновленні доменних печей, спікальних, агломераційних і коксохімічних виробництв; моральне старіння вже створених агрегатів; збільшення фінансових витрат на підтримання існуючих і недоцільність будівництва нових подібних комплексів; збільшення цін на матеріали, що викликано виснаженням природних ресурсів сировини і палива; занепокоєння громадськості впливом металургійних комбінатів на забруднення навколишнього середовища.

Всі ці труднощі стають все більш значущими факторами, що стримують розвиток металургії. В першу чергу це стосується паливних ресурсів (коксівне вугілля і газ), які з успіхом використовуються в інших галузях промисловості (енергетика, хімія, добрива). Екологічні вимоги також стають значущим економічним фактором. Посилення екологічних законів вимагає від металургів модернізації застосовуваних технологій. Все це в сукупності обумовлює генеральне завдання, яке полягає в розробці процесу виробництва чавуну з руди і вугілля, більш економічного, менш енерговитратного і більш дружнього до навколишнього середовища в порівнянні з сучасним доменним процесом.

Впродовж останніх 80 років у світовій металургії активно розроблялися процеси та агрегати, що дозволяють виплавляти чавун безкоксим методом з використанням звичайного енергетичного вугілля. Загалом, ці розробки [4-7] можна умовно поділити на дві групи:

1. Методи прямого отримання сталі з руди, минаючи доменний процес.
2. Методи отримання чавуну з руди без використання коксу, аглофабрик та доменних печей.

Найперспективнішим є отримання чавуну методом рідкофазного відновлення оксидів заліза. Ці методи змінюють роль збагачення, яка зараз задається сучасною доменною піччю. Дроблення, багатостадійне подрібнення та магнітна сепарація визначають високий питомий витрат електроенергії на отримання концентрату.

Хоча процеси рідкофазного відновлення поки що відіграють скромну роль у металургії заліза, дефіцит залізорудної сировини та паливних ресурсів, посилення екологічних вимог до викидів газоподібних і твердих відходів чорної металургії та їх накопичення, виведення з експлуатації морально і фізично застарілих агрегатів сприяють розробці нових безвідходних технологій та агрегатів з мінімальним впливом на навколишнє середовище, які в майбутньому зможуть не тільки зрівнятися, але й перевершити доменний переділ.

1 АНАЛІТИЧНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ДОМЕННОГО ВИРОБНИЦТВА

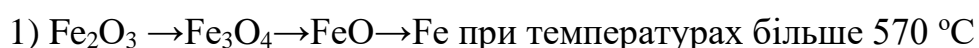
1.1 Термодинамічні аспекти відновлення оксидів заліза у доменній печі

Доменна піч [4-14] являє собою високотемпературну плавильну установку, котра призначена для отримання чавуну з залізорудної сировини. Вона представляє собою вертикальну шахту, в якій відбуваються фізико-хімічні процеси під час нагрівання сировини до температур, що перевищують 1500 °С. Основними компонентами доменної шихти є залізорудні матеріали (руда, агломерат або окатиші), паливо (кокс) і флюси, які сприяють утворенню шлаків.

Основні процеси, що відбуваються у робочому просторі доменної печі, можна представити реакціями повного та неповного горіння вуглецю, горіння та конверсії метану, реакціями взаємодії вуглецю з CO_2 та водяною парою, а також реакціями прямого та непрямого відновлення заліза.

Залізо утворює з киснем три стабільні оксиди: вюстит FeO , магнетит Fe_3O_4 і гематит Fe_2O_3 . При температурах нижче 570 °С вюстит термодинамічно нестабільний і розпадається на металеве залізо та магнетит, температура Кюрі для магнетиту становить 627 °С [8-14]. При окисленні магнетиту можуть утворюватися β -гематит або γ -гематит, які мають однаковий хімічний склад Fe_2O_3 , але різні кристалічні решітки. γ -гематит є феромагнітним, а β -гематит – антиферомагнітним.

Процес відновлення заліза з оксидів відбувається поступово від вищих оксидів до нижчих за схемами:



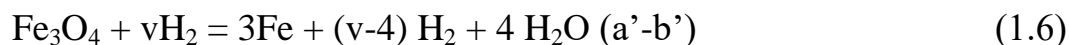
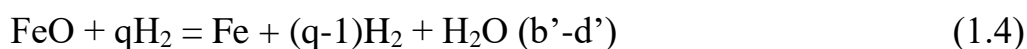
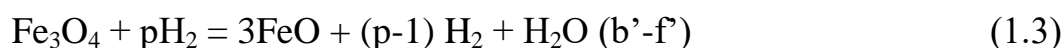
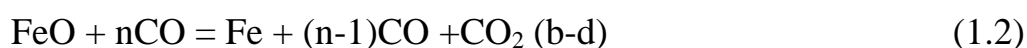
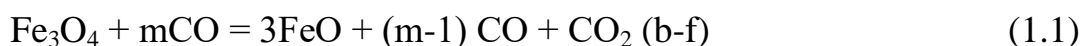
Реакції відновлення заліза з усіх оксидів воднем (H_2) і відновлення Fe_3O_4 монооксидом вуглецю (CO) є ендотермічними, тоді як реакції відновлення заліза з Fe_2O_3 і FeO монооксидом вуглецю – екзотермічні. Розрахункові

термодинамічні характеристики реакцій відновлення заліза вуглецем, монооксидом вуглецю та воднем наведені в таблиці 1.

Таблиця 1 Термодинамічні характеристики реакцій відновлення заліза

№	Реакція	$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - T \cdot \Delta S^\circ$, Дж/моль		$\lg K_p = A/T + B$	
		ΔH°	ΔS°	A	B
1	$3\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{C} = 2\text{Fe}_3\text{O}_4 + \{\text{CO}\}$	87486	-202,0	-4577,3	10,6
2	$\text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{C} = 3(\text{FeO}) + \{\text{CO}\}$	299670	-260,8	-15679,0	13,6
3	$(\text{FeO}) + \text{C} = [\text{Fe}] + \{\text{CO}\}$	125790	-136,1	-6581,4	7,1
4	$3\text{Fe}_2\text{O}_3 + \{\text{CO}\} = 2\text{Fe}_3\text{O}_4 + \{\text{CO}_2\}$	-80577	-29,28	4215,8	1,5
5	$\text{Fe}_3\text{O}_4 + \{\text{CO}\} = 3(\text{FeO}) + \{\text{CO}_2\}$	131607	-88,11	-6885,7	4,6
6	$(\text{FeO}) + \{\text{CO}\} = [\text{Fe}] + \{\text{CO}_2\}$	-42273	36,58	2211,7	-1,9
7	$3\text{Fe}_2\text{O}_3 + \{\text{H}_2\} = 2\text{Fe}_3\text{O}_4 + \{\text{H}_2\text{O}\}$	-49350	-58,47	2582,0	3,1
8	$\text{Fe}_3\text{O}_4 + \{\text{H}_2\} = 3\text{FeO} + \{\text{H}_2\text{O}\}$	162834	-117,3	-8519,5	6,1
9	$\text{FeO} + \{\text{H}_2\} = \text{Fe} + \{\text{H}_2\text{O}\}$	-11046	7,39	577,9	-0,4

Вищий оксид заліза Fe_2O_3 відновлюється газом, що містить лише 2-3% CO або H_2 . З урахуванням аналізу можливих реакцій та речовин стан системи можна представити наступними реакціями, що відображають рівновагу в системі Fe_2O - Fe_3O_4 - FeO - Fe - C - CO - CO_2 - CH_4 - H_2 - H_2O - O_2 і відбуваються тільки за наявності надлишку відновника в газовій фазі [4,8]:



Визначення витрат метану, твердого вуглецю та кисню при різних значеннях параметра α , необхідних для реалізації процесу відновлення заліза та досягнення заданої температури, здійснювали шляхом послідовних розрахунків кінцевого рівноважного стану системи $\text{Fe}_2\text{O}_3 + k\text{CH}_4 + n\text{C} + m\text{O}_2$ при кількостях вуглецю $n=0; 1,5; 3,0; 4,5$ моль відповідно. Для різних значень α були визначені

витрати метану та кисню при фіксованій кількості вуглецю, що забезпечують досягнення температури 1600 °С. На рисунку 1 наведено залежність параметрів процесу відновлення заліза від показника α за різної кількості вуглецю в системі. Виділеними лініями показані витрати метану, кисню та сумарного вуглецю, які відповідають ступеню відновлення заліза 100% за максимального ступеня конверсії. З рисунка 1 видно, що за відсутності вуглецю в системі максимально можливий ступінь конверсії, коли відбувається відновлення заліза, дорівнює 0,7. Цьому значенню відповідають високі витрати метану і кисню - 12 і 8,5 моль, які необхідні забезпечення температури порядку 1600 °С.

За наявності вуглецю відновна область зміщується у бік збільшення рівня конверсії, що призводить до значного зниження витратних показників. Однак, як випливає з рисунка 1, доцільними є значення показника $\alpha = 1,1$ 1,3, оскільки подальше збільшення цього параметра призводить до зростання загальної кількості вуглецю, яке необхідно подати в систему.

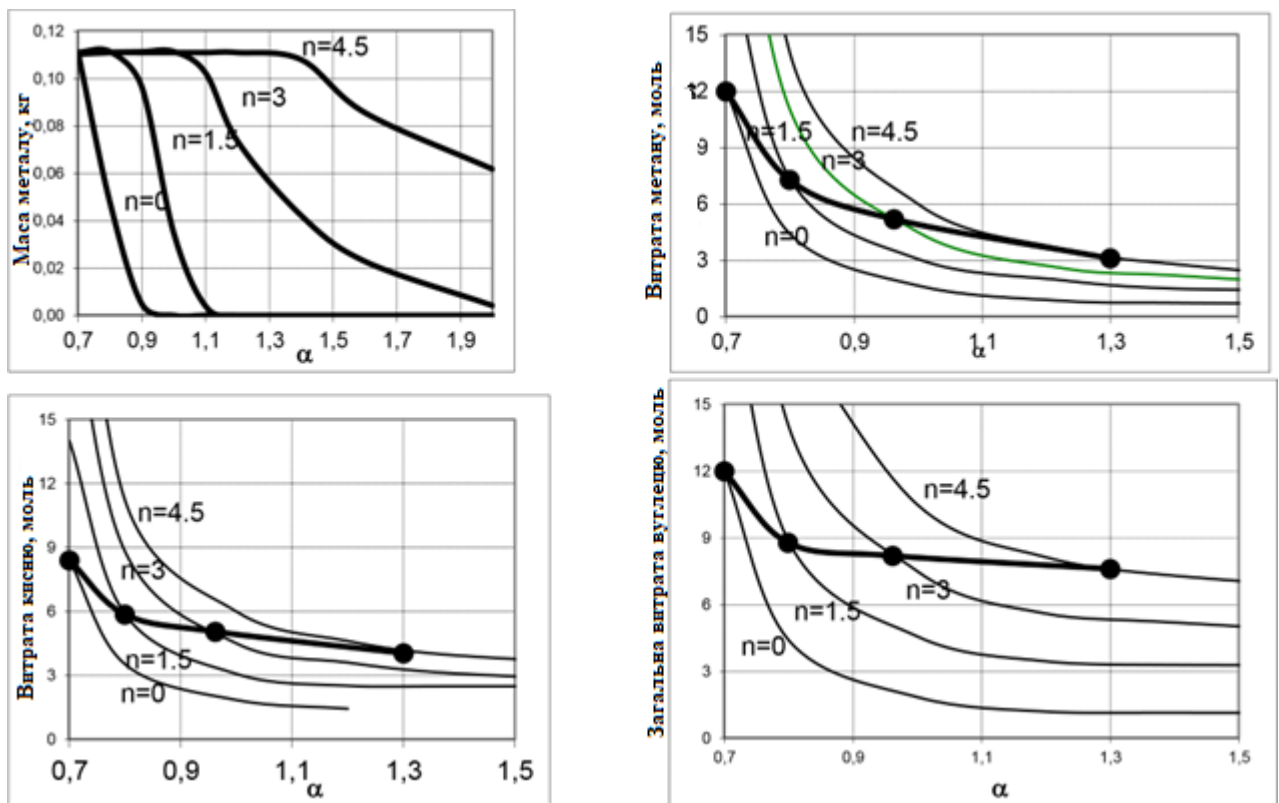


Рисунок 1 – Залежність параметрів процесу відновлення заліза в системі $Fe_2O_3+kCH_4+nC+mO_2$ від показника α при різних значеннях n

Визначення витрат вуглецю, метану та кисню при різних значеннях показника α здійснювалося шляхом послідовних розрахунків кінцевих нерівноважних станів за різного ступеня фіксації заліза в газовій фазі [9,14]

На рисунку 2 наведено залежності параметрів k , n і m (газ, метал, шлак відповідно) від показника α при рівновазі та при вмісті CO у газовій фазі 30, 40 та 50 % [10,13]. З рисунка 2 видно, що зниження вмісту в газовій фазі призводить до зменшення витрат сумарного вуглецю, метану і кисню, що дозволяє зробити висновок про можливість зниження витратних показників при виведенні системи з рівноваги. Однак, з урахуванням того, що вже при концентрації CO = 30% зниження витрат матеріалів при збільшенні α відбувається незначно, можна зробити висновок про те, що оптимальне вміст CO в газовій фазі становить 40%. Значення витрат метану, кисню та сумарного вуглецю для даного кінцевого стану при $\alpha = 1,3$ відповідно дорівнюють 2,4; 3,12 та 5,5 моль.

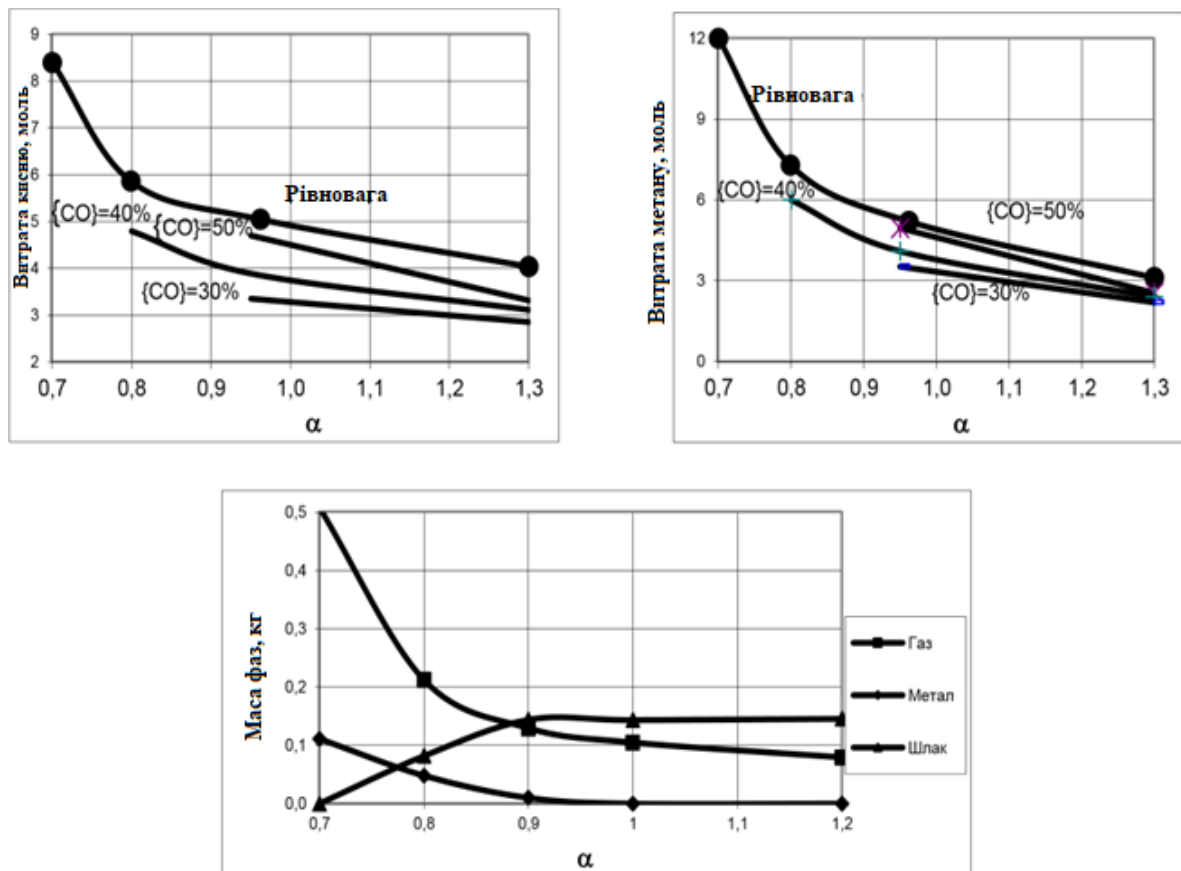


Рисунок 2 – Залежність параметрів процесу відновлення заліза в системі $Fe_2O_3 + kCH_4 + nC + mO_2$ від показника α при різному ступені фіксації CO

Процес стаціонарного протиточного масообміну, який відбувається в нормально працюючій доменній печі, відомий металург, професор провідного технічного університету Франції (L'Ecole Central des Arts et des Manufactures) Андре Ріст математично описав і графічно представив у вигляді операційної прямої. Рівняння операційної прямої та її графічна інтерпретація [9] використовуються нині металургами всіх континентів для аналізу стану процесу та впливу різних факторів на роботу доменної печі. Усі розрахунки при виведенні рівняння операційної прямої ведуться з використанням розмірності атомів і моль. Графічно операційна пряма будується в координатах (1.7, 1.8):

$$Y = (O+H_2)/Fe \quad (1.7)$$

$$X = (O+H_2)/(C+H_2), \quad (1.8)$$

де Y - «окисленість» шихти в доменній печі, а X – окисленість газу.

При цьому окисленість відновників CO та H_2 приймається рівною 1, а окисленість CO_2 та H_2O відповідно дорівнює 2.

Рівняння операційної прямої (або рівняння обміну кисню) для стаціонарного протиточного масообміну в шахтних відновлювальних реакторах [13,14] виводиться з балансу кисню, що віднімається від оксидів заліза газоподібними відновниками (рис.3).

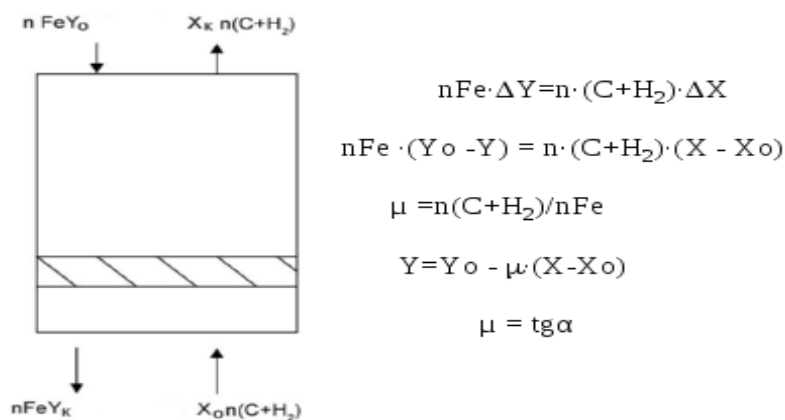


Рисунок 3 - Рівняння протиточного масообміну у шахті доменної печі

У наведених (рис. 3) рівняннях n_{Fe} та $n_{(C+H_2)}$ – потоки заліза та відновного газу (кг·моль/хв), а $\mu = n_{(C+H_2)} / n_{Fe}$ – питома витрата відновлювального газу (кг·моль (C+H₂)/кг · моль Fe). Графічно фрагмент операційної прямої, що відображає зміну окисленості шихти і газу з висотою шахти доменної печі за її «ідеальної» роботи, тобто, при досягненні рівноважного складу газу в зоні відновлення вюститу представлений на рисунку 4.

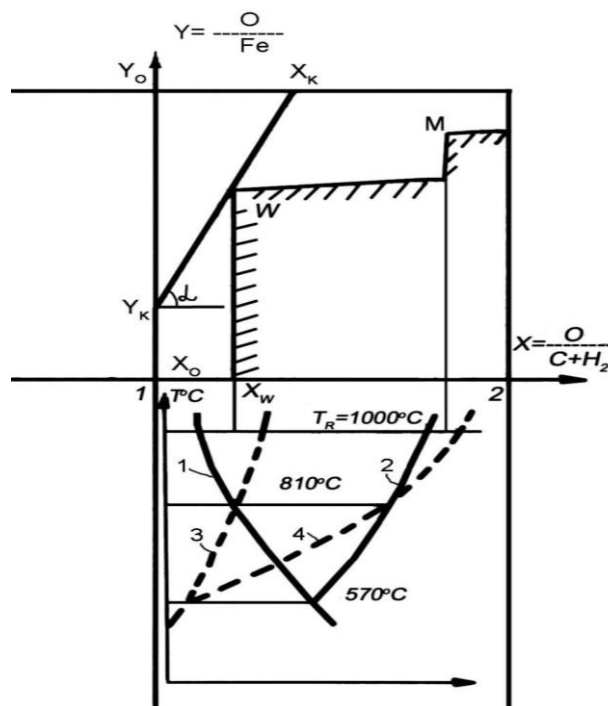


Рисунок 4 - Фрагмент операційної прямої доменного процесу

Операційна пряма доменного процесу [10,11] будується з урахуванням закономірностей теплообміну в доменній печі, а саме з урахуванням того, що в межах термічно резервної зони є умови для досягнення хімічної рівноваги для реакцій відновлення заліза із вюститу монооксидом вуглецю та воднем. При такій рівновазі окисленість вюститу $U_w = 1,05$ відповідає окисленості газу рівноважного складу при температурі термічно резервної зони, яка в залежності від реакційної здатності коксу та відновленості шихтових матеріалів може варіювати в межах 850-1050 °С. Рівноважні окиснення сумішью CO-CO₂ (X_{w1}) і H₂-H₂O (X_{w2}) при різних температурах представлені в таблиці 2.

Таблиця 2 - Рівноважні окиснення газу для реакцій відновлення заліза з вюститу монооксидом вуглецю (X_{w1}) та воднем (X_{w2}).

Температура газу у термічно резервній зоні, °C	X_{w1}	X_{w2}
850	1,333	1,361
900	1,315	1,375
950	1,299	1,396
1000	1,285	1,403
1050	1,274	1,417

Рівноважна окисленість газової суміші $CO-CO_2-H_2-H_2O$ визначається як (1.9):

$$X_w = X_{w1} + h(X_{w2} - X_{w1}) \quad (1.9)$$

де h – мольна частка водню у суміші

$$h = (H_2 + H_2O) / (CO + CO_2 + H_2 + H_2O) \quad (1.10)$$

При $h=0,5$ рівноважна окисленість газової суміші X_w для реакції відновлення заліза з вюститу не залежить від температури газу в ізотермічній зоні печі та дорівнює 1,345. Зазначена незалежність координати XW від температури в ізотермічній зоні при частці водню в газовій суміші $CO + H_2$, що дорівнює або близько 0,5 дає можливість задаватися цією температурою без будь-якого впливу на точність розрахунків.

Штрихами на рисунку 4 позначений рівноважний контур реакцій відновлення вюститу (точка W) і магнетиту (точка M). Ординати цих точок визначаються окисленістю вюститу (1,05) і магнетиту (1,33), а абсциси – сумарною окиснення газу рівноважного складу для відповідних реакцій при температурі ізотермічної зони.

Шляхом вирішення спільного рівняння масообміну [4,8,14] (кисне обміну) у шахті та рівняння теплового балансу (тепло потреби) нижньої зони доменної печі А.Ріст отримав рівняння операційної прямої доменного процесу для роботи доменної печі на підготовлених шихтових матеріалах (без сирого вапняку у шихті), коли потреба тепла повністю визначається тепло потребою нижньої зони.

Графічно рівняння операційної прямої доменного процесу для випадку «ідеальної» роботи доменної печі представлено в тих же координатах у вигляді прямої, що проходить через точки W і P. Координати точки P на цій прямій визначаються тепло потребою нижньої зони (Q) для виплавки чавуну заданого складу при даних параметрах комбінованого дуття (температура, вологість, вміст кисню, витрата і склад палива, що вдується), склад чавуну і вихід шлаку. Координата X_p залежить тільки від температури та вологості дуття і визначається за рівнянням (1.11):

$$\begin{aligned} X_p &= q_r(1+2e) / [q_r(1+2e) + q_c + q_d + eq_e] h = \\ &= (H_2+H_2O) / (CO+CO_2+H_2+H_2O) \end{aligned} \quad (1.11)$$

де: q_r , q_c , q_d , q_e , q_j , e - відповідно: тепловий ефект реакції газифікації; тепловий ефект реакції окиснення вуглецю до CO; надлишок або нехватка «тепловмісту» дуття по відношенню до температури газу в ізотермічній зоні; витрати тепла в горні, пов'язані з вологою дуття; вологість дуття.

Координата U_p визначається графічно на діаграмі операційної прямої як точка перетину двох прямих: вертикальної прямої $\Delta 1$ при $X = X_p$ і похилої прямої $\Delta 2$, що з'єднує точки U та V з координатами (1.12):

$$\begin{aligned} XU = XV = XY &= y_{ел} + y_k + y_s \quad YV = Q/q_r h = \\ &= (H_2+H_2O) / (CO+CO_2+H_2+H_2O) \end{aligned} \quad (1.12)$$

де: $y_{ел}$, y_k , y_s , Q - кількість молей відновного газу (CO і H_2), що утворюються при прямому відновленні Si, Mn, P та інших важко відновних елементів ($y_{ел}$), з летких речовин коксу (y_k), реакції десульфурації чавуну (y_s) і

тепло потреба нижньої зони печі (витрати тепла на розплавлення чавуну та шлаку, ендотермічні реакції та на покриття втрат тепла в нижній зоні печі).

Координату Y_p можна обчислити також за рівнянням (1.13):

$$Y_p = [y_{ел} + y_s + y_k + (a + v) \cdot y_j](X-1) - (Q + Y_j \cdot q_j) X_p / q_r \quad (1.13)$$

де: $(a + v)$, y_j , q_j – кількість молей водню і атомів кисню в одному молі палива $(a+v)$, витрата палива (y_j) , витрати тепла на дисоціацію палива (y_j) .

Для приведення до єдиної розмірності величин на осі ординат тепло потреба процесу (Q) виражається числом атомів на один атом Fe (Q/q_r) [5,6,12]. Відрізок BE на операційній прямій відображає формування газу в горні доменної печі в процесах окислення вуглецю палива киснем дуття $(y_d + 2y_e)$, з водню (a) і кисню (v) палива, що вдується $(a+v)y_j$, в процесах прямого відновлення важко відновних елементів $(y_{ел})$, десульфурації чавуну (y_s) , виділення летких коксу (y_k) та при прямому відновленні заліза (y_d) .

Ординати точок B і E дорівнюють (1.14):

$$Y_B = Y_E = - (y_{ел} + y_s + y_k + a y_j + v y_j + y_d + 2e) \quad (1.14)$$

Відповідно відрізок AB на прямій відбиває процес окиснення газу в процесі відновлення заліза з оксидів.

Тангенс кута α нахилу операційної прямої дорівнює витраті відновлювального газу на одиницю відновлюваного печі заліза - $(C+H_2)/Fe$. Це дозволяє наочно продемонструвати вплив різних чинників на витрату палива і ступінь прямого відновлення заліза в доменній печі. Так, при зниженні температури в термічно резервній зоні рівноважні концентрації CO в газі зменшуються і абсцис точки W збільшується (у випадках, коли мольна частка водню в газі менше 0,5). При утриманні тепло потреби нижньої зони на стабільному рівні нахил операційної прямої збільшується, тобто. витрата

відновлювального газу та, отже, палива на процес знижується (рис.5, пряма А1-Е1).

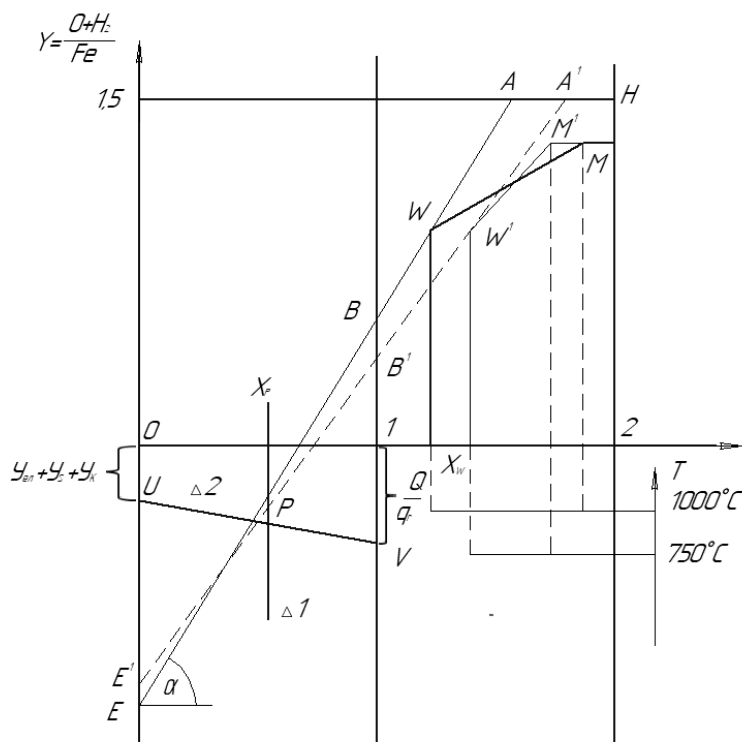


Рисунок 5 - Зміна положення операційної прямої при зниженні температури у термічно резервній зоні.

При погіршенні умов відновлення заліза в шахті печі склад газу в ізотермічній зоні відхиляється від рівноважного у бік зменшення окисленості та операційна пряма відходить від точки W, обертаючись навколо точки P (рис. 6 пряма А1-Е1). При цьому тангенс кута α зростає, тобто. витрата відновника (та палива) збільшується.

При вдуванні палива в фурми негативні значення координати УР збільшуються і координата ХW також збільшується, так як збільшується мольна частка водню (h) у відновному газі (рис.7, пряма А1-Е1)

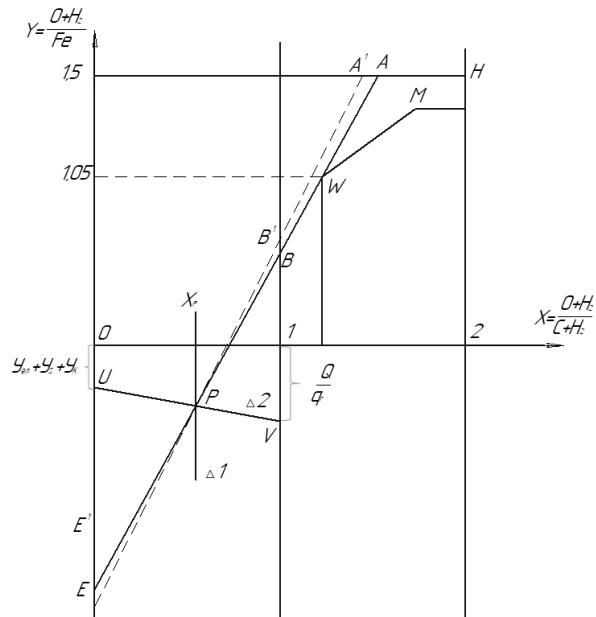


Рисунок 6 - Зміна положення операційної прямої при погіршенні умов відновлення оксидів заліза у шахті.

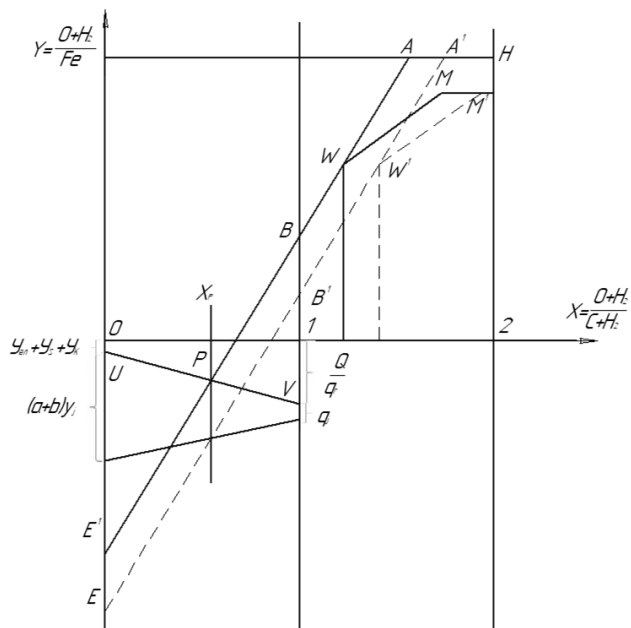


Рисунок 7 - Зміна положення операційної прямої вдування палива в фурми

При збільшенні вологості дуття точка Р по прямій $\Delta 2$ переміщується вправо, а при збільшенні температури дуття – ліворуч (рис. 8, прямі А1-Е1 та А11-Е11). При зменшенні цих параметрів точка Р переміщується у протилежних напрямках.

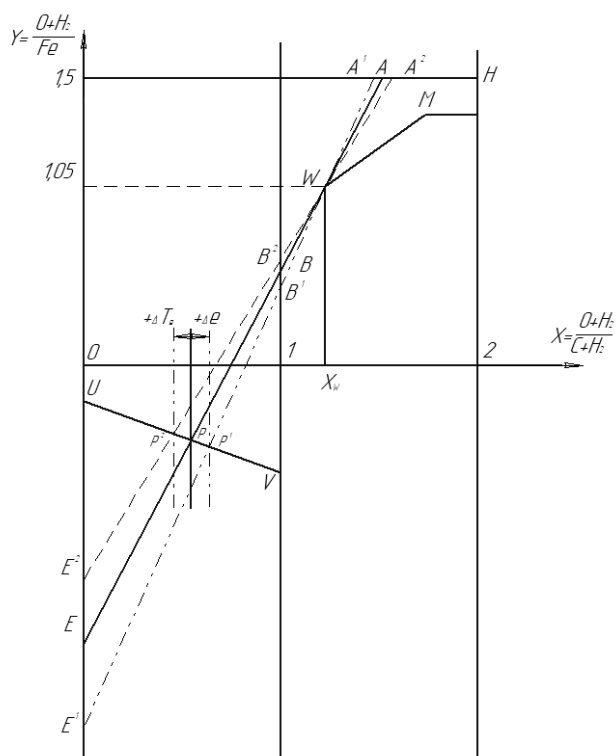


Рисунок 8 - Зміна положення операційної прямої зі збільшенням вологості та температури дуття.

1.2 Теплообмін у доменній печі

Як зазначалося в розділі 1.1 в сучасних умовах роботи доменних печей теплові потреби процесу визначаються тепловими потребами нижньої зони печі, температурна межа [5,6,12,14] якої становить 950-1000 °С. У цій зоні утворюються рідкі продукти плавки, відбуваються ендотермічні процеси прямого відновлення заліза та важко відновлюваних елементів, а також мають місце максимальні втрати тепла з водою холодильників що охолоджує. У цій же зоні печі в результаті згоряння палива відбувається генерація тепла і утворення фурмених газів з температурою 1900-2100 °С. Частина тепла цих газів повністю покриває теплові потреби нижньої зони. Тепло газів які виходять з цієї зони з температурою 950-1000 °С достатньо для нагріву шихтових матеріалів що опускаються з колошника до 900-950 °С і до моменту їх приходу в нижню зону.

При нормальній роботі доменної печі по її висоті існують два ступені інтенсивного теплообміну: верхній і нижній, які розділені між собою ізотермічною зоною.

Верхній ступінь інтенсивного теплообміну розташований у верхній частині печі, де температура відносно низька (400–900 °С). Основний процес – передача тепла від висхідних гарячих газів (СО, СО₂, Н₂, Н₂О) до залізорудної шихти, що подається зверху. У цій зоні відбувається попереднє нагрівання шихти і часткове відновлення оксидів заліза (Fe₂O₃ до Fe₃O₄ і Fe₃O₄ до FeO). Завдяки високій концентрації газів відбуваються вторинні процеси відновлення і значний теплообмін між газами та твердою шихтою.

Нижній ступінь інтенсивного теплообміну розташований у нижній частині печі, ближче до горну, де температура значно вища (1000–2000 °С) і основним процесом зони є інтенсивне нагрівання і плавлення металу і шлаку, а також повне відновлення оксидів заліза до металевого Fe. У цій зоні відбувається активне спалювання коксу, що забезпечує високу температуру і утворення відновлювальних газів (СО і Н₂). Також тут інтенсивно протікає теплообмін між шихтою і розплавами (металу та шлаку), що формуються при високих температурах.

Наявність ізотермічної зони в печі створює умови для появи хімічно резервної зони, в якій досягається рівноважний склад газу для реакції відновлення заліза з вюститу газоподібними відновниками.

1.3 Утворення чавуну

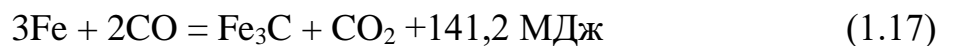
Реакцію утворення карбіду заліза [12,14] зі свіже відновленого заліза в доменній печі можна вважати реакцією утворення чавуну яка протікає у зоні помірних температур (600-1000 °С) і починається з утворенням свіже відновленого губчастого заліза, що має розвинену поверхню завдяки пористій структурі. Губчате залізо відіграє роль каталізатора для реакції розпаду монооксиду вуглецю (1.15):



В цій реакції виділяється сажистий вуглець відкладається в порах шматочків губчастого заліза і реагує з ним з утворенням карбіду (16):



Таким чином, реакцію утворення чавуну спрощено можна представити у вигляді наступної реакції (1.17):



Температура плавлення заліза становить 1560 °С, а температура плавлення сплаву заліза із вмістом вуглецю $\geq 2\%$ – 1150 °С [7-9]. Вміст вуглецю в карбіді становить 6,67 %. У процесі стікання крапель чавуну в них розчиняється вуглець, кремній, марганець, фосфор та інші елементи, які відновлюються у високотемпературній зоні між горизонтом фурм та зоною плавлення. Вміст вуглецю в кінцевому чавуні збільшується зі зростанням вмісту в ньому карбідоутворювальних елементів (Mn, Cr, Ti) і зменшується зі зростанням вмісту елементів, що утворюють сполуки із залізом (Si, P, S, V). Вміст вуглецю в кінцевому чавуні становить від 4 до 5 (2,14-6,67) %. Цей вміст можна визначати за емпіричними рівняннями (1.18, 1.19):

$$[\text{C}] = 4,6 - 0,27 [\text{Si}] - 0,32 [\text{P}] + 0,03 [\text{Mn}] \quad (1.18)$$

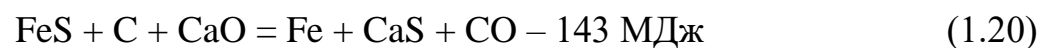
$$[\text{C}] = -8,62 + 28,8 \left\{ \frac{\text{CO}}{\text{CO} + \text{H}_2} \right\} - 18,2 \left\{ \frac{\text{CO}}{\text{CO} + \text{H}_2} \right\}^2 - 0,244 [\text{Si}] + 0,00143 T_{\text{чав}} + 0,00278 p_{\text{CO}} \quad (1.19)$$

Останнє рівняння враховує вплив на розчинність вуглецю в чавуні не тільки його складу, а й температури, тиску газу в печі та вмісту водню в газовій фазі.

Вміст кремнію в чавуні підвищується зі зростанням висоти зони когезії над рівнем повітряних фурм, що відбувається з підвищенням нагрівання (теплого стану) печі.

Сучасна технологія доменної плавки орієнтована на виплавку низько кремнистого чавуну, тобто. чавуну з вмістом кремнію 0,3-0,5%. Економічними перевагами виплавки низько кремнистого чавуну є зниження витрати коксу в доменному виробництві та зменшення виходу шлаку при виплавці сталі з такого чавуну.

Остаточне формування складу чавуну відбувається в реакціях між чавуном і шлаком у метало приймачі та при випуску продуктів плавки з печі, коли досягається висока поверхня контакту між цими рідинами. Йдеться насамперед про реакцію десульфурації чавуну (1.20):



Незважаючи на досягнутий високий коефіцієнт розподілу сірки між шлаком і чавуном у доменній печі, виплавка низько сірчистого чавуну ($[\text{S}] < 0,03\%$) в доменній печі економічно недоцільна через необхідність мати підвищену основність шлаку та підвищену температуру нагрівання печі.

Доменний процес має значні переваги з точки зору ефективності теплообміну та високого рівня термодинамічної стабільності реакцій відновлення заліза. Сприятливі умови для досягнення термодинамічної рівноваги між залізом та газовою фазою отримуються в ізотермічній зоні при стабільній температурі (950–1000 °С), за якої досягається рівновага для реакцій відновлення заліза, що сприяє максимальному ступеню відновлення заліза з мінімальними витратами тепла. Поступове відновлення оксидів дозволяє підтримувати рівномірний теплообмін і оптимально розподіляти енергетичні ресурси, що допомагає уникнути різких стрибків температури і рівномірно використовувати енергію горіння коксу. Розвинена система теплообміну, що виражена двома інтенсивними ступенями теплообміну – верхнім та нижнім,

дозволяє скоротити тепловтрати та забезпечити ефективний підігрів руди. А високий ступінь десульфурації, на заключному етапі доменної плавки, знижує вміст сірки та покращує якість кінцевого продукту.

Однак доменний переділ стикається з рядом труднощів: 1. Залежність від стабільності теплообміну, для підтримки рівномірного відновлення заліза та економної витрати палива, необхідне стабільне теплозабезпечення по всій висоті шахти. При зміні температури в термально-резервній зоні (наприклад, при зниженні нижче 950–1000 °С) знижується концентрація теплоти у газі, що погіршує умови відновлення. 2. Складність підтримки кінетичної рівноваги так як в ізотермічній зоні печі кінетика відновлення може відрізнитись від термодинамічної рівноваги, що впливає на кількість відновленого заліза та потребує коригування температури та складу дуття. У разі недотримання рівноваги процесу зростають витрати на відновний газ, що знижує економічну ефективність процесу. 3. Висока потреба в теплі та великій кількості коксу, що призводить до значних викидів вуглекислого газу (CO₂) та інших екологічних наслідків, потреба у високих температурах (1900–2100 °С) збільшує загальні витрати енергії. 4. Складнощі у контролі за складом кінцевого чавуну. Формування складу чавуну залежить від багатьох факторів: температури, тиску, концентрації CO і H₂, а також вмісту інших елементів. Для отримання певних властивостей чавуну необхідно ретельно контролювати весь процес, що потребує додаткових енерговитрат та складного обладнання, а здійснення оперативних коригувальних дій під час ведення плавки не є можливим, так як результати хімічного складу виплавленого чавуну можна отримати лише під час випуску розплавленого металу з доменної печі.

Перераховані вище аспекти, збільшення цін на сировинні матеріали та збіднення природних ресурсів створюють умови для пошуку інновацій які дозволять зробити доменну технологію енергетично ефективнішою та екологічнішою, або винайти нову технологію котра зможе перевершити доменний переділ.

2 ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ПОЗАДОМЕННИХ ПРОЦЕСІВ ВИРОБНИЦТВА ЧАВУНУ

2.1 Процеси прямого отримання заліза (DRI)

В наш час удосконалення домінуючої за розробленістю та виробничими потужностями агло-коксодоменної (АКД) схеми отримання чавуну пов'язане з подоланням цілого ряду труднощів. До них належать:

- неможливість ведення доменного процесу без високоякісного металургійного коксу;
- необхідність ускладнення підготовки залізорудної сировини через постійне зниження вмісту заліза у рудах, що добуваються, і підвищених вимог до якості шихти для доменних печей;
- доцільність зведення доменних печей великих обсягів задля забезпечення високих техніко-економічних показників;
- високий рівень шкідливих викидів агло-коксодоменного комплексу, які потребують значного збільшення капітальних вкладень у природоохоронні заходи.

Ці недоліки, а також наближення технології доменної плавки до такого рівня розвитку, коли подальше вдосконалення процесу стикається зі зростаючими труднощами, природа яких притаманна всім технічним системам, зумовили пошук безкокскових (позадоменних) способів отримання заліза.

Однією з таких технологій став процес прямого отримання заліза [15-20] (DRI), інша назва якого – металізація. Цей метод набув популярності як більш економічно вигідна і екологічна альтернатива традиційній доменній плавці. Всі ефективні технології металізації працюють за схожою схемою. Для процесу використовується високоякісна залізорудна сировина (ЗРС), яка пройшла попереднє збагачення і містить не менше 68–70% заліза. Як сировина застосовуються агломерат, окатки або природна руда з високим вмістом заліза, що забезпечує високу якість кінцевого продукту.

Процеси DRI дозволяють отримувати металеве залізо, минаючи енерговитратний доменний процес і зменшуючи витрати на паливо. Основною відмінністю цієї технології є відсутність потреби у металургійному коксі, який зазвичай використовується як відновлювач у доменних печах. У процесах прямого відновлення роль коксу часто виконують природний газ, водень або інші види палива, які є більш екологічними та забезпечують менше викидів парникових газів, що робить процеси металізації більш екологічно чистими.

Завдяки виключенню коксу з технологічного ланцюжка та глибокому збагаченню руд, відновлене залізо виходить значно чистішим — воно практично не містить шкідливих домішок, таких як фосфор, сірка та інші. При традиційній доменній плавці уникнути цих домішок важко, оскільки фосфор і сірка вносяться до заліза через кокс.

Результатом прямого відновлення є твердий матеріал з високим вмістом металевого заліза, який завдяки пористій структурі отримав назву «губчасте залізо». Залізо, отримане шляхом прямого відновлення, має високий рівень металізації (до 95% і більше), що робить його особливо корисним для виробництва якісної сталі. Якщо рівень металізації становить близько 85%, то такий продукт називають попередньо відновленим залізом. Воно може використовуватися як альтернатива високозбагаченій ЗРС для доменної плавки чавуну, де замінює частину руди, зменшуючи навантаження на доменне виробництво.

Одну з перших установок прямого отримання заліза [16,19] було створено у 1952 році в СРСР. Установка складалася з похилої трубчастої печі (рис. 9), де окускована залізна руда – окатиші (мелена руда, мелене буре вугілля, бентоніт) подається через живильник 7 і відновлюється при 1000°C продуктами неповного горіння, а також реакційного газу, що подається в піч 2 з топки 3.

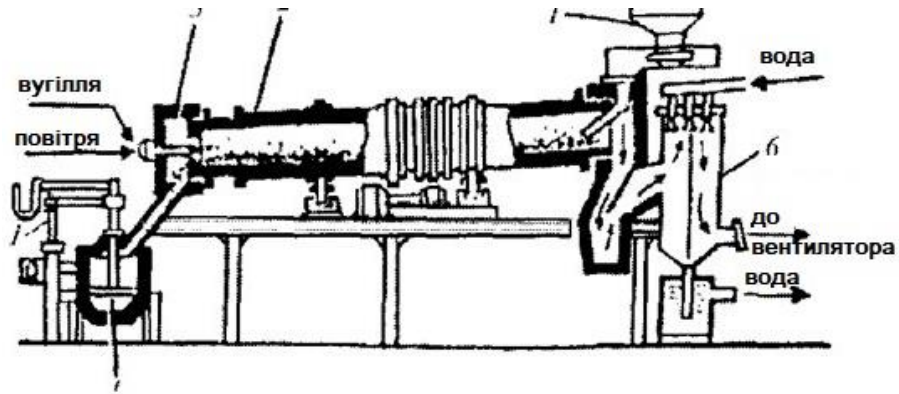


Рисунок 9 - Схема трубчастої печі для відновлення у твердому стані та переплаву в електродуговій печі залізорудних окатишів

Гарячі металізовані окатиші на виході з печі очищаються від золи і залишків вугілля і потрапляють в електродугову піч 4, в якій йде звичайний процес сталеплавлення. Установа пропрацювала понад 25 років, отримано тисячі тон сталі високої якості (незабрудненою сіркою з коксу та кольоровими металами зі сталевого брухту).

У 70-ті роки було презентовано західнонімецьку технологію «Мідрекс» [15,16] виробництва металізованих окатишів у шахтних печах (рис. 10). Подрібнена і збагачена руда формується в окатиші за допомогою бентоніту, піддається окислювальному випалюванню і завантажується зверху в шахтну піч. З конверсійної установки подається перетворений природний газ, що складається з відновників: CO і H_2 , який рухається назустріч руді. Процес відбувається при температурі близько 760°C у верхній частині печі, де під дією CO та H_2 відбувається відновлення заліза з руди. Тривалість перебування окатишів у верхній частині печі становить 4-6 годин. Опускаючись в нижню частину печі, окатиші охолоджуються. Загальний час перебування окатишів у печі становить 8-12 годин, вміст заліза в готових окатишах досягає 90-93 %.

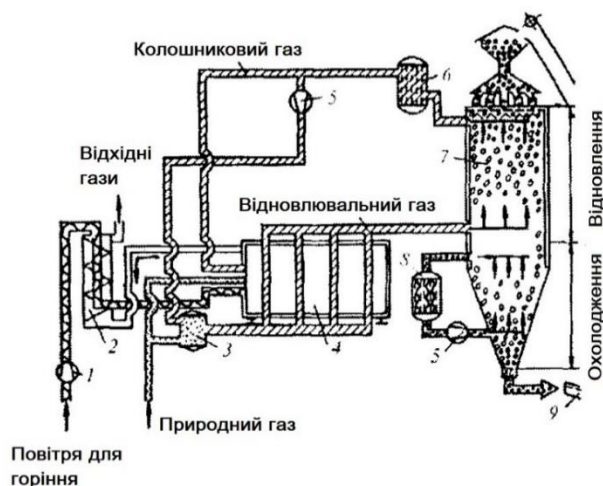


Рисунок 10 - Схема отримання металізованих окатишів у шахтній печі процесу «Мідрекс»: 1 – повітродувка; 2 – теплообмінник; 3 – змішувач газів; 4 – конверсійна установка; 5 – компресор; 6 – скруббер для очищення колошникового газу; 7 – шахтна піч; 8 – скруббер для очищення оборотного газу; 9 – вібраційний грохот

До головних недоліків даного процесу можна віднести: 1. Низька продуктивність (при підвищенні температури пористі окатиші оплавляються і реакції відновлення припиняються). 2 Неповне відновлення руди, що ускладнює подальшу переробку окатишів. 3. Отриманий матеріал є напівпродуктом, що вимагає подальшої переробки (у парі з установкою «Мідрекс» працює електродугова піч). 4 Вартість сталі, отриманої за схемою «Мідрекс» -> дугова піч, вища за вартість сталі, отриманої за схемою кисневий конвертер -> дугова піч або просто в дуговій печі.

Головна перевага процесу — чистота окатишів по сірі, фосфору та кольоровим металам.

Американська фірма Iron Carbide Holdings, Ltd близько двадцяти років тому розпочала розробку нової технології [17-19] прямого отримання сталі з руди, минаючи доменний процес. Метод полягає в наступному: отримання карбиду заліза з руди за допомогою конвертованого природного газу (2.1):



Карбід заліза отримують із подрібненої руди в реакторах (печах киплячого шару, рисунок 11) шляхом продування конвертованого природного газу. Температура процесу - 590°C , продуктивність реактора діаметром 12,25 м становить близько 40 т/год карбїду заліза. На виході з реактора карбід заліза має температуру близько 550°C і високий вміст вуглецю (6,67%).

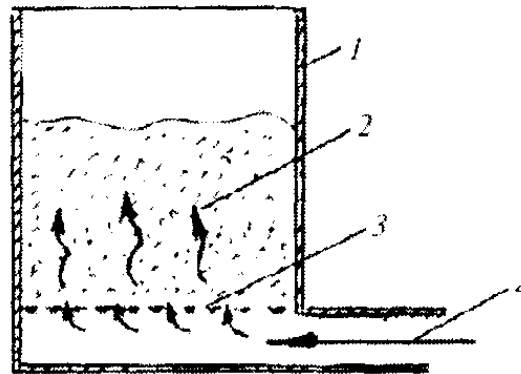


Рисунок 11 – Схема печі киплячого шару для одержання карбїду заліза: 1 – реактор; 2 – подрібнена залізна руда; 3 – пористе днище; 4 – конвертований відновлювальний газ

В подальшому карбід Fe_3C використовувався у шихті замість сталевого брухту при виплавці сталі в кисневих конвертерах або електродугових печах.

Переваги карбід-процесу [18] порівняно з традиційною коксовою технологією: 1. Відсутність потреби в аглофабриці. 2. Відсутність необхідності в коксових батареях та доменних печах. 3. Низькі енерговитрати при температурі близько 600°C (порівняно з 1100°C у коксовій батареї та 2000°C у доменній печі). 4. Часткове повернення енергії в сталеплавильній печі завдяки згорянню вуглецю. 5. Використання дешевого природного газу замість дорогого коксу. 6. Повна автоматизація процесу.

У підсумку, процеси DRI дійсно стали важливою альтернативою традиційному доменному виробництву, пропонуючи низку переваг, які роблять їх привабливими в умовах сучасної металургії. Серед основних переваг процесів DRI можна виділити – відсутність потреби в коксі, який традиційно використовується в доменному виробництві як паливо та відновлювач. Завдяки

використанню таких відновлювачів, як природний газ або водень, процеси прямого відновлення дозволяють значно знизити викиди вуглекислого газу та інших шкідливих речовин, що робить їх екологічно чистішими і дає перевагу в умовах посилення екологічних стандартів. Вища якість продукції. Відновлене залізо практично не містить фосфору, сірки та інших небажаних домішок і дозволяє отримати чисте металеве залізо, яке легко піддається подальшій переробці. Деякі технології дозволяють використовувати навіть менш збагачені види руди, що може бути важливим для країн з обмеженими запасами високоякісної залізорудної сировини. Це підвищує економічну ефективність та знижує залежність від конкретних видів рудної бази.

Попри ці суттєві переваги, процеси прямого відновлення заліза мають і певні недоліки. Одним з таких недоліків є відносно низька продуктивність у порівнянні з доменною піччю, яка може виробляти великі обсяги чавуну в короткі терміни, тоді як процеси прямого відновлення, як правило, мають меншу продуктивність і розраховані на виробництво порівняно менших обсягів заліза. Ще одним стримуючим фактором є високі капітальні витрати. Установка, як правило, потребує значних інвестицій, особливо при використанні нових технологій на основі природного газу чи водню. Висока вартість капіталовкладень та необхідність розробки складного обладнання робить такі проекти важкими для реалізації. Крім того, процеси прямого відновлення потребують більш складного управління та контролю над процесом, особливо при використанні нестандартних видів палива або відновлювачів, такі як водень. Це вимагає спеціалізованого обладнання та висококваліфікованого персоналу, що може створити додаткові витрати і потребує ретельного планування.

Таким чином, попри всі переваги, процеси прямого відновлення заліза не можуть повністю замінити традиційний доменний процес, який залишається основним методом виробництва чавуну та сталі. Однак вони стають важливим доповненням, яке дозволяє оптимізувати виробничі процеси, знизити екологічне навантаження і забезпечити виробництво високоякісного заліза.

2.2 Передумови та історія розвитку процесів рідкофазного відновлення оксидів заліза

У металургійній галузі процеси DRI тривалий час були важливою альтернативою доменному виробництву. Дана технологія дозволила скоротити використання коксу і знизити викиди вуглекислого газу, що зробило її популярною в умовах екологічних стандартів, що посилюються. Однак з часом та посиленням вимог до продуктивності та якості продукту викрилися обмеження процесів DRI:

1. Неможливість повного заміщення доменного процесу через порівняно низьку продуктивність;
2. Необхідність додаткової переробки в електропечах для одержання сталі, що збільшує витрати на електроенергію та знижує загальну енергоефективність.
3. Губчасте залізо виходить у пористому вигляді і має низьку щільність, а його якість не завжди стабільна внаслідок чого при плавці можуть виникати проблеми з небажаними домішками.

Вище зазначені обмеження призводять до необхідності впровадження більш прогресивних, універсальних та ефективних технологій, які дозволяли б виробляти метал одразу в рідкому вигляді, без додаткової переробки та витрат. Такими технологіями стали процеси рідкофазного відновлення (ПРВ) оксидів заліза [15,21-25]

Перший прототип агрегату рідкофазного відновлення був запропонований відомим металознавцем Д.К. Черновим. У середині 1952 року ним було запропоновано спосіб [19] рідкофазного виробництва литого заліза (сталі) відновлюючи його вуглецем із розплавленої руди, минаючи стадію отримання чавуну. Головна ідея способу полягала в зменшенні контакту розплавленого заліза з розпеченим коксом і зниження за рахунок цього навуглецювання. За його ідеєю у шахтну піч (рис. 12) передбачалося завантажувати руду, вапняк і, на відміну доменної печі, трохи вугілля.

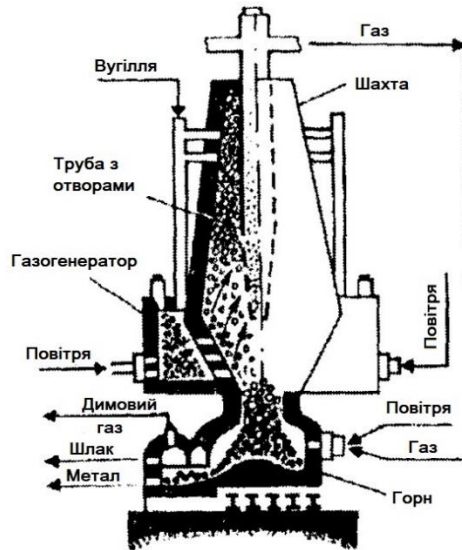


Рисунок 12 - Схема печі Д.К. Чернова для отримання сталі із залізняку

Основна частина вугілля мала потрапляти в кільцевий газогенератор, розташований навколо шахти печі. Д. К. Чернов припускав, що отриманий у газогенераторі відновлювальний газ, піднімаючись назустріч шихті, що опускається, нагріє її і відновить залізо з руди. Отримане таким чином губчасте залізо спускатиметься в горн де розплавлятиметься і навуглецюється вугіллям, що подається в шахту печі.

Ідея рідкофазного отримання заліза з руди привернула увагу В. П. Реміна - наукового співробітника філії АН СРСР, а також М. Юді - норвезького металурга. У червні 1952 р. було збудовано піч (рис. 13), вона мала похиле днище, на яке з бункера подавалися, через живильник, залізна руда і вапняк. Шихта за допомогою пневмоштовхача через похилий подовий нагрівач просувалася в плавильний простір печі, де руда розплавлялася за рахунок надходження електроенергії до графітових електродів.

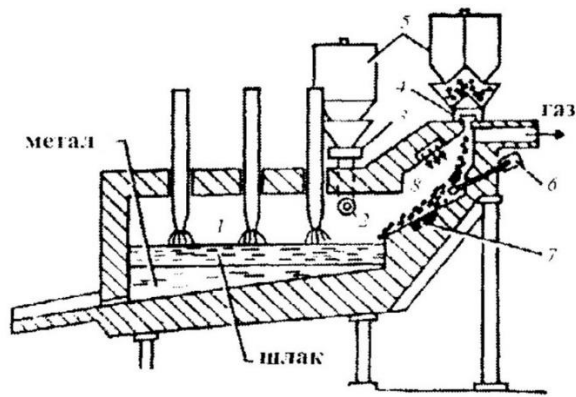


Рисунок 13 - Схема електропечі для отримання заліза з руди за методом В.П. Реміна

Ідея відновлення розплавленої руди напівкоксом виявилася неспроможною через сильне спінювання шлаку, руйнування футерування і короткого замикання електричної дуги між електродами. Науковцями [19] було встановлено, що можлива причина швидкого зносу полягає у тепловому режимі роботи печі. Подача надлишкового кисню, до зони відновлення, не допустила б спінювання шлаку, і процес проходив би нормально. Після невдачі дослідне виробництво повністю ліквідовано.

Пізніше сталеплавильною компанією США Nucor Corporation було запропоновано рідкофазний процес отримання низьколегованої сталі використовуючи як шихту карбід заліза. Продуктивність установки – 50 т/год сталі з температурою 1630 °С. Установка [19,23] (рис. 14) складається із двох конвертерів. У перший, що має ширину 2 м, довжину 5 м, висоту 4 м і округле днище безупинно подають: нагрітий до 500 °С карбід заліза, кисень, природний газ і вапно. Висота металевої ванни становить 0,7 м, висота шлаку - 1,8 м. Карбід заліза подається через спеціальну фурму до розплавленого металу. Кисень і природний газ подається через 6 занурених у метал фурм.

Розплав, що утворюється в першому конвертері, з вмістом 1,5 % С і температурою 1450 °С надходить у другий конвертор, де через днище чотирма фурмами подається кисень. З конвертера виходить сталь з 0,05 % і температурою 1630 °С.

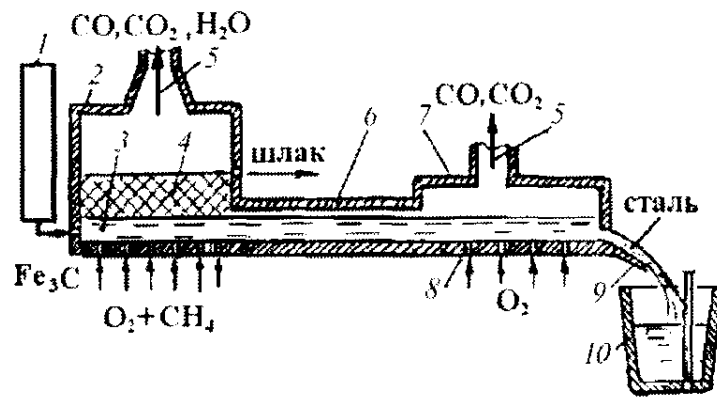


Рисунок 14 - Схема сталеплавильної установки безперервної дії: 1- підігрівач карбиду заліза; 2 – перший конвертер; 3 – рідкий метал; 4 – шлак; 5 - гази, що відходять; 6 – жолоб; 7 – другий конвертер; 8 - киснева фурма; 9 – жолоб для випуску сталі; 10 – ківш

На противагу рідкофазного агрегату компанії Nucor Corporation у 1979 році в СРСР було створено процес отримання чавуну шляхом відновної плавки у барботованій шлаковій ванні. Головними перевагами процесу є використання неокискованої залізорудної сировини з широким діапазоном вмісту заліза, а також використання енергетичного вугілля без попередньої підготовки (без помелу). Шихта (шматкова і пилоподібна руда, залізовмісні шлами, вугілля, флюс) подаються зверху через патрубок (рис. 15) і потрапляють на барботований, за допомогою фурм, шар шлаку. В результаті піролізу (розкладання) і неповного згоряння вугілля та H_2 , які відновлюють залізо з його оксидів за відомими реакціями. Відновлене залізо насичується вуглецем в шарі шлаку, що барботується (2.2):



проходить через шар спокійного шлаку 10 та утворює металеву ванну 11 на подині печі 4. Фурми 9 верхнього ряду використовуються для подачі кисню, допалювання CO та H_2 та підвищення температури у верхній частині печі до $1500 - 1600^\circ C$.

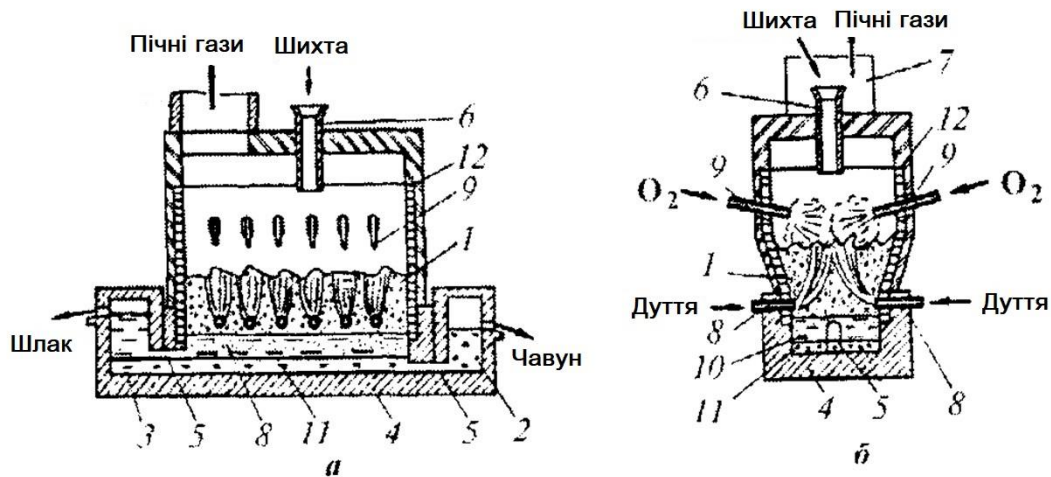


Рисунок 15 – Схема печі ПРВ: *а* - поздовжній розріз; *б* - поперечний розріз

З горна (подини) печі чавун і шлак через перетікання 5 надходять у металевий сифон 2 і сифон шлаковий 3, з яких випускаються через чавунну і шлакову льотки. Зсередини піч футерована водоохолоджуваними кесонами 12, на яких у процесі роботи намерзає шар шлаку та захищає їх від руйнування. Пічні гази, що відходять через патрубков 7, можуть використовуватися для підігріву повітряного дуття або в котлах-утилізаторах для отримання пари або гарячої води.

Після 1980-х років популярність отримує ідея двоступінчастого відновлення заліза, спочатку до губчастого заліза, а потім до вуглецювання у шлаковій/металевій ванні. Одним з таких процесів є – процес Finex [19,27-29]. Він розроблений спільними зусиллями фірми VAI та дослідницького центру корейської фірми POSCO.

Попереднє відновлення руди проводиться у протитоці в 4 реакторах киплячого шару гарячим відновлювальним газом з плавильної печі-газифікатора (рис. 16). Відновлена руда (85-90 % металізації) брикетується і подається до плавильної печі разом з шматковим вугіллям, яке, нагріваючись, коксується до напівкоксу, утворюючи коксову насадку в горні. Технологічний кисень, що вдувається через фурми, окислює паливо і створює високотемпературний

відновлювальний газ (3000-3300 °С), який нагріває вугілля та брикети, плавлячи частково металізовану руду і утворюючи чавун та шлак.

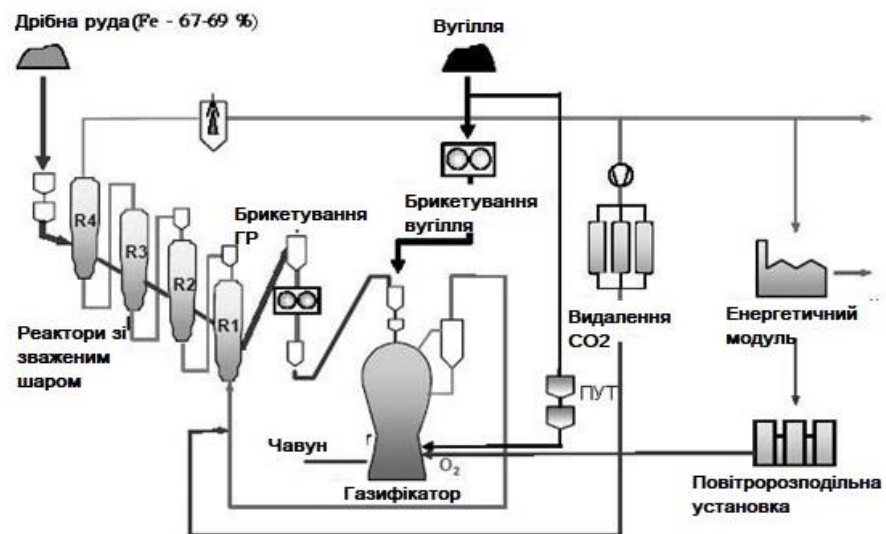


Рисунок 16 - Принципова схема процесу Finex

Навуглецювання чавуну відбувається за рахунок вуглецю з напівкоксу. Процес забезпечується теплом від згоряння напівкоксу перед фурмами. Чавун і шлак випускаються з печі періодично, як у доменній печі. Чавун, отриманий у процесі Finex, за складом та температурою аналогічний доменному. Промисловий модуль Finex продуктивністю 1,5 млн. тон чавуну на рік був запущений у Кореї в 2007 році після відпрацювання на пілотних установках. Через високе споживання вугілля (850-1000 кг/т) та кисню (500-600 м³/т) процес Finex потребує максимального використання енергетичного потенціалу відхідного газу.

В цей же час починають реалізовуватися одностадійні технології. Гарним прикладом є технологія HSmelt [19,30-33] що поєднує принципи доменної печі та кисневого дуття. Він реалізується в плавильно-відновлювальному агрегаті, що нагадує кисневий конвертер з металевими стінками, що охолоджуються (рис. 17).



Рисунок 17 - Схематичний розріз плавильно-відновлювального агрегату Hismelt.

Hismelt дозволяє використовувати низькосортні залізовмісні матеріали та вторинні ресурси, такі як залізна окалина або пил від металургійних заводів, а чавун виходить чистішим за той, що виробляється в доменних печах, оскільки містить менше кремнію та фосфору, а вміст інших шкідливих елементів становить лише соті частки відсотка.

У традиційній доменній печі залізо відновлюється за участю твердого вуглецю, що призводить до низької швидкості реакції через погані умови тепло- та масо переносу. У процесі Hismelt [29,31] дрібна підігріта залізна руда подається безпосередньо в барботуючий розплав всередині агрегату через похилі бічні фурми, розташовані по колу і так само вдувається вугілля, подрібнене до фракції -3 мм разом із вапняковим флюсом. Завдяки цьому утворюється велика кількість газів, котрі підіймаються, (H_2 , CO) і створюють ефект циркуляції та активне кипіння котре забезпечує чудові умови для передачі тепла та маси, а швидкість відновлення оксиду заліза на 1-2 порядки вища, ніж за допомогою твердого вуглецю у доменній печі.

Технологія не потребує коксового виробництва та агломерації, що знижує витрати на будівництво та експлуатацію, а також зменшує викиди CO_2 , NO_x , діоксинів, смол і фенолів. Інвестиції у будівництво доменної печі складають

лише 15-20 % від загальних витрат, тоді як будівництво допоміжних систем обходиться в 4-5 разів дорожче (рис. 18).

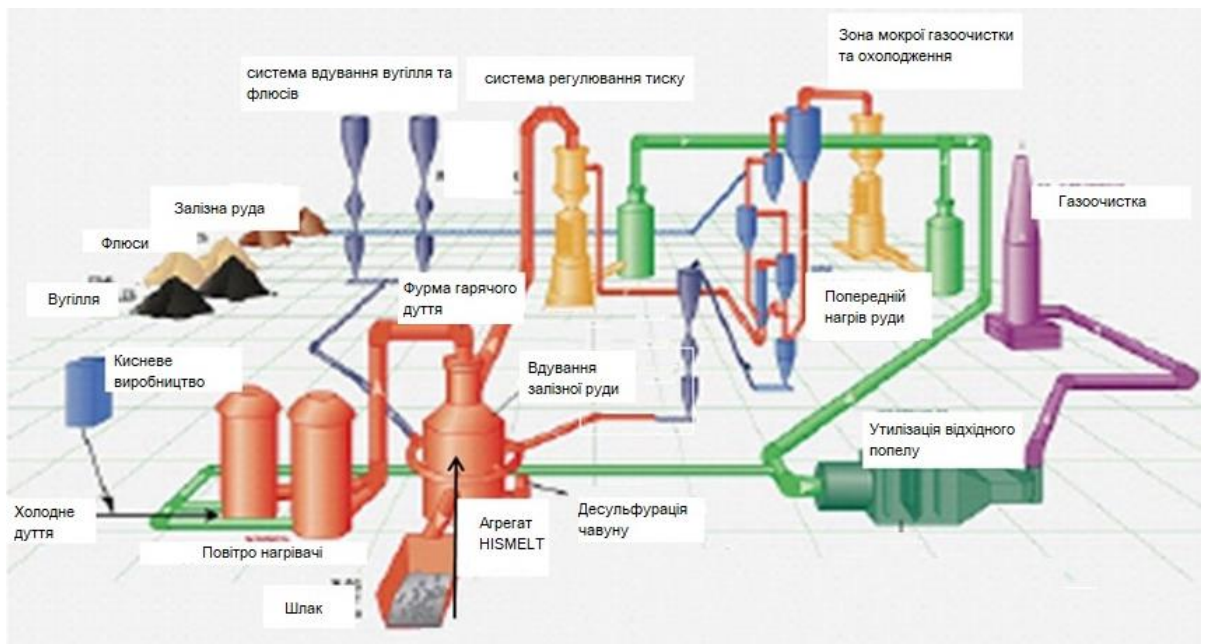


Рисунок 18 - Технологічна і структурна схема промислового комплексу Hismelt

Унікальні характеристики процесу Hismelt [30,32]:

- 1) висока швидкість вдування порошкових матеріалів у рідку фазу, що дозволяє використовувати ультра тонкі фракції цих матеріалів;
- 2) високий вміст FeO у шлаку (5-6 %), що при вмісті вуглецю в металі 4% забезпечує перехід 80-90 % фосфору в шлак.

При цьому Hismelt дуже енергоємний. Споживання вугілля становить 900-950 кг на тону, хоча споживання кисню (150-200 м³ на тону).

Однак складнощі в регулюванні та підтримці необхідного рівня окисно-відновлювального потенціалу рідкої фази призводили до серйозних аварій (замерзання металу в копильнику, налипання металу на водо охолоджувані стіни, їх деформація з порушенням герметичності тощо). На сьогоднішній день інформація про досягнення комплексом більш ніж 80 % від проєктної потужності не зустрічалася.

Гарним прикладом комбінованих систем ПРВ який складається більше ніж з двох стадій є процес DIOS [19,26,34,35]. Даний процес трьох стадійний. Він був розроблений спільними зусиллями «Японської Федерації чавуну та сталі» і «Центру використання вугілля за підтримки Міністерства зовнішньої торгівлі та промисловості». Дослідження 1988 – 1991 рр. проводили на 100-тоному дослідному реакторі рідкофазного відновлення, переробленому зі 170-тоного конвертера, на заводі фірми Nippon Steel Corp. у м. Sakai. Вперше процес DIOS було реалізовано на напівпромисловій експериментальній установці з номінальною потужністю 180 тис. т. чавуну на рік 1993 р. на заводі Кейхін японської фірми NKK.

Дана технологія [35] передбачала стадію попереднього підігріву суміші дрібної руди менше 8 мм до 600 °С, повернення пилу в реактор псевдозрідженого шару, куди надходить очищений у циклоні газ з агрегату попереднього відновлення. Руда після підігріву надходить у реактор попереднього відновлення в псевдозрідженому шарі, де відбувається її твердофазне відновлення приблизно до 27 – 30 % при робочій температурі - 780 °С, здійснюється очищенням у циклоні газом, що відходить безпосередньо з агрегату рідкофазного відновлення заліза.

З реактора попереднього відновлення підготовлена сировина транспортується до реактора рідкофазного відновлення конвертерного типу. Крупнозерниста руда завантажується самопливом, а пилоподібна фракція вдувається в реактор. Відновлення оксидів заліза із шлаку вугільними частинками протікає в умовах продування шлакового розплаву киснем через верхню занурювальну фурму, що розташована в центрі реактора. Зверху на шлакову ванну подають вугілля крупністю менше 30 мм та флюсові добавки. Процес ведеться під тиском до 2 атм. при цьому максимальна витрата кисню становить 20000 $\text{nm}^3/\text{год}$.

В результаті реакцій в робочому просторі агрегату утворюється монооксид вуглецю який допалюється киснем. При цьому заявлено, що до 85 % тепла від

допалювання використовується на нагрівання ванни шлаку [34,36]. Ступінь допалювання газів, що відходять з ванни, становить 45-50%.

Важливим елементом технології є періодичне переміщення кисневої фурми вздовж вертикальної осі, що пов'язано з періодичним випуском металу і шлаку і зміни висоти шлакової та металевий ванни.

Продукти плавки періодично випускають через лютку з діаметром 70 мм, виконану в циліндричній частині реактора. У зв'язку з цим необхідне застосування традиційного доменного обладнання, а саме бурмащини та гармати для закладення лютки. Такий спосіб вимагає додаткового відокремлення металу від шлаку поза печі і не виключає втрат вугілля зі шлаком.

Ще однією особливістю [35] в процесі DIOS – донний барботаж азотом для покращення підведення тепла до металевий ванни, при цьому вирішується завдання інтенсифікації процесу відновлення заліза за рахунок реагування вуглецю.

У період випробувань ванна металу мала температуру близько 1500 °С. Температура шару щільного шлаку становила близько 1500 °С. Температура спіненого шлаку становила близько 1600–1650 °С. Температура в надшаровому просторі зіставила 1700–1900 °С. Вміст (FeO) в шлаку становило 4-5%, вміст вуглецю в чавуні 34%. Інтенсивність верхнього кисневого продування шлаку становила близько 1000 м³/м² площі ванни на годину при середній питомій продуктивності 1,55 т/м³ год. Усього виплавлено в ході випробувань близько 21000 тон металу.

Наразі ця технологія не використовується. Причинами стали високі економічні витрати на встановлення та обслуговування, довгий термін окупності процесу, складна система управління, в порівнянні з іншими подібними агрегатами. Через ці аспекти і невелику економічну різницю з АКД методом DIOS було визнано не рентабельним через, що державні організації повністю зупинити фінансування проекту в 1999 році.

Незважаючи на притаманні, як і будь-яким технологіям, недоліки процеси ПРВ є найперспективнішими. Починаючи з 1960-х років інженери і науковці знаходять все більше шляхів розвитку і модернізації даної технології, проводяться нові практики та дослідження, впроваджуються нові системи та агрегати. На часі науковцями здійснюються розробки методу безперервного зневуглецювання чавуну безпосередньо в агрегаті, тобто передбачається безперервне продування окиснювачем з подальшим доведенням до необхідного хімічного складу сталі позапічними методами з безперервним розливом. Вирішення цієї проблеми дозволить зосередити весь процес виробництва металу після видобутку руди в одному металургійному цеху, виключаючи самостійний сталеплавильний переділ.

Інші розробки в галузі рідкофазного відновлення оксидів заліза, спрямовані на використання нових реагентів, оптимізацію умов реакцій, інтеграцію з іншими процесами та застосування нових технологій, зокрема розвиток одностадійних агрегатів ПРВ, значно розширюють можливості переробки залізвмісних матеріалів. Зокрема, комплексна переробка матеріалів із вмістом цінних металів, таких як цинк, ванадій, свинець та титан, відкриває нові горизонти для металургії, роблячи процеси більш екологічними та економічно стійкими.

Виходячи із вище переліченої інформації можна сказати що перехід від процесів прямого отримання заліза до процесів рідкофазного відновлення обумовлений необхідністю підвищення продуктивності, зниження екологічних ризиків та покращення якості продукції. Процеси рідкофазного відновлення дозволяють виробляти більші обсяги металу за коротший проміжок часу та можуть зрівнятися за продуктивністю з доменними печами. З економічної точки зору ПРВ також буде ефективнішим процесом через можливість працювати з менш якісною рудою та енергетичним вугіллям, що скорочує витрати на підготовку сировини та знижує залежність від дефіцитних ресурсів.

Одностадійні процеси рідкофазного відновлення потребують набагато менше капітальних вкладень через відсутність необхідності у дорогому обладнанні, котре необхідне для процесів DRI та інших комбінованих процесів .

Таким чином рідкофазні процеси відновлення мають явні переваги перед процесами прямого відновлення: вони простіші в реалізації, більш економічні і дозволяють випускати якісніший метал при менших витратах, а одностадійні установки ПРВ – це важливий крок у бік "зеленої" та енергоефективної металургії, яка затребувана в сучасних умовах жорстких екологічних стандартів і необхідності скорочення витрат виробництва. І саме тому процеси рідкофазного відновлення можуть подолати обмеження, властиві DRI, та забезпечити ефективне та економічне виробництво металу.

3 ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ РІДКОФАЗНОГО ВІДНОВЛЕННЯ

3.1 Термодинаміка процесів рідкофазного відновлення

Термодинамічне моделювання відбиває загальні закономірності процесу, але розрахункові характеристики мають якісний характер. В підтвердження були проаналізовані експериментальні дані [8,36-45], послідовність експериментальних операцій яких зводилася до наступного: нагрівання синтетичного без залізного шлаку (30 г) до заданої температури; скидання навішування гематитової руди на поверхню розплаву (маса навішування розраховувалася з умови отримання концентрації (Fe^{2+}) 1%, 3% та 9%); розчинення гематиту при перемішуванні системи; охолодження отриманого шлаку; аналіз проби шлаку на загальне та двовалентне залізо.

Синтетичний беззалістий шлак у всіх дослідах мав однаковий склад (мас. %): 39SiO_2 , 34CaO , $15\text{Al}_2\text{O}_3$, 12MgO . Використана руда була гематитом технічної чистоти: 96 % Fe_2O_3 та 0,2 % FeO . Порівняння теоретичних та експериментальних результатів (рис. 19) показує гарне узгодження. Експерименти підтверджують закономірності, виявлені теоретичними розрахунками. Облік надлишкового тиску кисню, що виділяється в газовій бульбашці (2-4 атм) дає найкращу відповідність ТДМ і експерименту. Таким чином, при температурах та концентраціях заліза в шлаку, характерних для процесу ПРВ, можлива часткова дисоціація гематиту, але частка (Fe^{2+}) при цьому не перевищує 10-15 %. Отже, при переробці окисленої сировини у шлаковій ванні неминуче буде присутнім (Fe_2O_3). Тому наступним етапом роботи було проведення теоретичних розрахунків та модельних експериментів, безпосередньо пов'язаних із рідкофазним відновленням заліза за наявності тривалентного оксиду в розплаві.

Було здійснено розрахунок рівноважного складу систем [36-38] при автоматичній зміні числа молей однієї із речовин. У розрахунку кожного стану зберігаються та беруть участь тільки конденсовані речовини попередньої

рівноваги, а його газові компоненти видаляються. Така методика найбільш реальному показує перебіг процесу рідкофазного відновлення, коли газоподібні продукти видаляються зі шлаку. Крім того простежується послідовність стадій відновлення зі збільшенням витрати відновника.

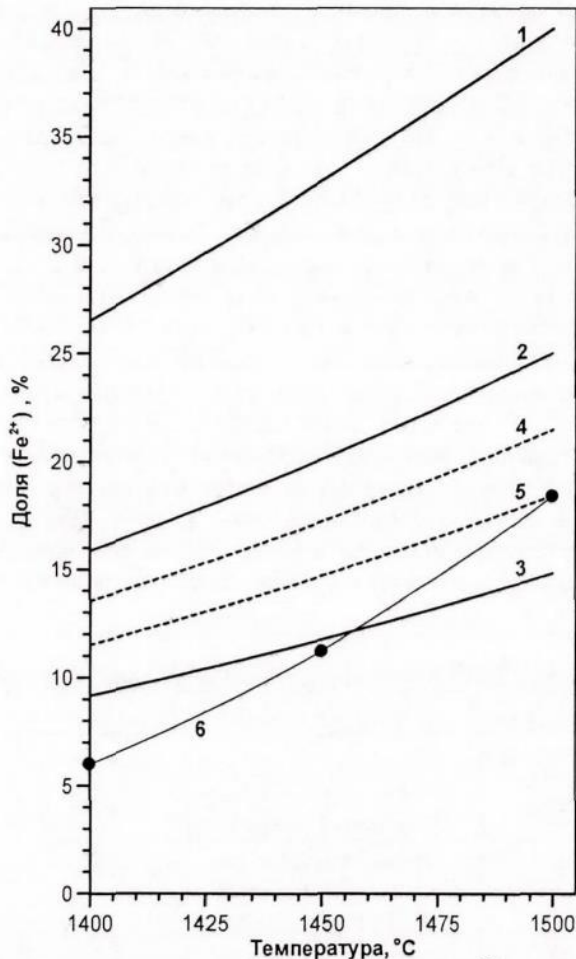


Рисунок 19 - Залежність частки двовалентного (Fe^{2+}) заліза в шлаку від температури при різних тисках і концентраціях загального заліза ($Fe_{заг}$):
 1 - ($Fe_{заг}$)=1 %, $P=1$ атм; 2 - ($Fe_{заг}$)=3 %, $P=1$ атм; 3 - ($Fe_{заг}$) = 9 %, $P = 1$ атм; 4 - ($Fe_{заг}$) = 3 %, $P = 2$ атм; 5 - ($Fe_{заг}$) = 3 %, $P = 4$ атм; 6 - експериментальні значення при ($Fe_{заг}$) ~ 3 %, $P = 1$ атм

У розрахунках [37-42] вказані наступні умови: тиск 1 атм; температура 1450 $^{\circ}C$. Вихідний склад задавали в числах молей: $2Fe_2O_3$ і $98SiO_2$. Це відповідає масовому змісту ($Fe_{заг}$) 3,7 %, що характерно для шлаків ПРВ. Рівноважний склад

шлаку розраховувався для системи SiO_2 , FeO і Fe_2O_3 , які утворюють одну фазу - ідеальний розчин.

У таблиці 3 наведено основні характеристики п'яти моделей розрахунків. Особливістю моделі 3 є вибір монооксиду вуглецю в якості відновника. Кінцевим продуктом у моделях 4 і 5 є залізовуглецеві розплави, при цьому в моделі 4 утворюється ідеальний розчин $[\text{Fe}-\text{C}]$. Для моделі 5 враховуються фактичні активності $[\text{Fe}]$ та $[\text{C}]$, розраховані за рівняннями Чіпмана (3.1 – 3.3). Крок розрахунку за кількістю молей вуглецю був 0,025 моль, в моделі 5 - 0,05 моль.

Таблиця 3 – Основні характеристики п'яти моделей розрахунків

Модель№	Відновник	Шлак	Метал	Газова фаза
Модель 1	$\text{C}_{\text{гр}}$	SiO_2 , Fe_2O_3 , FeO ідеальний розчин	Fe	CO , CO_2
Модель 2	$\text{C}_{\text{гр}}$	SiO_2 , Fe_2O_3 , FeO ідеальний розчин	Fe	CO , CO_2 , O_2
Модель 3	CO	SiO_2 , Fe_2O_3 , FeO ідеальний розчин	Fe	CO , CO_2
Модель 4	$\text{C}_{\text{гр}}$	SiO_2 , Fe_2O_3 , FeO ідеальний розчин	Fe, C ідеальний розчин	CO , CO_2
Модель 5	$\text{C}_{\text{гр}}$	SiO_2 , FeO ідеальний розчин	Fe, C Облік $\gamma_{[\text{C}]}$, $\gamma_{[\text{Fe}]}$	CO , CO_2

$$\lg a_{[\text{C}]} = \frac{1180}{T} - 0,87 + \left(0,72 + \frac{3400}{T}\right) \cdot \gamma_{\text{C}} + \lg \frac{\gamma_{\text{C}}}{1-\gamma_{\text{C}}}, \quad (3.1)$$

$$\lg a_{[\text{Fe}]} = -\left(0,36 + \frac{1700}{T}\right) \cdot \gamma_{\text{C}}^2 + \lg (1 - \gamma_{\text{C}}), \quad (3.2)$$

$$\gamma_{\text{C}} = \frac{X_{\text{C}}}{1-X_{\text{C}}} \quad (3.3)$$

де T -абсолютна температура, X_{C} - мольна частка вуглецю в розплаві. Рівняння (3.1 – 3.3) дозволяють обчислити коефіцієнти активності вуглецю $\gamma_{[\text{C}]}$ і

заліза $y_{[Fe]}$ із заданим значенням X_c в однофазній області розплаву, яка, згідно з фазовою діаграмою Fe-C при 1450 °C, існує приблизно від 5 ат. % до 20 ат. %.

Візуалізація результатів представлена у вигляді залежностей від витрати відновника часток вуглецю і заліза, пов'язаних, відповідно, у вуглецю залізовмісні сполуки (рисунок 20, *a, б* і 21, *a, б*), а також концентрацій окремих компонентів у лузі, металі та газовій фазі.

Результати моделі 1 (рисунок 20) показують, що, зі зростанням витрати вуглецю, спочатку відбувається відновлення (Fe_2O_3) до (FeO); при цьому основним компонентом газової фази являється CO_2 , що відповідає стехіометрії реакції (3.4):



Відновлення до металічного заліза стає можливим тільки після повної перебігу реакції (2.14) (рис. 20, *б*) при залишковій концентрації (Fe_2O_3) наближеної до нуля (менше 6×10^{-5} моль %). Домінуючим компонентом газової фази стає CO , тобто. процес описується стехіометрією реакції (3.5):



Включення до речовин O_3 (модель 2) призводить до змін лише за малих витратах відновника. Це пов'язано з частковою дисоціацією гематиту в лузі і появі O_3 у газовій фазі, що видаляється, що призводить до незначного зниження витрати вуглецю на відновлення (Fe_2O_3) до (FeO). Легкість перетворення (Fe_2O_3) (FeO) підтверджується результатами розрахунку моделі 3, в якій відновником є CO , але, як і раніше, відновлення до металевого заліза починається після повного відновлення (Fe_2O_3). Облік утворення металевої фази в наближенні про ідеальність розчинів $[Fe-C]$ моделі 4 (рис. 21) призводить до збільшення витрати вуглецю. Однак таке наближення не визначає обмежену розчинність вуглецю в розплаві заліза, яка при 1450 °C не може перевищувати 19,9 мол. %.

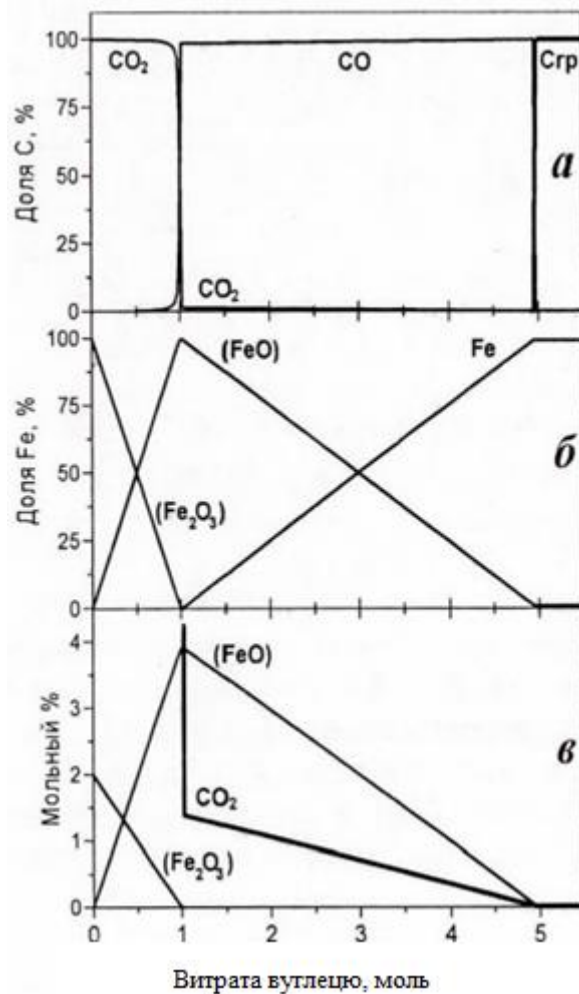


Рисунок 20 – Результати ТДМ, модель 1,2

Цей недолік усувається в моделі 5 при врахуванні коефіцієнтів активності $u_{[C]}$ та $u_{[Fe]}$ - При рівновазі з надлишковим вуглецем і максимальної концентрації $[C]$ 19,9 мол.% (5,1 % мас.) залишковий вміст (FeO) дорівнює 0,021 моль % (рисунок 21, в). Формування крапель маловуглецевих розплавів заліза при 1450 °С можливе при залишковій концентрації (FeO) у шлаку на рівні 0,5-0,2 %.

Проаналізувавши дані термодинамічного моделювання [37,45] можна дійти до висновку, що рідкофазне відновлення заліза стає можливим тільки після попереднього відновлення в шлаковому розплаві (Fe_2O_3) до (FeO). Це не виключає формування крапель залізовуглецевих розплавів у шлаковій ванні із середнім об'ємним вмістом (Fe_2O_3) відмінним від нуля. При замішуванні частинок вугілля в шлак локально створюються умови для відновлення заліза та

формування крапель чавуну незалежно від вмісту (Fe_2O_3) у шлаковій ванні. Однак присутність цього оксиду, мабуть, може помітно відбиватися на загальній кінетиці процесу.

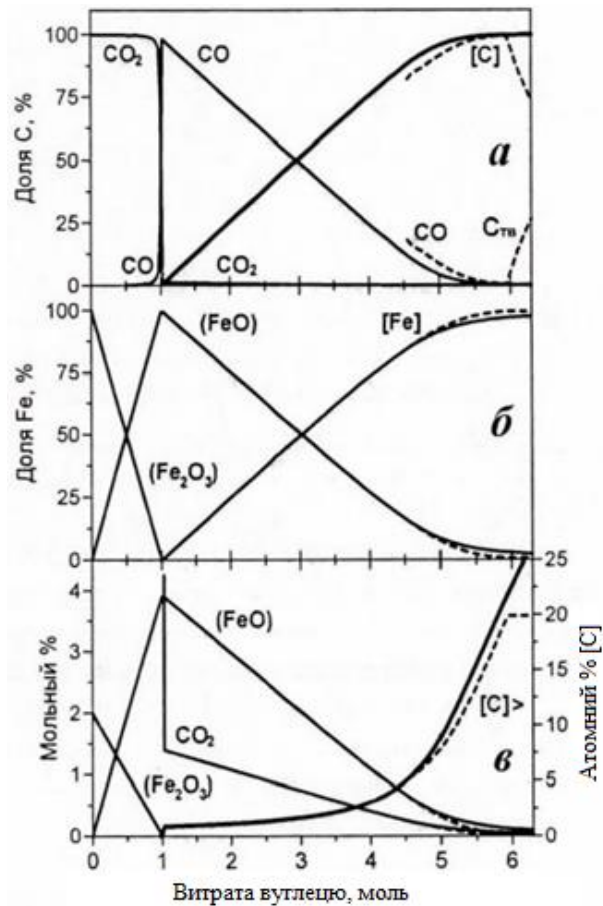


Рисунок 21 – Результати ТДМ, моделі 4 і 5(---)

3.2 Кінетика процесів рідкофазного відновлення

Нажаль, термодинамічне моделювання не дозволяє повністю оцінити вплив Fe_2O_3 , а також врахувати властивості вуглецевого відновника, тому додатково було проаналізовано практичні результати експериментальних досліджень [39,43,44].

Послідовність проведення розглянутих експериментів зводилася до наступних дій. Тигель з вихідним шлаком поміщався в холодну піч. Після розплавлення шлаку і виведення печі на робочий режим (1450°C) на поверхню розплаву скидався умовний метал (УМ), і вмикалося перемішування. Скидання

вугілля вважалось початком відліку часу експерименту. Були використані корундові тиглі однієї форми та розміру. При постійній масі шлаку (30 г) забезпечувалась однакова площа контакту шлак - УМ у всіх експериментах. Як модельні відновники були обрані кам'яновугільне активне вугілля марки КАД і березове активне вугілля марки БАУ-А. Це вуглецеві тіла з розвиненою пористою структурою та великою питомою поверхнею; вони мають максимальну реакційну здатність до регенерації CO₂.

Для експериментів відбиралась фракція розміром -2+1 мм кожної марки вугілля. Фракція з урахуванням розміру тигля не ускладнювала механічне перемішування розплаву. Маса наважок (3-5 г) забезпечувала багат шарове покриття поверхні розплаву частинками вугілля.

Спочатку виплавляли модельні шлаки, у яких забезпечувалось домінуючий вміст оксиду заліза (таблиця 4).

Таблиця 4 – Хімічний склад вихідних шлаків

Марка шлаку	Концентрація, мас. %							Доля (Fe ³⁺), %
	SiO ₂	CaO	MgO	Al ₂ O ₃	FeO	Fe ₂ O ₃	Fe _{зар}	
Fe ²⁺	36-37	31-32	9-10	15-16	4,2	2,3	4,9	33,2
Fe ³⁺	35-36	29-30	10-11	15-16	0,9	6,5	5,2	86,7

Далі проводилися серії експериментів [12,24,41] з відновлення кожним видом вугілля та проаналізовано отримані шлак і метал (рис. 22). Ступінь відновлення заліза μ і частку тривалентного заліза в шлаку η обчислювали за формулами (3.6, 3.7):

$$\mu = \frac{(Fe_{зар}^0) - (Fe_{зар})}{(Fe_{зар}^0)}, \quad (3.6)$$

$$\eta = \frac{(Fe^{3+})}{(Fe_{зар})}, \quad (3.7)$$

де $(Fe^0_{заг})$ і $(Fe_{заг})$ – концентрація заліза у вихідному та кінцевому шлаках;
 (Fe^{3+}) – концентрація тривалентного заліза в шлаку після досвіду.

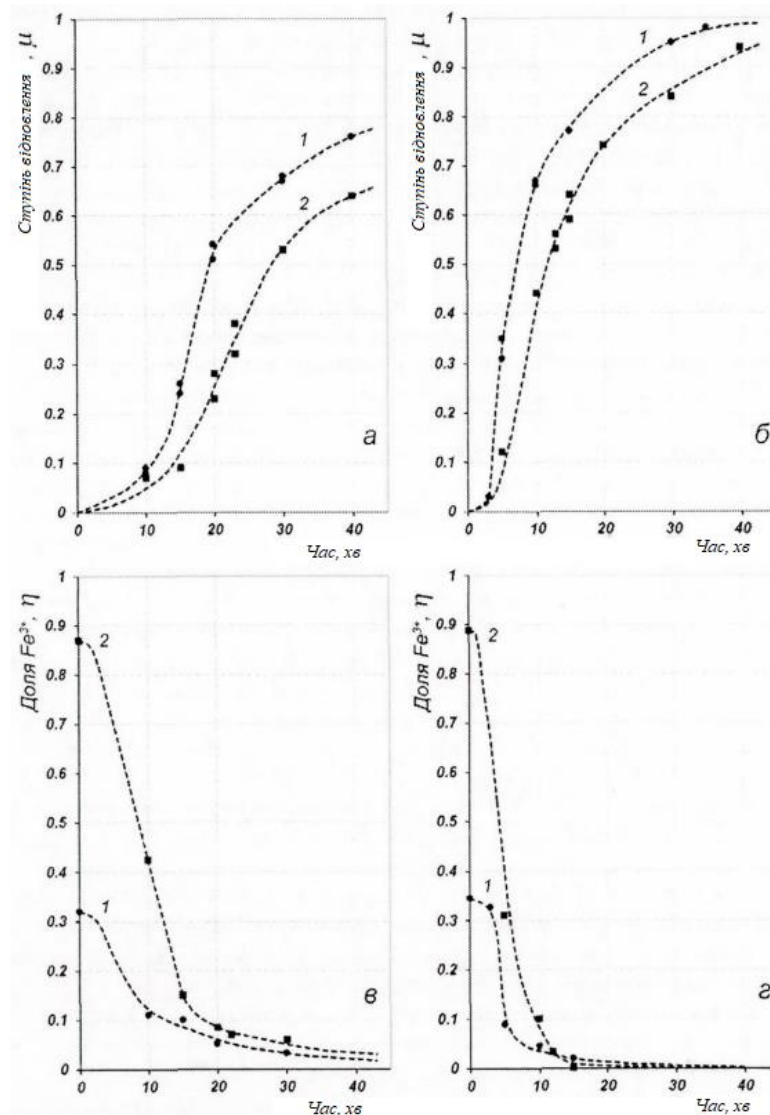


Рисунок 22 – Кінетика рідкофазного відновлення заліза із шлаків: 1 (Fe^{2+}) і 2 (Fe^{3+}) активним вугіллям (а, в – КАД; б, г – БАУ – А)

Результати експериментів (рис. 22) та термодинамічне моделювання показали [12,37], що рідкофазне відновлення заліза зі шлаку з домінуванням тривалентного заліза протікає повільніше, ніж із шлаку з двовалентним залізом. При цьому відновлення до металевого заліза та формування чавуну передуює стадія відновлення Fe^{3+} до Fe^{2+} .

В подальшому принцип побудови термодинамічно ідеальних установок дає змогу створити теплову схему об'єктів, що мають екстремальні енергетичні характеристики, які можуть бути отримані в реальній схемі, що володіє як матеріальними, так і енергетичними втратами.

3.3 Матеріальний і тепловий баланси процесів рідкофазного відновлення

Велику увагу приділяють тепловому балансу агрегату ПРВ, великий винос фізичного тепла з робочого простору відхідними газами, мають температуру до 1700 °С. Для доменних печей ця температура коливається в межах 300 °С. Тому ентальпія газів, що відходять, в агрегаті ПРВ вище в 35 разів, ніж для доменних печей. Коефіцієнт корисної дії тепла для доменних печей не більше 83—85 %, а агрегату ПРВ впирається у 50 %. Звідси нерідко робиться висновок про вищу енергоємність процесу ПРВ, однак коефіцієнт корисної дії вуглецю в доменних печах дорівнює 56-65 %, а в агрегатах ПРВ при ступені допалювання газів у межах 70 % т/с становить 80 %. Це пов'язано з тим, що в доменній печі великі втрати енергії вуглецю визначаються хімічною енергією газів, що відходять і ці втрати приблизно вдвічі вищі, ніж для агрегату ПРВ.

При ступені допалювання в межах 70 % витрата тепла для процесу ПРВ знаходиться на рівні аглококса доменної схеми.

У роботах [36-40] для процесу рідкофазного вилучення заліза з руд була створена енергоефективна термодинамічно ідеальна теплова схема, завдяки якій зафіксовано "принципово можливий" рівень споживання мінеральних та енергетичних ресурсів. Загальна витрата первинного природного ресурсу визначалася підсумовуванням значень всіх потокових коефіцієнтів за всіма технологічними лініями споживання, може бути представлений наступною формулою (3.8):

$$R = \sum_{i=1}^n \prod_{j=1}^m k_{i,j}, \quad (3.8)$$

де n – кількість технологічних ліній споживання первинного ресурсу; m – кількість технологічних стадій в i -й технологічній лінії; $k_{i,j}$ – поточний коефіцієнт i -й технологічної лінії в j -й технологічній стадії.

Відновлення оксидів заліза агрегатами ПРВ може здійснюватися взаємодією як шлакового розплаву з вуглецем так і вуглецем з металевою ванною.

Перший варіант є складним, багатостадійним, гетерогенним процесом, в якому базовим вихідним відновником є твердий вуглець $C(s)$. У міру утворення та накопичення залізовуглецевих розплавів стає можливим відновлення вуглецем, розчиненим у металі. Кінцеві стадії відновлення розчиненого закису заліза (FeO) та утворення залізовуглецевих розплавів зазвичай описують сумарними реакціями (3.9, 3.10):



Рівняння (3.9) та (3.10) – це рівняння матеріальних балансів, які не відображають фізико-хімічного механізму процесів. Слід виділити дві можливі стадії такого механізму. Перша стадія - це відновлення на поверхні газової бульбашки в шлаку за реакцією (3.11):



Для розвитку газового відновлення (3.11) необхідна рекомбінація, яка здійснюється на другій стадії за рахунок твердого (3.12) або розчиненого в металі (3.13) вуглецю:



Сумарні процеси реакції (3.11) з реакціями (3.12) та (3.13) призводять до рівнянь матеріальних балансів (3.9) та (3.10), відповідно. Зважаючи на такий механізм, цілком очевидно, що на інтегральну швидкість рідкофазного відновлення заліза зі шлаку впливає велика кількість факторів основними з яких є температура процесу, тип та властивості відновника. Для способів ПРВ як основну енергетичну базу вибираються енергетичні вуглі. Основним критерієм ефективності використання палива вибрано мінімальну видиму витрату енергоресурсу на процес рідкофазного вилучення заліза. Кількість тепла, що виходить в результаті екзотермічної реакції газифікації вугілля, визначається за формулою (3.14):

$$Q_{\text{H}}^{\text{p}} \frac{\Delta H_{\text{CO}}}{\Delta H_{\text{CO}_2}}, \quad (3.15)$$

де Q_{H}^{p} - теплота згоряння вугілля, кДж/кг; ΔH_{CO} ΔH_{CO} теплові ефекти від неповного та повного згоряння вуглецю.

Відношення цих теплових ефектів становитиме 0,281. Тоді теплота, яка вноситься при газифікації 1 кг палива, становитиме 7194,16 кДж/кг. У зв'язку з цим витрати палива на покриття ендотермічного ефекту реакції відновлення оксидів заліза збільшиться. Проте, в даному випадку виходить висококалорійний генераторний газ, який надалі може бути використаний на ТЕС заводу для виробництва електроенергії, і як наслідок кисню, а також пари, то собівартість чавуну за таких витрат палива буде нижчою, ніж у доменному процесі (табл. 3).

У табл. 5 наведено результати розрахунку процесу рідкофазного відновлення заліза з магнетитового концентрату з вмістом Fe_3O_4 – 60 %, та Оленівського вапняку. За даними аналізів хімічного складу вугілля та природних газів [45-47] вміст вуглецю (С) у вугіллі не перевищує 75 %, тоді як у природному газі він не менше 75 %. У природному газі водень (Нг) становить трохи більше 25 %, а у вугіллі цю частину займає зола (А), водень (менше 5 %) та волога. Таким чином, суміш 75 % С+25 % (Н₂+А) відповідає узагальненим складам вугілля та природних газів.

Таблиця 5 - Матеріальний баланс процесу рідкофазного відновлення заліза

Приход	т/ч	кг/с	Витрата	т/ч	кг/с
Магнетитовий концентрат	39,2	10,8	Чавун	25	6,95
Вугілля	26,85	7,46	Продукти відновлення	42,12	11,7
Дуття (j=80%)	16,32	4,53	Шлак	21,93	6,10
Вапняк	10,46	2,91	Втрати із винесенням	4,05	1,13
Усього	93,10	25,8	Усього	93,10	25,88

Дослідження характеристик відновника та палива виду $C+H_2+A$ при відновленні Fe з розплаву FeO при $1600^\circ C$ супроводжувалося використанням теплофізичних властивостей речовин. Результат спільного вирішення матеріального та енергетичного балансів представлений на рисунку 23. Від центральної точки C (100 % вуглецю) розходяться дві гілки: збільшення золи палива (A) до 50 % та збільшення водню у складі палива (H_2) до 30 %.

Тепловий баланс газифікатора ПРВ може бути представлений такою формулою (3.16):

$$Q_H^P + Q_\Phi^T + Q_\Phi^A + Q_\Phi^И = Q_Ч + Q_Ш + Q_{ХИМ}^\Gamma + Q_\Phi^\Gamma + Q_И^P \quad (3.16)$$

де Q_H^P – потенційне тепло вугілля, кДж/с; Q_Φ^T – фізичне тепло дуття, кДж/с; Q_Φ^A – фізичне тепло палива, кДж/с; $Q_\Phi^И$ – фізичне тепло вапняку, кДж/с; $Q_Ч$ – тепло, яке виносить чавун, кДж/с; $Q_Ш$ – тепло, що виносить шлак, кДж/с; $Q_{ХИМ}^\Gamma$ – хімічне тепло газів, кДж/с; Q_Φ^Γ – фізичне тепло, яке несуть газы, кДж/с; $Q_И^P$ – тепло, що йде на розкладання вапняку.

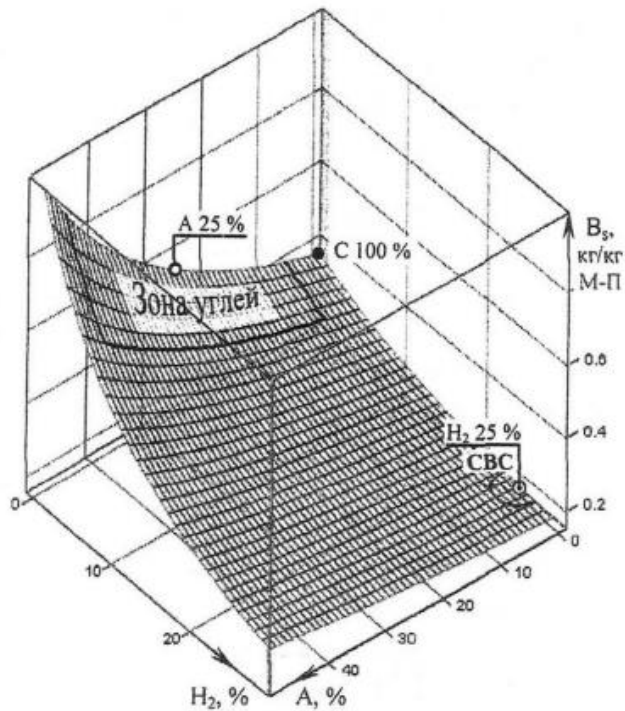


Рисунок 23 - Питома сумарна витрата енергоносія виду $C+H_2+A$ при відновленні Fe у термодинамічно ідеальних умовах залежно від його складу, кг/кг М-П

Тепловий баланс, представлений у таблиці 6 [45-47], наведено з урахуванням 10% теплових втрат. В результаті ітераційних обчислень було визначено температуру чавуну, шлаку і газів. Температура продуктів відновлення становитиме (3.17):

$$t_{пв} = \frac{26413,8}{13,24 \cdot 1,33} = 1500 \text{ } ^\circ\text{C}, \quad (3.17)$$

де 13,24 – витрата продуктів відновлення, $\text{м}^3/\text{с}$; 1,33 – сумарна теплоємність продуктів відновлення, $\text{кДж}/(\text{м}^3\text{ } ^\circ\text{C})$.

Таблиця 6 - Тепловий баланс печі рідкофазного відновлення заліза

Приход	кДж/с	Витрата	кДж/с
Потенційне тепло палива	190990	Чавун	9382,5
Фізичне тепло палива	1790,4	Шлак	16844
Фізичне тепло дуття	136,44	Хімічне тепло продуктів відновлення	120004
Фізичне тепло концентрату	4050,0	Втрати на розкладання вапняку	5175,9
Фізичне тепло вапняку	611,1	Фізичне тепло продуктів	26413,8
		Теплові втрати	19757,8
Усього	197578	Усього	197578

Цей розрахунок наведено для основності шлаку 1,1. На рис. 24 наведено залежність температури продуктів відновлення від основності шлаку.

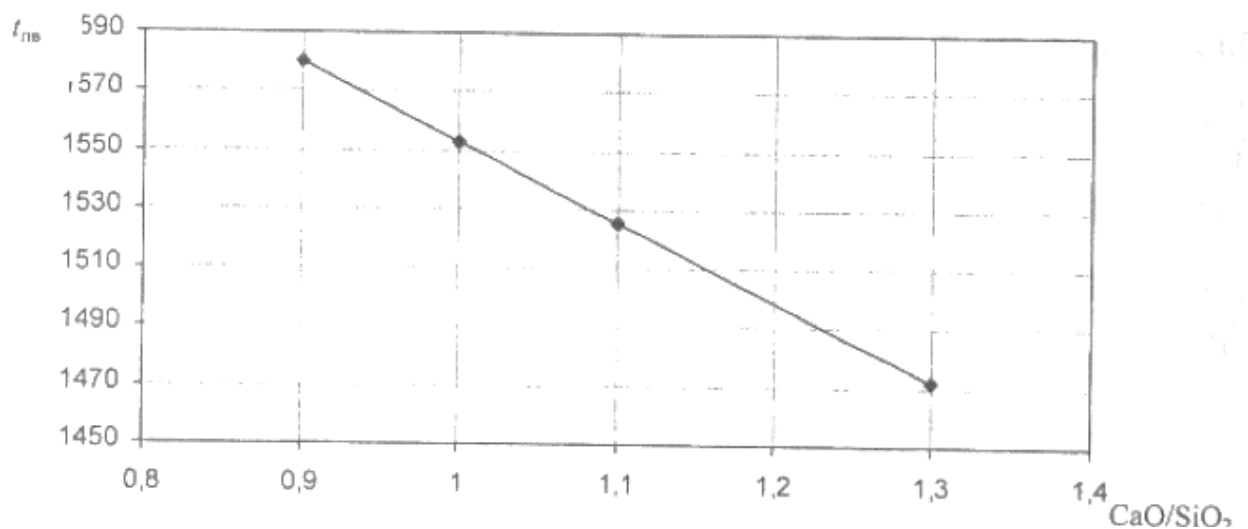


Рисунок 24 – Залежність температури продуктів відновлення від основності шлаку

Як відомо, теплота згоряння газу, що отримується в результаті часткової газифікації та відновлення оксидів заліза, залежить від ступеня збагачення дуття киснем. Також із збільшенням збагачення дуття киснем зростає температура продуктів відновлення. Для даного прикладу ступінь збагачення дуття киснем була обрана з розрахунку продуктивності кисневої станції 14000 м³/год, а також забезпечення температури процесу 1500°C.

Відомі матеріальні та теплові потоки шихтових матеріалів та теплоти вторинних енергетичних ресурсів (ВЕР) дозволяють побудувати температурно-теплові графіки (далі - ТТ-графік) нагріву перших та охолодження других (рис. 25). ТТ-графік - це комплексний термодинамічний підхід до розробки енергетично ефективною теплової схеми, який дозволяє одночасно контролювати виконання 1-го та 2-го законів термодинаміки в кожній точці процесу, при реалізації процесу в термодинамічно ідеальних умовах.

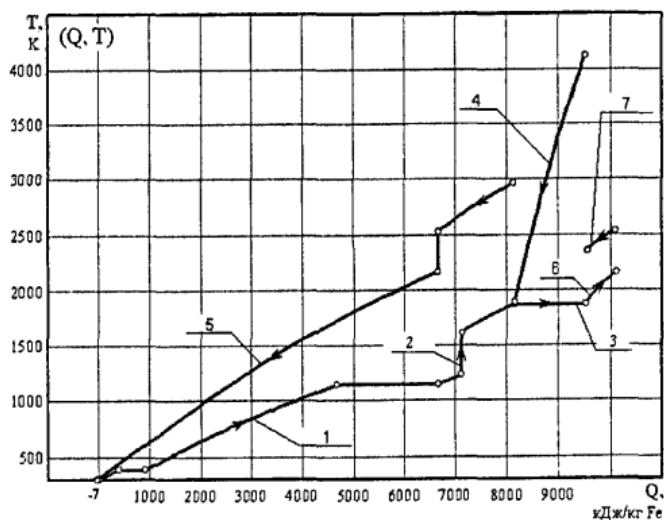


Рисунок 25 – Температурно-тепловий графік обробки шихтових матеріалів, перегріву шлаку та охолодження енергоносіїв: 1 – нагрівання шихтових матеріалів; 2 - шлакоутворення; 3 – відновлення; 4 – хімічна енергія палива для процесу відновлення; 5 - хімічна енергія відхідних газів реактора і відновлення після їх допалювання; 6 – нагрівання шлаку до температури розплаву цементного клікера; 7 - хімічна енергія природного газу для процесу

Для повної оцінки характеристик споживання ресурсів даної теплової схеми було здійснено порівняння з характеристиками виробництва чавуну методом АКД за ідеальних умов [5,8] в результаті чого встановлено, що теплова схема ПРВ відрізняється від теплової схеми АКД низьким споживанням природних ресурсів на: залізняк 2,754 т/т, вапняк 4,029 т/т, повітря 2495 м³/т, природний газ 393 м³/т. При цьому енергоємність процесу складає 533 кг вуглецю на продукт, що порівняно із енергоємністю виробництва в доменній печі на таку ж кількість металу у 3 рази менше.

3.4 Найперспективніші процеси рідкофазного відновлення оксидів заліза

Більшість процесів рідкофазного відновлення поки що не можуть конкурувати з доменним процесом через кілька ключових причин, які стосуються як економічних, так і технологічних обмежень. Доменна піч — це найбільш розроблена і найнадійніша технологія, яка пройшла десятиліття удосконалень і сьогодні забезпечує високу ефективність, стабільність і оптимальну собівартість у великомасштабному виробництві чавуну. Крім того, великі обсяги виробництва дозволяють отримувати значну економію на масштабі, що ускладнює конкурування рідкофазних технологій, які поки що не досягли такого рівня виробничої масштабованості.

Основними складнощами, на даний момент, які не дають процесам ПРВ повністю замінити собою доменну піч є технічна складність більшості видів комбінованих установок, які потребують спеціальних умов експлуатації та додаткових агрегатів для переробки різних видів сировини, а також великих площ для побудови саме комбінованих систем, що для варіантів вже існуючих підприємств може бути проблематично. Для прикладу можна привести раніше згадані процеси Finex та Hismelt. Якщо ж проблема капіталовкладень на побудову комбінованих установок і територіальна проблема були вирішені

створенням одностадійних ПРВ агрегатів, то проблему виробничої продуктивності дані системи вирішити повністю поки що не можуть.

Наразі існує не так багато одностадійних установок рідкофазного відновлення які б могли зрівнятися з АКД процесом, проте, з відомих, процеси МАГМА і ROMELT виділяються як найперспективніші. До їх переваг перед усіма іншими схожими агрегатами відносяться здатність працювати з низькоякісною сировиною й відходами металургії та ефективно переробляти різні залізовмісні матеріали з використанням кисневмісних газів, досягаючи високої якості чавуну й сталі при зниженій енерговитратності

3.4.1 Процес «МАГМА»

Основним призначенням АПБ «МАГМА» [45-48] являється ефективна переробка, в першу чергу, промислових та комунальних відходів, рудної та енергетичної сировини з використанням безвідходних, екологічно чистих технологій. Складається апарат з плавильної камери, оригінальної системи охолодження, пристроїв сушіння, нагрівання та завантаження шихтових матеріалів, системи нагріву агрегату, пристроїв перемішування розплаву та подачі відновника в розплав, системи випуску продуктів плавки — шлаку та металу, АСУ процесу, система утилізації тепла відхідних газів та їх очищення (останні змінюються залежно від мети використання АПБ «МАГМА»).

Нагрів робочого простору апарату здійснюється паливо-кисневими пальниками. В якості палива у процесі використовуються – природний газ або енергетичне вугілля (завантажується на поверхню шлакового розплаву), що спалюються в атмосфері кисню. За потреби, подача твердого відновника в рудно-шлаковий розплав здійснюється інжекторами. Дане технологічне рішення дозволило досягти високих температур реакційних зон: до 1900 °С - у робочому просторі плавильної камери агрегату, та до 1650 °С - в шлаковому розплаві.

Апарат використовує оригінальну систему охолодження [46] з використанням рідкометалічного теплоносія, що дозволяє підтримувати

температуру корпусу плавильної камери на рівні 500°C. Застосування даної технології, в зоні знаходження шлакового розплаву, спонукає до утворення гарнісажу на робочій поверхні плавильної камери, котрий в свою чергу замінює футерування шлакової зони традиційними вогнетривами. Зона знаходження металевого розплаву (подина плавильної камери) футерована вогнетривами, що охолоджуються через корпус рідкометалевим теплоносієм, що забезпечує високу стійкість робочої зони. Також в даній охолоджуваній системі приймає участь азот, котрий транспортує тепло від рідкометалевих теплоносіїв до теплообмінників. Завдяки використовуваній системі охолодження на базі рідкометалевих теплоносіїв плавильний агрегат «МАГМА» тривалий час може експлуатуватися без зупинок на ремонт.

Тепловідхідні технологічні гази, що виділяються в робочій зоні плавильної камери АПБ «МАГМА» можуть утилізуватися в енергетичному котельному агрегаті для вироблення електроенергії, або використовуватися для попереднього нагрівання шихтових матеріалів, що завантажуються в агрегат. Очищення технологічних газів здійснюється з використанням сучасних систем газоочищення. Основні характеристики АПБ «МАГМА» наведено у таблиці 7, а можливості застосування агрегату наведено на рисунку 26.

Таблиця 7 - Основні характеристики АПБ «МАГМА»

Теплова потужність, МВт	до 100
Види палива	природний газ, енергетичне вугілля
Окиснювач	технологічний кисень (95% O ₂)
Температура металу в рідкій ванні, °С	1350-1550
Температура шлакового розплаву, °С	1400-1650
Температура газової фази у вільному просторі (над шлаковим розплавом), °С	1800-1900

Продовження таблиці 7

Габарити плавильної камери	
зовнішній діаметр, м	4
довжина, м	9
Матеріал плавильної камери	легована котельна сталь
Охолодження корпусу плавильної камери	рідкометалевий теплоносій
Футерування ванни	периклазо вуглецева або високоглиноземна цегла
Футерування в шлаковій зоні плавильної камери	гарнісаж шлаковий

Організація виробництва чавуну методом прямого відновлення не вимагає великих витрат на підготовку залізорудної сировини. При порівняно невеликих капітальних витратах агрегат «МАГМА» може бути використаний для ефективного безкоксового виробництва невеликих обсягів чавуну з неокуюваної залізної руди. безперервним процесом (рис. 27).

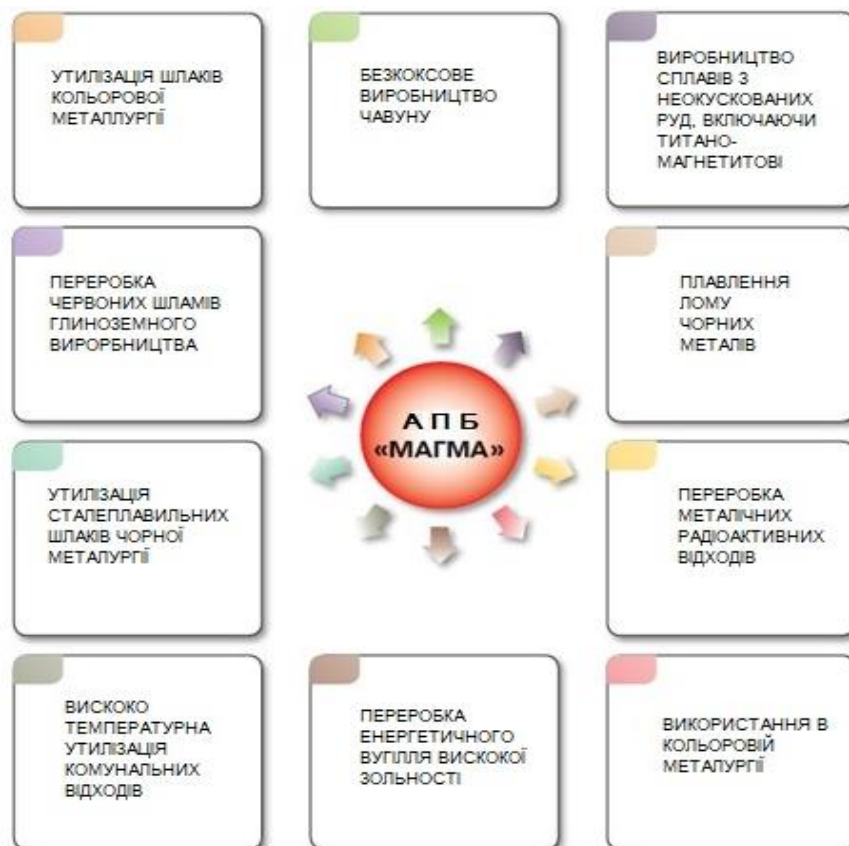


Рисунок 26 – Застосування агрегату «МАГМА»

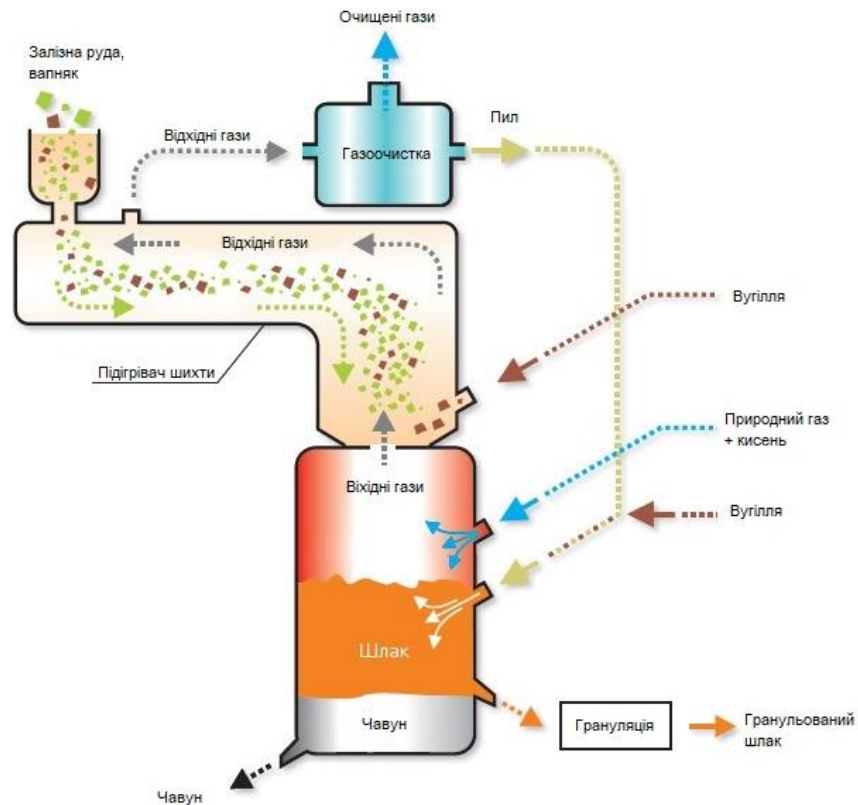


Рисунок 27 – Схема безкоксового виробництва чавуну з неокискованої залізної руди

Шихта, перед завантаженням в агрегат, попередньо підігрівається газами, що відходять з плавильної камери агрегату в обертовому циліндричному підігрівачі до температури 900-1000°C. За таких температур протікає процес часткової декарбонізації вапняку з утворенням вапна та часткового відновлення оксидів заліза.

Нагріта в підігрівачі шихта завантажується на поверхню шлакового розплаву, плавлення шихти та відновлення оксидів заліза протікає у рідкій ванні. Вугілля, необхідне для відновлення оксидів заліза та коригування вмісту вуглецю в чавуні, завантажується в плавильну камеру на поверхню рудовапняного розплаву і додатково вдувається інжекторами. Інжектори розташовані в корпусі плавильної камери на рівні верхньої межі металевого розплаву, що утворився в результаті відновлення заліза. Уловлений газоочищенням пил повертається інжекторами в плавильну камеру, шлаковий розплав.

Тепло, необхідне для плавлення шихти, нагрівання розплаву, утворюється внаслідок протікання ендотермічних реакцій відновлення оксидів металів та компенсації теплових втрат агрегату, а також вводиться в робочий простір плавильної камери газокисневими пальниками. Під час процесу чавун та шлак періодично зливаються з агрегату. Продуктивність типового агрегату «МАГМА» чавуном становить 200-250 тис. т на рік і залежить від складу залізної руди, що використовується, а питома витрата енергоносіїв на виробництво 1 т чавуну становить:

- природний газ 110-115 м^3 ;
- енергетичне вугілля 250-320 кг;
- кисень 220-230 м^3 .

3.4.2 Процес ROMELT

Процес ROMELT [49-58], мабуть один із одностадійних процесів, який зміг приблизитись по продуктивності до доменних печей малої місткості. Він призначений для виплавки чавуну без використання коксу та попередньої підготовки залізвмісної шихти. ROMELT базується на використанні, в якості реакційного середовища і зони відновлення, рідкої шлакової ванни, що барботується кисневмісним газом. У розплавлений шлак подають вугілля та залізорудну сировину, де відбувається відновлення оксидів заліза вуглецем.

Відновлення оксидів заліза відбувається у шарі шлаку [50-51], для цього в об'єм металеві ванни вводять твердий вуглецевмісний матеріал із залізорудною сировиною розміром частинок не більше 6 мм і флюс. Після завантаження паливно-сировинної бази вдувають окисний газ, здійснюють нагрівання вуглецевмісного матеріалу та газифікацію його органічної частини. Нагрів здійснюють до розплавленого стану частинок залізорудної сировини із забезпеченням переходу вуглецю [52,55,56] в розплав та взаємодії рідких оксидів заліза з вуглецем для отримання заліза та CO. Далі утворені бульбашки газу барботують розплав із забезпеченням кипіння, тим самим здійснюючи

перемішування шлакової ванни, додатково над її поверхнею шлакової ванни здійснюють допалювання окисним газом. Таким чином досягається розчинення в шлаку флюсів, мінеральних частин вуглецевмісного матеріалу, порожньої породи залізорудної сировини і золи вуглецевмісного матеріалу. Далі розчинений вуглець відновлює оксиди заліза [55] з отриманням монооксиду вуглецю за ендотермічною реакцією (3.18):



Для енергозабезпечення процесу відновлення паралельно і одночасно з подачею витратних компонентів шихти в металеву ванну вдмухують суміш повітря і кисню ($O_2 = 50-95\%$) або вдмухують газоподібний кисень з питомою інтенсивністю $0,1-5,0 \text{ м}^3/(\text{т}\cdot\text{хв})$ та здійснюють окислення вуглецю за екзотермічною реакції (3.19):



при цьому питомі витрати кисню та вуглецю вибирають із співвідношення (3.20):

$$m_{C-321}/m_{O_2} = 0,5 \div 1,5, \quad (3.20)$$

звідки (3.21):

$$m_{O_2} = m_{C-321} / (0,5 \div 1,5) \quad (3.21)$$

де m_C - питома витрата вуглецю, що вводиться з вуглецевим матеріалом на одну тону заліза, кг/т; 321 - питома витрата вуглецю на відновлення Fe_2O_3 однієї тони заліза, кг/т; m_{O_2} - питома витрата газоподібного кисню, що вводиться з дуттям на одну тону чавуну.

За $0,5-10,0$ хв до випуску з печі отриманого заліза прямого відновлення з нього видаляють $5-95\%$ вуглецю шляхом його додаткового окислення. Тим самим досягається повне окислення всього вуглецю і відновлення всього заліза, а також одночасне збереження концентрації вуглецю в металевій ванні по ходу

відновлення. Дана реакція здійснюється в інтервалі температур 1400-1600° і забезпечує передачу тепла металевій ванні в кількості приблизно 3,07 кВт·год на 1 кг окисленого вуглецю. Ця величина значно – 1,56 рази перевищує тепловий ефект при окисненні вуглецю сумішшю повітря та кисню у співвідношенні 50:50 у доменному процесі, що дорівнює 1,97 кВт·год/кг вуглецю. Це суттєво збільшує прихід тепла від окислення вуглецю у запропонованому способі та покращує тепловий баланс, створюючи тим самим умови для зниження витрати теплоносія – вугілля.

Одночасний перебіг у металевій ванні двох реакцій, що відрізняються протилежними знаками, а саме ендотермічної реакції відновлення оксидів заліза вуглецем, що супроводжується одночасно окисненням частини вуглецю, що надходить у ванну, з одного боку, та іншої реакції, що носить екзотермічний характер, а саме окислення вуглецю, розчиненого в металі ванні кисневим дуванням дозволяє підвищити надходження тепла від окислення вуглецю киснем, знизити дефіцит тепла, скоротити витрату палива і, зрештою, зменшити енерговитрати на отримання заліза.

Додатковим і дуже істотною перевагою заявляється способу є більш високий термічний ККД при окисненні вуглецю киснем в металевій ванній порівняно зі шлаковою ванною. Як відомо, тепло, що виділяється в обсязі рідкого металу при окисненні вуглецю кисневим дуванням, практично повністю засвоюється металевією ванною, так як зона виділення тепла і зона поглинання тепла поєднана в часі та просторі. Тому величина теплового ККД у разі наближається до 100 %.

Крім цього у процесі забезпечуються умови десульфурзації, так як до 90 % всієї сірки з шихти уноситься газами, що відходять у вигляді SO₂, SO₃, CS, CS₂, COS. Шлак у цих умовах, поглинаючи не більше 10 % S шихти, забезпечує виплавку кондиційного по сірці чавуну. Наявність у шлаку помітного вмісту оксидів заліза забезпечує видалення до 40 % P у шихті. Вміст кремнію і марганцю в чавуні - до 0,10 %. Відсутність операцій збагачення залізняку,

агломерації, виробництва окатишів скорочує втрати заліза приблизно на 15–29 %.

Процес ROMELT [49] здійснюється у прямокутній камерній печі з двома рядами (за висотою) кисневих фурм на бічних стінках (рис.28). Вугілля та руда завантажуються в агрегат зверху через завантажувальні люки. Повітряне дуття подається через нижній ряд фурм у шар шлаку, досягаючи швидкості до 7 м/с. Через верхній ряд фурм вдувають кисень. Температура газів печі 1700-1800 °С, їх ентальпія використовується для виробництва пару та електроенергії. Металоприймач печі футерований магнезитом, у шлаковій зоні - 5 рядів мідних кесонів з водним охолодженням, утворюється стійкий гарнісаж (25-40 мм).

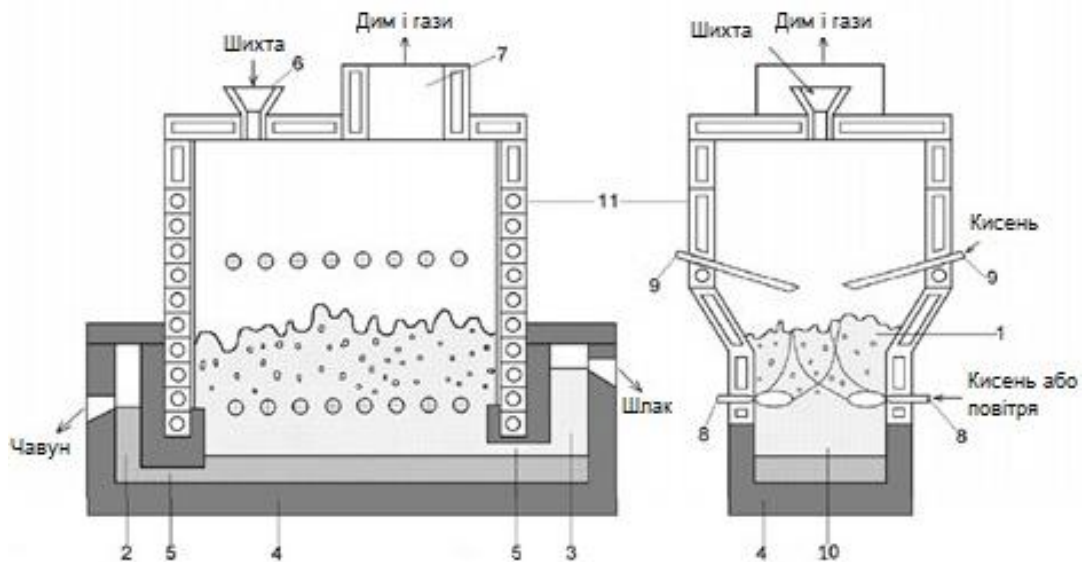


Рисунок 28 – Технологічна схема процесу ROMELT: 1 – Барботуємий шлак; 2 – металевий відстійник; 3 – шлаковий відстійник; 4 – під печі; 5 – перетоки; 6 – завантажувальна воронка; 7 – димовідвідний патрубок; 8 – барботажи фурми; 9 – фурми для доспалювання; 10 – спокійний шлак; 11 – водоохолоджувані панелі

Чавун і шлак випускаються через роздільні льотки. Чавун процесу ROMELT (1400-1500 °С, 4,0-4,5% вуглецю) [57] має нижчий вміст кремнію (0,1-0,2%) і вищий вміст сірки (0,04-0,06%) при порівнянні з доменною піччю при кислішому шлаку. Процес ROMELT енерговитратний: витрата вугілля 700-1000

кг/т, кисню 800-900 м³/т. Відпрацьований газ використовується для вироблення пари та електроенергії яка покриває потреби комплексу і частина віддається в мережу. Продуктивність печі на шихті з 60% Fe - 680 т/добу. Питомі витрати вугілля та кисню на плавку: 650-900 кг/т і 600-800 кг/т відповідно. Капітальні витрати на будівництво печі ROMELT на 40% нижчі, ніж доменної печі, собівартість чавуну на 15-20% нижча. Бульбашки CO, що виникають при окисненні вуглецю, спливають через шар металу та шлаку, інтенсивно барботуючи їх, полегшуючи перенесення тепла. Це покращує ефективність використання енерго-потенціалу вуглецю та знижує енерговитрати.

3.5. Порівняння фізико-хімічних особливостей процесів рідкофазного відновлення з доменним процесом

Процес рідкофазного відновлення та традиційне доменне виробництво чавуну відрізняються низкою важливих фізико-хімічних характеристик, які впливають на їх ефективність, енергоємність та екологічні аспекти. Обидва процеси спрямовані на відновлення залізних оксидів до металевого заліза, але відбуваються вони у різних умовах, з використанням різних матеріалів та методів.

У доменній печі відновлення заліза відбувається при температурі від 1300 до 1500°C з використанням коксу, який виконує роль відновлювача та палива. Кокс, спалюючись у верхніх шарах печі, утворює монооксид вуглецю (CO), який відновлює оксиди заліза до металевого заліза. Проте цей процес супроводжується великою кількістю викидів вуглекислого газу (CO₂), що робить його значно менш екологічним, оскільки CO₂ є одним із головних парникових газів. Тепловий баланс доменної печі є складним: велика частина тепла йде на утримання високої температури, що потребує постійного енергозабезпечення, а також потребує великих витрат коксу.

Процес рідкофазного відновлення працює за схожих температур — від 1400 до 1600°C, де відновник – вуглець, водень або монооксид вуглецю (CO) – контактує із залізовмісним шлаком.

У цьому процесі вуглець відновлює залізо з оксидів, а кисень допомагає окислювати вуглець, що виділяє додаткове тепло та сприяє підтриманню високої температури в печі. Даний ефект значно покращує енергоефективність процесу, оскільки частина енергії зберігається в самій рідкій фазі, що знижує потребу у зовнішніх джерелах енергії та зменшує витрати на паливо. В агрегатах ПРВ основна теплова перевага полягає у використанні висококалорійного генераторного газу, ККД теплового використання яких становить близько 50%, що нижче, ніж у доменній печі (83–85 %) через великі тепловтрати з відпрацьованими газами, температура яких досягає 1700 °C. Проте за умови допалювання газів, ПРВ може збільшити ККД теплового використання до 80 %, а в деяких окремих випадках, як наприклад процес ROMELT, ККД теплового використання становить майже 100 %.

Посилена масова взаємодія та швидкий контакт із відновником у рідкій фазі прискорюють відновлення оксидів заліза, особливо Fe_2O_3 та FeO . Це дозволяє значно скоротити час на відновлення порівняно з доменною піччю, де температурні та газові потоки складніше контролювати.

Крім того барботування [58] газовими бульбашками CO/CO_2 , які піднімаються з подини агрегату до поверхні та виносять частину тепла хоч і знижують теплоємність процесу, але також сприяють кращому перемішуванню розплаву покращуючи хімічну однорідність і тим самим створюючи рівномірні умови відновлення. У доменному процесі схожий ефект важче забезпечити, оскільки реакційна зона розподілена по вертикалі і зав'язана на протитоковому русі газів і відновлюваних матеріалів. Крім того, системи ПРВ можуть працювати без коксу, що дозволяє значно знизити викиди CO_2 , порівняно з традиційною доменною піччю. В результаті цього процесу виходить чавун з

меншою кількістю сірки, фосфору та кольорових металів, що позитивно впливає на якість продукту.

Таким чином, процес рідкофазного відновлення пропонує низку, вище зазначених, переваг перед традиційною доменною піччю. Однак є й недоліки – великі кількісні витрати твердого вугілля, повітря та природного газу на процес, погіршення ефективності процесу при високій концентрації Fe_3^+ , що збільшує час плавки і витрату відновників, оскільки при плавленні тривалентного заліза необхідне підвищення стабільності процесу для тривалого утримання температури (що в принципі характерно і для доменного переділу).

Загалом процес рідкофазного відновлення є більш енергоефективною та екологічно чистою альтернативою традиційному доменному процесу, знижуючи викиди CO_2 і покращуючи якість чавуну. Однак, як і будь-які відносно нові технології, даний метод вимагає подальших поліпшень, особливо щодо зменшення кількості витрат матеріальних та енергетичних ресурсів, необхідних на виплавку чавуну, а також збільшення продуктивності даних установок для зіставлення конкуренції доменним переділам.

Для здійснення подальшого порівняльного аналізу було використано дані з наступних літературних джерел [49,52,54,57], звідки і було обрано модель доменної печі обсягом 700 м^3 та агрегату ПРВ з площею поду 45 м^2 , що мають річну продуктивність по чавуну в межах 825 тис.т. Витрати коксу, і вугілля становлять відповідно 476 і 756 кг/т, а кисню 125 та $750\text{ м}^3/\text{т}$. Для відображення теплової моделі було використано дані теплового балансу промислового агрегату з переробки 600 тис.т на рік залізовмісних відходів, спроектованого для підприємства НЛМК. Ступінь допалювання газів, що відходять, для цього агрегату проектувався в межах 60 %. Крім того комплекс агрегату ПРВ оснащений тепловою електричною утилізаційною станцією (ТЕУС) з двома турбогенераторами, яка дозволить повністю покрити власні потреби в електроенергії та парі. При цьому забезпечується також необхідне виробництво кисню для технологічних потреб агрегату, а одна третина електроенергії, що

виробляється, може використовуватися у вигляді товарної продукції для інших технологічних і побутових потреб. Більш енергетично ефективним і менш капіталомістким варіантом є використання пари агрегату в турбіні, що використовується як привод компресора кисневого блоку без електрогенератора.

Орієнтуючись на обрані дані встановимо тип агрегату ПРВ з яким буде порівнюватися доменний переділ. Для здійснення порівняння можуть бути використані наступні рідкофазні агрегати типу – ROMELT, DIOS і Hismelt. З розглянутих варіантів було обрано агрегат типу ROMELT. Вибір аргументується тим, що технологія ROMELT вигідно відрізняється від усіх існуючих розробок у наступному:

- процес здійснюється в одному агрегаті;
- використовує як паливо непідготовлене вугілля;
- може переробляти практично будь-які види залізовмісної сировини (руди, концентрати, пилу, шлами) без попереднього окускування;
- не має обмежень за вмістом у залізовмісній сировині летких металів (луги, цинк, свинець тощо), які витягуються під час плавки у кондиційний для використання у кольоровій металургії продукт.

Отриманий при цьому низькокремнистий і низькомарганцевистий чавун, без будь-яких труднощів і навіть з деякою перевагою в порівнянні з доменним, може перероблятися різними способами в сталь. Технологія ROMELT менш чутлива до зміни вмісту заліза в сировині, ніж доменна піч, тому може успішно використовуватися для вирішення різноманітного кола завдань:

- суттєвого зниження витрат на виробництво чавуну та сталі при переробці сировини, що можна порівняти за якістю з доменним;
- значного спрощення схем збагачення та підвищення вилучення заліза з руд за рахунок переробки сировини зі зниженим вмістом заліза та витратами, що не перевищують рівень, досягнутих у доменному виробництві;

- поліпшення досягнутих економічних показників виробництва чавуну та сталі при одночасному (у допустимих межах) зниженні вмісту заліза у сировині та підвищенні ступеня його вилучення у готову продукцію.

4 ОЦІНКА СТАНУ УМОВ ПРАЦІ І БЕЗПЕКИ ВИРОБНИЧИХ ПРОЦЕСІВ ПІСЛЯ ВПРОВАДЖЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ

Перед тим як робити порівняння процесів ROMELT і АКД по шкідливому впливу на довкілля та здоров'я людей необхідно зробити огляд кожної ланки агло-коксодової схеми з встановленням актуальних шкідливих та небезпечних виробничих факторів, що дозволить окреслити проблеми, які необхідно враховувати під час порівняння. Шкідливі та небезпечні виробничі фактори [59] є важливою проблемою на багатьох заводах і фабриках, так як призводять до погіршення здоров'я або травм працівників. Виробничі фактори часто виникають через технологічні процеси, обладнання, а також через невміння правильно застосовувати технології. Вони можуть бути фізичними, хімічними, біологічними та психофізіологічними. Зокрема, шкідливі хімічні речовини, такі як токсичні, дратівливі, канцерогенні, мутагенні, можуть негативно впливати на здоров'я працівників через дихальну систему, шкіру або через ШКТ.

Фізичні фактори, зокрема температура, вологість, вібрація, сильний шум, електромагнітні поля, лазерне і ультразвукове випромінювання, можуть завдати шкоди здоров'ю, особливо при тривалому впливі. Наприклад, постійний шум може призвести до головних болів, зниження гостроти слуху, зниження працездатності і підвищення втоми, що збільшує ризик нещасних випадків. Вібрація також шкідлива для нервової системи і опорно-рухової системи, зокрема при впливі на працівників без належного захисту.

Для захисту від цих факторів на підприємствах застосовують різноманітні заходи: заміну обладнання на технологічніші, використання шумозахисних матеріалів, спеціальних засобів індивідуального захисту, таких як навушники, рукавички, респіратори і протигази. Проте ці засоби інколи не можуть повністю нейтралізувати вплив шкідливих факторів, і тому необхідно застосовувати комбінацію заходів для створення безпечних умов праці.

4.1 Небезпечні та шкідливі виробничі фактори коксохімічного виробництва

В класичній агло-коксодоменній схемі коксохімічне виробництво відіграє ключову роль, забезпечуючи агломераційні та доменні процеси необхідним коксом. Однак ця галузь є однією з найбільш небезпечних через використання високотоксичних, вибухонебезпечних і агресивних хімічних речовин, а також через складні технологічні операції, що включають високі температури, роботу з газами і важкими механізмами.

До основних небезпечних факторів коксохімічного виробництва (рис. 29) належать хімічні ризики, пожежо - та вибухонебезпека, робота в обмежених просторах, високі температури та фізичне навантаження, а також небезпечні умови мікроклімату.



Рисунок 29 – Місця підвищеної небезпеки на коксохімічному виробництві

Хімічні ризики [60] пов'язані з виділенням і використанням токсичних речовин, таких як сірководень, аміак, бензол, ацетон і сірчана кислота. Сірководень (H_2S) є надзвичайно небезпечним навіть у невеликих концентраціях і може спричинити отруєння, подразнення органів дихання та смерть. На жаль коксохімічний процес не можливо проводити без виділення данної сполуки так як вона природно міститься у вугіллі, котре йде на виробництво коксу. Аміак, що використовується в процесах очищення коксового газу від різних домішок, зокрема сірководню (H_2S) і діоксиду сірки (SO_2), може викликати серйозні проблеми з диханням. Летючі органічні сполуки, як бензол і ацетон, спричиняють отруєння, що впливає на нервову систему та органи дихання, а також можуть стати причиною ракових захворювань при тривалому контакті.

Крім того у процесі [60] утворюються вибухонебезпечні газові суміші, наприклад, метаноповітряна суміш, суміш водню з повітрям, суміш легкоуглеводних газів з повітрям, сірководнева суміш, котрі виділяються із оброблюваного вугілля під час коксування. Їх висока чутливість до температурних змін і навіть незначних іскор примушує здійснювати посилений контроль над їх концентрацією.

Роботи в обмежених просторах, наприклад, у резервуарах, трубопроводах, колодязях пов'язані з високим ризиком через обмежений доступ до кисню внаслідок недостатньої вентиляції або витіснення кисню іншими токсичними газами. Високі температури на коксохімічних підприємствах, зокрема при роботі біля коксових печей, де температура, у літку, може досягати $60-100^{\circ}C$, підвищують ризики перегріву організму і теплових ударів. Також робота в обмежених просторах ускладнюється фізичними факторами: обмеженим руховим простором, недостатньою видимістю та важкодоступністю, що ускладнює евакуацію у разі небезпеки та створює ризик травм через падіння або контакт із гострими чи гарячими поверхнями.

Для забезпечення газової безпеки [60] на коксохімічних підприємствах необхідно дотримуватися таких вимог: усі газові системи повинні відповідати

правилам безпеки, зокрема НПАОП 27.1-1.10-07 та СНиП 3.05.05-84. Газопідігрівачі на коксових батареях мають встановлюватися на відкритих майданчиках з індивідуальними пристроями та запірною арматурою. У приміщеннях категорій А і Б газові установки повинні бути автоматизовані з дистанційним керуванням. На газопроводах коксового газу необхідно використовувати клинові дводискові засувки в положенні «приводом угору», а фланцеві з'єднання герметизувати азбестовим шнуром або паронітом. Газові мережі, через які немає руху газу, не повинні знаходитися під розрідженням. Пропарювання газопроводів проводиться поступово, з контролем швидкості підвищення температури (до 15°C на годину, максимум 85°C для нафталіну).

У приміщеннях [60] із газовим обладнанням потрібно регулярно контролювати повітряне середовище та забезпечувати герметичність для уникнення виділення коксового газу. На димоходах агрегатів встановлюються шибери для регулювання тяги, управління якими має бути доступним для оператора. Перепуск газу з нагнітального боку в усмоктувальний проводиться тільки через зовнішні байпаси, а під час роботи на прямому газопроводі дозволяється відкривати лише один лючок. У разі раптової зупинки нагнітачів або компресорів засувки на всмоктувальних і нагнітальних трубах залишаються відкритими, а на байпасах – закритими. Обладнання газопередачі експлуатується згідно з регламентами, а всі операції з пропарювання, продування та підтримання тиску описуються в затверджених інструкціях.

Хоча й більшість факторів вдалось мінімізувати, проте такі як: обмеженість ефективності вентиляційних систем в замкнутих приміщеннях, котрі не завжди здатні повністю очищати повітря від токсичних газів, ризики при газонебезпечних роботах, часто відсутність достатнього оснащення для газорятівальних служб ускладнює оперативне реагування на аварії, неповна автоматизація процесів і вплив шуму та вібрацій, крім того, багато процесів залишаються ручними, що збільшує ризик контакту працівників з небезпечними

речовинами. Всі перелічені шкідливі фактори в коксохімічному повністю усунути неможливо через специфіку виробництва.

4.2 небезпечні та шкідливі виробничі фактори агломераційного виробництва

Агломераційне виробництво [61] відрізняється високим рівнем запиленості, що зумовлено обробкою сипких матеріалів. Цей фактор створює значні ризики для здоров'я працівників, оскільки дрібнодисперсний пил може проникати в дихальні шляхи, спричиняючи хронічні захворювання легенів.

Так, у робочій зоні рудного двору (рис. 30) під час вивантаження вихідної сировини рівень запиленості [61] може сягати $12 - 46 \text{ мг/м}^3$, що значно перевищує гранично допустимий рівень у 4 мг/м^3 . У відділеннях розподілу матеріалів, дроблення, подрібнення та змішування концентрація пилу [61] становить відповідно $65 - 180 \text{ мг/м}^3$, $60 - 600 \text{ мг/м}^3$ та $16 - 100 \text{ мг/м}^3$.



Рисунок 30 – Рудний двір агломераційної фабрики

Робота дробарок, грохотів, живильників та змішувачів, рівень звукової потужності яких варіюється від 98 до 115 дБА, що значно перевищує допустимі норми, може спричинити втрату слуху, стрес і хронічну втому у працівників, окрім того супроводжується пилоутворенням. Дробарки і змішувальні барабани обладнані захисними звукоізоляційними кожухами, що закривають опорні ролики, зубчасті вінці, шестерні та інші рухомі частини, а також оснащуються

амортизаторами і спеціальними пристроями для зниження рівня вібрації. При цьому виділення пару та пилу з барабанів зводиться до мінімуму додатково підключаючи витяжні труби. Транспортери забезпечують безперервне транспортування матеріалів із мінімізацією ризику прокидання. Для цього їх стрічки ширші за робочу частину, а швидкість руху обмежена 1,5 м/хв.

У зоні спікання головним елементом обладнання є агломераційна машина (рис. 31), яка має рухомі, обертові та нагріті, до високих температур, частини. У зоні спікання в робочий простір додатково потрапляють продукти горіння, такі як окис вуглецю і сірчистий ангідрид, що створюють загрозу отруєння працівників негативно впливаючи на органи дихання, серцево-судинну систему та загальний стан організму, викликаючи головний біль, слабкість і подразнення слизових стінок. Інтенсивність теплового випромінювання [61] на робочих місцях досягає $0,35 - 2 \text{ кВт/м}^2$, що значно перевищує норму в $0,14 \text{ кВт/м}^2$ і створює ризик перегрівання організму працівників, теплових ударів та зниження працездатності. Висока температура, недостатня вологість і сильні повітряні потоки можуть впливати на працездатність та здоров'я робітників. Для регулювання температури та вологості використовуються системи вентиляції, що забезпечують комфортні умови для роботи.



Рисунок 31 – Агломераційна машина

Потужними джерелами тепла та променевої енергії в агломераційних установках є запальні горни, які, з метою зменшення теплового впливу, теплоізолюють ібо встановлюють тепловідбивні екрани. Над ними встановлюють витяжні зонти, для витягування газів за межі приміщення. Газові пальники обслуговують із безпечних майданчиків, обладнаних поручнями та драбинами, а управління здійснюється з підлоги приміщення.

Розвантажувальна зона машини (рис. 32), яка є основним джерелом пилу, газів і теплового випромінювання, відокремлена від інших частин стіною. В цій частині спостерігається особливо високий рівень запиленості при скиданні пирога на колосниковий грохот $160 - 1300 \text{ мг/м}^3$, але найбільше пилу виділяється під час сортування агломерату – 5000 мг/м^3 і завантаження його у вагони, де концентрація може сягати $2,5 - 4,9 \text{ г/м}^3$. Загальний обсяг пилу, що виділяється під час усього цього процесу, може сягати 3360 кг/год . Для мінімізації викидів пилу на робочий майданчик у цій зоні встановлено герметичні кожухи, що підключені до системи відсмоктування пилу та газів.



Рисунок 32 – Хвіст спікального візка агломераційної машини

Додатково для захисту від пилу на виробництві використовуються спеціальні засоби індивідуального захисту, такі як захисні окуляри, рукавички, спеціальні костюми та запобіжні пояси.

Зважаючи на всі ці шкідливі фактори, важливо зазначити, що повністю усунути їх з робочого простору в межах агломераційної фабрики неможливо. Хоча значно зменшити їх вплив на здоров'я працівників можна за допомогою технологічних досягнень, модернізації обладнання та впровадження високоефективних систем вентиляції, це лише частково вирішує проблему. Найкращим способом мінімізації небезпек є поєднання використання сучасних технологій, ретельної організації безпеки праці та забезпечення працівників необхідними засобами індивідуального захисту.

4.3 Небезпечні та шкідливі виробничі фактори доменного виробництва

У доменній печі [10,12,62], котра являє собою складний комплекс процесів і механізмів, до шкідливих і небезпечних виробничих факторів відносяться: пил, шум, вібрація, що є типовими на ділянках перевантажувальних вагонів, рудних і коксових бункерів, грохотів, скіпових підйомників та інш.; теплове та інфрачервоне випромінювання, котрі характерні для ливарного двору, а саме на чавунній і шлаковій льотках; газ та його тиск у газопроводі для доменних газів, малому конусі, повітропроводі; механічна небезпека в незахищених рухомих елементах виробничого обладнання, обертових частинах машин і механізмів.

Бункерна естакада (рис. 33) є одним з основних джерел виділення пилу [62] у доменному цеху. Під час складування, усереднення і транспортування руди та інших складових шихти для доменних печей виділяється значна кількість пилу: взимку – 200-421 мг/м³, а в теплий період – 589 мг/м³. Повітря підбункерних приміщень також забруднене пилом. Пил [62] осідає на будівельних конструкціях та обладнанні, досягаючи кількості 3-34 кг/(м²·добу), а над кишнями вагон-вагів – до 20 кг/(м²·добу). Питомі викиди пилу в підбункерному приміщенні, обладнаному вагон-вагами, складають в середньому 2,5-3,5 кг/т виробленого чавуну.



а



б

Рисунок 33 – а) бункерна естакада; б) підбункерні приміщення й бункери

Важливим місцем з технологічної точки зору для доменного виробництва є ділянка ливарного двору (рис. 34), що представляє собою закриті приміщення яке обладнане для виконання операцій з випуску чавуну і шлаку доменної печі. Окрім як теплового та інфрачервоного [62] випромінювання – інтенсивністю від 2 до 18 ккал/см² /хв на ливарному дворі також наявні шкідливі фактори [62] що пов'язані з: забрудненням повітряного середовища оксидом вуглецю – 23,5 мг/м³ (норма 20 мг/м³), оксидом сірки (IV) – 16,8 мг/м³ (норма 10 мг/м³) в основному при випуску чавуну і шлаку, а також в процесі плавки; запиленням повітряного середовища – 18,5 мг/м³ (норма 4,0 мг/м³) при підготовці чавунних і шлакових жолобів, випаровування з поверхні розплавлених продуктів частинок металу і графіту; шум – 86 дБА (норма 80 дБА) та вібрації – 2,5-4 мм/с, що відбуваються під час руху механічного обладнання і дуття кисневих фурм. Під час випуску чавуну концентрація пилу біля жолоба може досягати 270 мг/м³. Цей пил містить оксиди заліза (до 57%), діоксид кремнію (до 29%) та вуглець у вигляді графіту (до 7%), і має фіброгенну дію.



Рисунок 34 – Ливарний двір доменної печі

Для зменшення шкідливих впливів у доменному виробництві впроваджуються сучасні технології, наприклад: ефективні системи аспірації та фільтрації, котрі знижують запиленість робочого простору; автоматизовані системи контролю, що виявляють і усувають джерела шкідливих викидів; зменшення шуму досягається за допомогою звукоізоляції спеціальними кожухами, а вібрацію – за допомогою віброізоляційних підкладок і регулярного технічного обслуговування; теплове випромінювання ізолюють теплоізоляційними матеріалами та захисним одягом, а шкідливі гази відводять системами вентиляції; механічна безпека забезпечується захисними огороженнями й навчанням працівників.

Незважаючи на впровадження сучасних технологій та заходів безпеки, повністю позбутися шкідливих виробничих факторів у доменному виробництві неможливо, що пов'язано з природою самого процесу, який включає високі температури, тиск, використання хімічних речовин та механічне обладнання.

4.4 Порівняння небезпечних та шкідливих виробничих факторів, а також екологічного навантаження на довкілля комплексу ROMELT з АКД системою

Комплекс агрегату ROMELT [49,50] (рис. 35) схожий із комплексом агломераційних печей, тому більшість неорганізованих викидів, що нав'язні в

агломераційному процесі, будуть характерні і в процесі ROMELT. В даному комплексі основними структурними одиницями є: рудний двір, на якому відбувається усереднення гранулометричного та хімічного складу матеріалів; відділ підготовки шихтових матеріалів, де здійснюються процеси дроблення, подрібнення і грохочення матеріалу; плавильне відділення, представлене самим агрегатом ROMELT; системи газоочистки відхідних газів. Основними джерелами неорганізованих викидів [52] являються ділянки рудного двору та підготовки шихтових матеріалів.

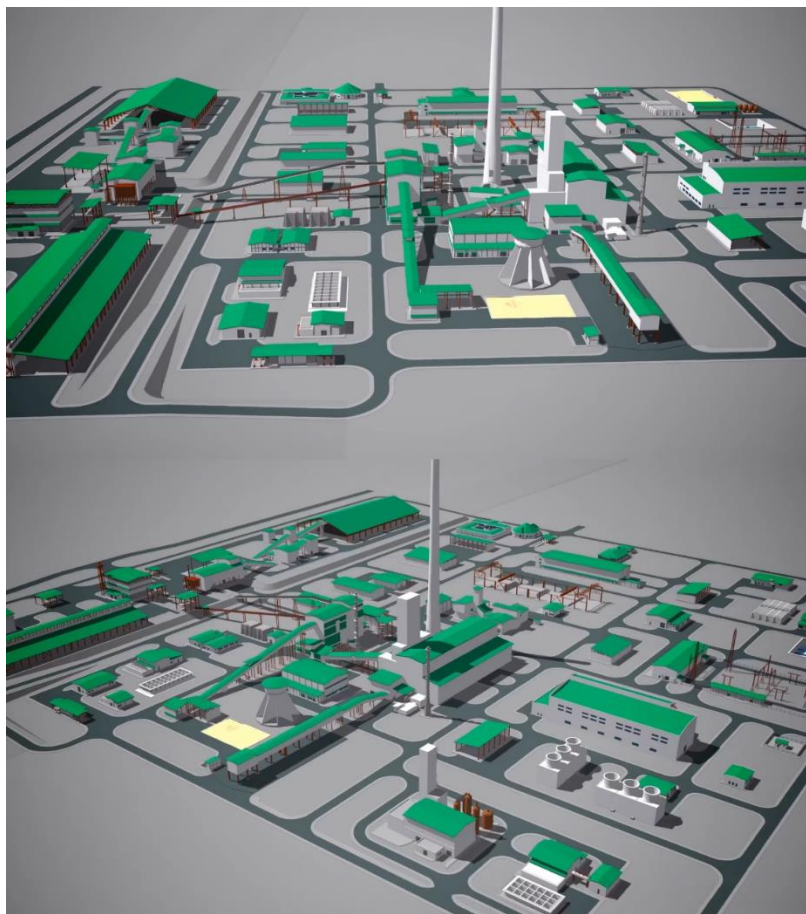


Рисунок 35 – 3D модель комплексу ROMELT

Проблема запиленості рудного двору та відділень підготовки є актуальною для досліджуваної технології через кілька ключових факторів. Основною причиною є великий обсяг пилоутворювальних операцій, таких як транспортування, дроблення, просівання, змішування та зберігання рудних і вугільних матеріалів. Рудні двори часто є відкритими і це збільшує вплив

погодних умов (вітру, вологості) на поширення пилу. У закритих приміщеннях відділень підготовки шихтових матеріалів запиленість залишається високою через недостатню ефективність вентиляційних систем і неможливість їх встановлення на деяких ділянках. Під час здійснення операцій дроблення, подрібнення і грохочення на вище вказаних ділянках дрібні частинки легко піднімаються в повітря, навіть за умов наявності пилопригнічувального обладнання. Крім того важливим аспектом є масштабність виробництва так як даний агрегат зазвичай працює з величезними обсягами сировини, що робить утворення пилу неминучим. Тому основним способом боротьби із пиловиділенням є встановлення кожухів на дробарки та грохоти, встановлення спеціальних закритих галерей для конвеєрів транспортування матеріалу із ділянки підготовки матеріалів безпосередньо до плавильного агрегату ROMELT.

До інших шкідливих факторів комплексу на основі агрегату ROMELT відносяться теплове та інфрачервоне випромінювання [55], котрі по інтенсивності дії відповідають доменним печам, проте, на відміну від доменних печей, випуск металу (рис. 36) здійснюється повністю автоматично, що мінімізує нахождение людей у зоні високих температур. Крім того покращена система відведення тепла зменшує нагрів робочої зони біля агрегату на відстані 3 - 5 метри до 0,5 - 1,0 кВт/м², для доменної печі цей показник становить 1,0 - 1,5 кВт/м².

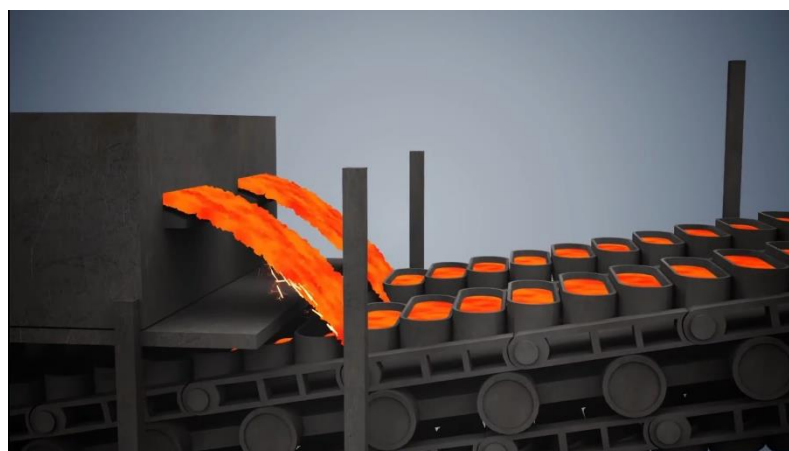


Рисунок 36 – 3D моделювання процесу випуску рідкого металу з агрегату ROMELT

При випуску металу [50,58] відбувається викид шкідливих речовин таких як угарний газ (CO) вуглекислий газ (CO₂) та сірчистий ангідрид (SO₂). Для процесу ROMELT характерний більш низький вміст CO 5 - 10 %, коли у доменній печі 25 - 30 %, однак при цьому наявні оксиди азоту (NO_x) у кількості 300 мг/м³, у доменній печі вміст цього оксиду мінімальний через відсутність прямого горіння, вміст (SO₂) становить 20-50 мг/м³ і 65-100 мг-м³ для процесу ROMELT і доменної печі відповідно. Також при випуску металу і шлаку виділяється певна кількість пилу що приблизно однакова для обох процесів і становить 30-50 мг/м³.

Рівень шуму агрегату в робочій зоні персоналу досягає 80-100 дБА, у безпосередній близькості до реактора рівень шуму може збільшитись до 105-110 дБА, що приблизно дорівнює рівню шуму доменної печі 86-110 дБА. Вібрації, що створюються через продування фурмами реакційної зони агрегату ROMELT становлять 1,5-2 мм/с, для доменної печі цей показник становить 2,5- 4,0 мм/с.

З огляду на характер і джерела забруднень можна чітко сказати, що процес ROMELT має низку подібностей з агломераційним процесом та доменним виробництвом. Основними проблемами технології ROMELT є запиленість, що в основному виникає на рудних дворах та у відділеннях підготовки шихтових матеріалів. Викиди газів і високі теплові випромінювання під час випуску металу також становлять певну проблему, але завдяки автоматизованій системі випуску рідкого металу, що дозволяє повністю вилучити людей з робочого майданчика, данні фактори нівелює. При цьому рівні шуму і вібрації у технології ROMELT знаходяться на рівні доменного виробництва, хоча вібраційний вплив є дещо нижчим, що також є позитивною рисою.

Загалом, технологія ROMELT має переваги в екологічній та ергономічній сферах, проте потребує подальшого вдосконалення систем пилопригнічення, вентиляції та шумопоглинання для мінімізації негативного впливу на здоров'я працівників.

Додатково було здійснено порівняння кількості викидів у навколишнє середовище для класичного агло-коксодоменового циклу і циклу ROMELT за умови однакового обсягу виробництва [40,49,50] в рамках металургійного заводу із замкнутим водообігом. У такому випадку відмінності у забрудненні середовища визначаються лише викидами в атмосферу твердих і газоподібних речовин, а також обсягами зберігання залізозмісних із домішками кольорових металів відходів виробництва.

Доменна піч використовує кокс, при згорянні якого виділяються значні обсяги вуглекислого газу (CO_2), оксидів сірки (SO_x), оксидів азоту (NO_x) а також пилу та інших шкідливих речовин. Оксиди сірки й азоту спричиняють кислотні дощі, які завдають шкоди навколишньому середовищу змінюючи кислотність ґрунтів на прилеглих територіях. Даний ефект негативно впливає на місцеву флору і фауну, знижуючи біорізноманіття та призводячи до деградації екосистем. Токсичні важкі метали, що також можуть виділятися в доменному процесі, накопичуються в рослинах і через харчовий ланцюг шкодять тваринам.

Процес ROMELT є більш сучасною технологією переробки залізорудної сировини без використання коксу, замість якого використовується пиловугільне паливо або вугільний пил. Відсутність необхідності в агломерації залізної руди та коксування вугілля, в процесі ROMELT, призведе до значного зниження викидів CO_2 . За нормальних умов експлуатації, концентрація CO_2 на виході з реактора може перевищувати 70 %, а інші 30 % складаються переважно з азоту від газів-носіїв, що використовуються для впорскування руди та вугілля. Утворення (SO_x) в основному визначається вмістом сірки у вугіллі та ЗРС, що дає змогу корегувати викиди CO_2 та оксидів сірки в атмосферу. Крім того в процесі ROMELT у системі газоочищення передбачається адсорбер із вапняною суспензією, що забезпечує зниження викидів SO_a у 411 разів [38,40,49]. Утворення та викид оксидів азоту та CO для даного процесу нижче відповідно у 3,5 та 80 разів [40,49], що визначається насамперед відсутністю агломераційного виробництва. У агрегаті ROMELT 90 % пилоутворення відбувається в робочому

просторі та зоні завантаження сировини на відміну від агло-коксо-доменної схеми, яка має велику кількість неорганізованих викидів, розосереджених територіально. Залежно від орієнтованого складу відхідних газів, передбачається використання систем із наступних газоочисних апаратів: циклони – для первинного видалення великих частинок пилу; електрофільтри – для тонкої очистки газів від дрібних пилових частинок; скрубери (мокрі та сухі) – для десульфуризації та очищення від кислих газів; каталітичні нейтралізатори – для перетворення CO на CO₂. Тому викид пилу в атмосферу, при порівнянні з доменним циклом, нижче у 811 разів, а загальні викиди нижче в 711 разів, без урахування високотоксичних викидів коксохімічного виробництва.

Загалом, технологія ROMELT демонструє значні екологічні та ергономічні переваги, зокрема зменшення викидів шкідливих речовин та зниження собівартості виробництва чавуну. Однак для мінімізації негативного впливу на здоров'я працівників необхідно вдосконалити системи пилопригнічення, вентиляції та шумопоглинання. Порівняння з класичним агло-коксо-доменним циклом показує, що ROMELT значно знижує викиди CO₂, SO_x, NO_x та інших шкідливих речовин, а також зменшує обсяги зберігання відходів, що містять важкі метали. Це робить технологію ROMELT більш екологічно безпечною та ефективною альтернативою традиційним методам виробництва заліза.

5 ЕКОНОМІЧНА ЕФЕКТИВНІСТЬ ЗАСТОСУВАННЯ РІДКОФАЗНОГО ВІДНОВЛЕННЯ НА БАЗІ ПРОЦЕСУ ROMELT ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ЧАВУНУ

Для встановлення економічно вигідного процесу, при порівнянні доменного процесу та процесу ROMELT, було обрано наступні параметри для порівняння:

- витрати на встановлення устаткування, технічне обслуговування та ремонт цього обладнання, термін окупності його встановлення;
- витрату на сировинні матеріали, що використовуються для отримання чавуну;
- енергоефективність розглянутих процесів.

Спочатку були проведені розрахунки [63] собівартості будівництва модуля печі рідкофазного відновлення заліза, а також терміну окупності пропонованої установки для двох випадків: 1 – у разі будівництва на новому майданчику з будівництвом нової інфраструктури; 2 – у разі будівництва на діючому підприємстві. За другим випадком агрегат ПРВ на основі технології ROMELT може бути розташований безпосередньо на рудному родовищі і буде пов'язаний з транспортуванням тільки енергетичного вугілля, окрім того можливе будівництво даної установки на реконструйованих агломераційних машинах (аглофабрики), доменних печах, коксових батареях, що реконструюються, а також на металургійних заводах з розвиненою інфраструктурою по енергоносіях (кисень, компресорне повітря).

Загальна розрахункова вартість будівництва модуля була взята з джерела [63] і для 1-го випадку становить 4 557 495,7 тис. грн., для 2-го випадку 718 697,4 тис. грн.

Для оцінки ефективності будівництва модуля печі ROMELT використано калькуляцію [63] собівартості 1 т чавуну, отриманого шляхом рідкофазного відновлення заліза, а також визначено собівартість кисню. Повна собівартість

виробництва однієї тони чавуну в агрегаті ROMELT, з річною продуктивністю 825 тис. т чавуну, складає: для першого випадку – 11069,36 грн./т, для другого – 10234,48 грн./т, коли собівартість виробництва чавуну у доменній печі такої ж продуктивності становить 14394,48 грн./т. Відсоток на який знизилась собівартість чавуну у процесі ROMELT, в порівнянні з доменним чавуном, розраховано наступним чином (5.1):

$$\frac{\text{Собівартість доменного чавуну} - \text{Собівартість чавуну ROMELT}}{\text{Собівартість доменного чавуну}} \cdot 100 \quad (5.1)$$

Відсоток зниження для 1 випадку:

$$\frac{14394,48 - 11069,36}{14394,48} \cdot 100 = \frac{3325,12}{14394,48} \cdot 100 \approx 23,1 \%$$

А для 2 випадку:

$$\frac{14394,48 - 10234,48}{14394,48} \cdot 100 = \frac{4160}{14394,48} \cdot 100 \approx 28,9 \%$$

А зниження собівартості чавуну у разі будівництва установки ROMELT на діючому підприємстві, в порівнянні з процесом який побудований на новому майданчику зі підведенням інфраструктури, становитиме:

$$\frac{11069,36 - 10234,48}{11069,36} \cdot 100 = \frac{834,88}{11069,36} \cdot 100 \approx 7,5 \%$$

Як видно собівартість чавуну, отриманого за технологією ROMELT (рис. 37), нижче за собівартість доменного чавуну на 3325,12 грн./т (23,1 %) і на 4160,0 грн./т (28,9 %).

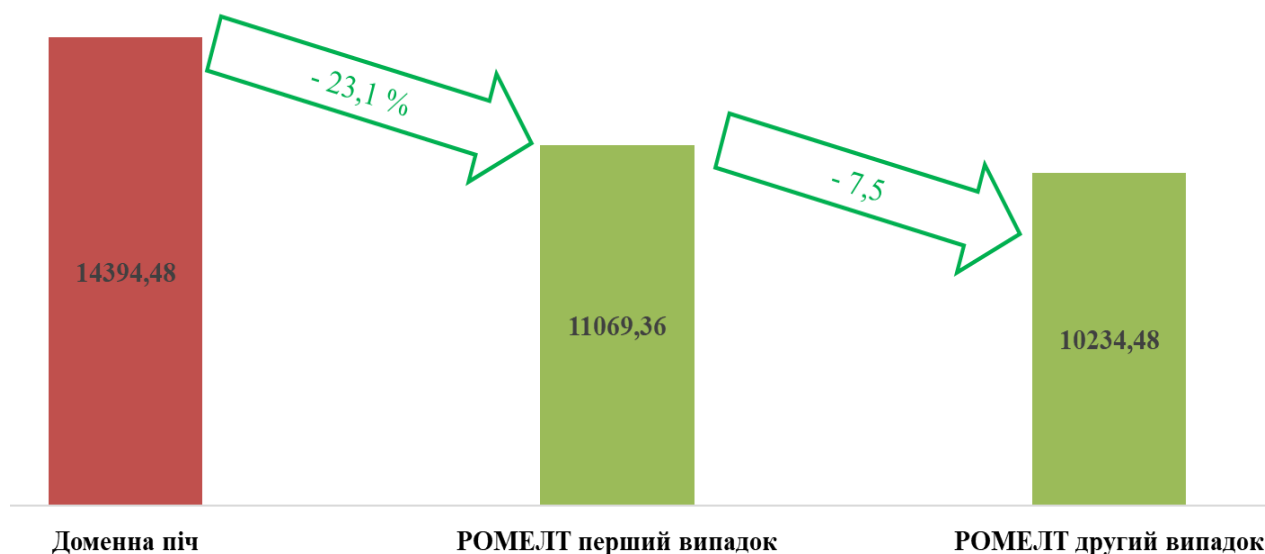


Рисунок 37 – Собівартість доменного чавуну та чавуну отриманого в процесі ROMELT, грн.

Основним фактором, що визначає економію собівартості, є використання в агрегатах ROMELT більш дешевої сировини та палива (рис. 38), окрім того виключення з технологічної схеми виробництва чавуну попередніх переділів (окускування сировини і коксування вугілля) також зменшує економічне навантаження на підприємство. Слід ще додатково врахувати відсутність використання окатишів, що виробляються за рамками металургійного заводу, що збільшує економію капітальних вкладень для процесу ПРВ до 40%.

Дроблення, багатостадійне подрібнення і магнітна сепарація визначають високу питому витрату електроенергії отримання концентрату до 110 кВт-год/т. Витрати були виправдані, оскільки підвищення вмісту заліза в концентраті забезпечувало економію, витрати дорогого коксу в доменній печі. Використання енергетичного вугілля в процесі ROMELT створює принципово іншу економічну ситуацію, враховуючи різницю у цінах на кокс та енергетичне вугілля в межах 2,8 – 3 рази.

Витрати доменної печі на 1 т/чавуну, %



Витрати РОМЕЛТ на 1 т/чавуну, %



Рисунок 38 – Основні економічні витрати та їх відсотковий розподіл у процесі

Аналіз економічних показників виробництва чавуну показав, що рівень поточних, капітальних витрат і мінімальної продажної ціни технології ROMELT з базовим рівнем продуктивності ($1,35 \text{ т}/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$) і площею поду 45 м^2) нижче за рівень відповідних витрат для базового варіанту доменної печі з вдуванням пиловугільного палива.

Одним із показників конкурентоспроможності агрегату є показник капіталомісткості продукції. Для приблизного визначення капіталомісткості чавуну, отриманого в агрегаті ROMELT, необхідно сумарні капітальні витрати

поділити на об'єм отриманої продукції за рік. Формула має наступний вигляд (5.2):

$$\text{Капіталомісткість} = \frac{\text{Капітальні витрати}}{\text{Об'єм виробництва}} \quad (5.2)$$

Тоді капіталомісткість чавуну для процесу ROMELT з річною продуктивністю 825 тис. т становитиме:

Для 1-го випадку:

$$\text{Капіталомісткість} = \frac{4557595700}{825000} = 5524,24 \text{ грн./т.}$$

Для 2-го випадку:

$$\text{Капіталомісткість} = \frac{718\,697\,400}{825000} = 817,15 \text{ грн./т.}$$

Для розрахунку капіталомісткості чавуну, отриманого в доменній печі об'ємом 700 м³ і аналогічною продуктивністю як у агрегаті ROMELT капітальні вкладення, згідно зі звітів підприємства НМЛК, становлять $\approx 9801993,5$ тис. грн. (без урахування витрат на встановлення коксохімічних батарей та агломераційних установок). Тоді капіталомісткість чавуну отриманого в доменній печі становитиме:

$$\text{Капіталомісткість} = \frac{9801993500}{825000} = 11881,2 \text{ грн./т.}$$

Зниження поточних та капітальних витрат технологією ROMELT визначає менший рівень мінімальної продажної ціни, що розраховується за формулою(5.3):

$$\text{Собівартість} + \text{Рентабельність} + \frac{\text{Капіталоемність}}{\text{Об'єм продаж}} \quad (5.3)$$

Тоді для випадку 1 мінімальна ціна складе:

$$11069,36 + (11069,36 \cdot 0,2) + \frac{5524,24}{825000} = 13283,24 \text{ грн./т чавуну,}$$

де 0,2 – коефіцієнт рентабельності.

Для випадку 2 мінімальна ціна складе:

$$10234,48 + (10234,48 \cdot 0,2) + \frac{817,15}{825000} = 12281,38 \text{ грн./т чавуну}$$

Для доменної печі мінімальна продажна ціна, з тим же рівнем рентабельності, що і для процесу ROMELT – 20 %, становить:

$$14394,48 + (14394,48 \cdot 0,2) + \frac{11881,2}{825000} = 17273,39 \text{ грн./т чавуну}$$

Зниження собівартості для обох випадків процесу ROMELT становитиме:

Для 1-го випадку:

$$\frac{17273,39 - 13283,24}{17273,39} \cdot 100 = \frac{3990,15}{17273,39} \cdot 100 \approx 23,1 \%$$

Для 2-го випадку:

$$\frac{17273,39 - 12281,38}{17273,39} \cdot 100 = \frac{3325,12}{17273,39} \cdot 100 \approx 29,0 \%$$

Слід додати, що технологією можливий перехід до ведення процесу на кислих шлаках в наслідок чого підвищується економічна ефективність технології ROMELT. Даний ефект здійснюється при зменшенні основності шлаку з 1,0 до 0,7 згідно варіантів переробки сировини із вмістом заліза 39,7 % – 66 %. Це забезпечує зниження продажної ціни відповідно на 8,1 – 1,5 %, а мінімум вмісту заліза у сировину зсувається в область переробки незбагачених руд і сягає 36%.

Економічна можливість використання в процесі ROMELT концентратів з меншим ступенем збагачення погіршує показники її роботи, що актуально і для доменної печі. Можливість переробки в агрегаті залізовмісної шихти зі знизеним вмістом заліза дозволяє знизити бортові кондиції заліза і, за рахунок цього, зменшити втрати заліза при видобутку руди. У необхідних випадках з'являється можливість знизити допустимий вміст заліза в перероблюваному концентраті до 45 % при збереженні економічної ефективності на рівні з доменною плавкою. Окрім того можливо зменшити втрати заліза за рахунок

спрощення схем збагачення руди з 43 % до 19 %. При зниженні вмісту заліза в концентраті з 66 % до 39,7 % частка капітальних витрат на збагачення в загальній сумі капітальних вкладень знижується з 28 % до 8,8 % або на 0,7 % на кожний відсоток зниження вмісту заліза в концентраті який йде на виробництво чавуну.

Ще більш значне скорочення втрат заліза виникає при новому металургійному циклі за рахунок виключення збагачення або зниження його ступеня, коли відсутні втрати заліза з хвостами збагачення або вони знижуються до 14 % від заліза в добутій руді. Відсутність агломерації та виробництва окатишів знижує втрати заліза ще на 2 %. Таким чином, нова схема металургійного циклу дозволить скоротити втрати заліза на 15 – 29 % від його вмісту у видобутій руді, що приблизно в 7,5 разів перекриває втрати заліза зі шлаком.

У процесі ПРВ кількісно питома витрата енергетичного вугілля перевищує питому витрату коксівного вугілля сучасних доменних печей (рис. 39). Причому процес ПРВ не застосовує на технологічні цілі ні газу, ні мазуту. У той самий час вражає велика питома витрата кисню в середньому понад 600 м³, що у 5 разів перевищує витрату кисню в доменних печах.

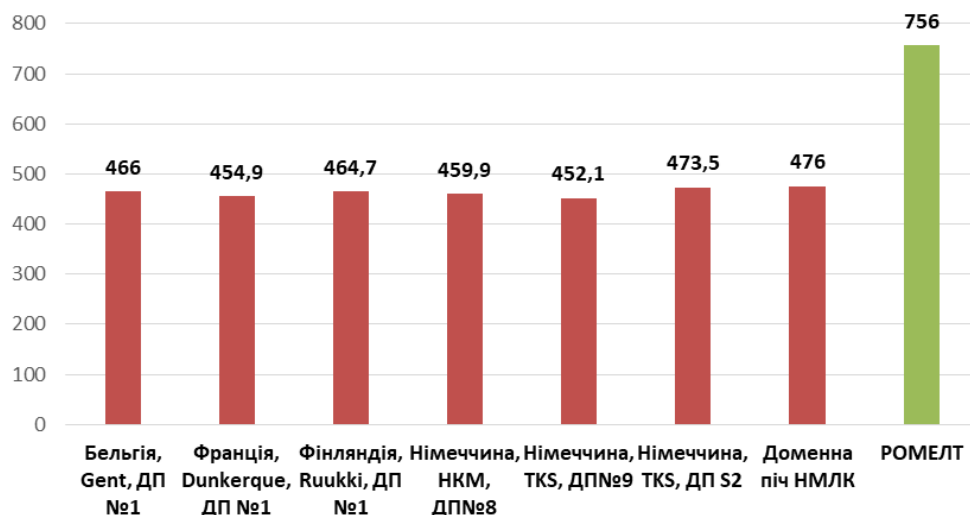


Рисунок 39 – Питома витрата твердого палива для виробництва чавуну кг/т чавуну

Обраний агрегат ROMELT потребує приблизно 750 м³ кисню на тону чавуну, що значно більше кількості кисню доменної печі - 125 м³/т чавуну. Сучасна ринкова вартість 1000 м³ кисню складає від 6000 до 14000 грн. (в середньому 10000 грн.), а виробнича вартість, з урахуванням використання продуктів відновлення на ТЕС заводу - 4194,6 грн., тобто менше найнижчої ціни на міжнародному ринку на 30 %. Тоді економічні витрати на потреби процесу ROMELT і доменної печі для отримання 1 тони чавуну, становитимуть:

Для процесу ROMELT (5.4):

$$750 \cdot \frac{4194,6}{1000} = 3145,95 \text{ грн.} \quad (5.4)$$

Для доменної печі (5.5):

$$125 \cdot \frac{10000}{1000} = 1250,0 \text{ грн.} \quad (5.5)$$

Таким чином економічні витрати на технічний кисень для процесу ROMELT становить – 3147,45 грн/т чавуну, для доменного процесу в середньому – 1250 грн/т чавуну. що безперечно є мінусом агрегату ПРВ.

Хоча кількісна витрата кисню та палива в ПРВ значно більше ніж витрата палива в доменній печі [13], проте, за рахунок відсутності непрямого відновлення, собівартість чавуну процесу ROMELT нижча, що пояснюється виробництвом кисню, пари та електроенергії і використанням фізичного та хімічного тепла газів, які відходять, з можливістю подальшого продажу споживачеві, або поверненню у виробництво. При цьому треба зауважити, що станом на 2024 рік ціна на світовому ринку для доменного коксу [64-68] варіюється в межах 10283,90 – 24681,25 грн./т, а енергетичного вугілля [69] 4607,17 – 5758,96 грн./т. Для визначення економічних витрат, що йдуть на закупівлю твердого палива, було використано ціни на тверде паливо зі звіту по закупівлі сировиною АМКР. Згідно з наданим звітом ціна на кокс становить – 13611,23 грн./т (13,61 грн./кг) на енергетичне вугілля – 5644,6 грн./т (5,6 грн./кг),

маючи цю інформацію було визначено грошові витрати по твердому паливу для сучасних доменних печей і процесу ROMELT, результати наведені у таблиці 8.

Таблиця 8 – Економічні витрати на тверде паливо для сучасних доменних печей і процесу РОМЕЛТ

Підприємство	Витрати твердого палива, кг/т чавуну	Ціна за тону твердого палива, грн./т	Економічні витрати на закупівлю твердого палива, грн./т чавуну
Бельгія, Gent, ДП №1	466	13611,23	6342,83
Франція, Dunkerque, ДП №1	454,9		6191,75
Фінляндія, Ruukki, ДП №1	464,7		6325,14
Німеччина, НКМ, ДП№8	459,9		6259,80
Німеччина, ТКС, ДП№9	452,1		6153,64
Німеччина, ТКС, ДП S2	473,5		6444,92
Доменна піч НМЛК	476		6478,95
ROMELT	756	5644,6	4267,32

Графічне порівняння економічних витрат на закупівлю твердого палива наведено на рисунку 41.

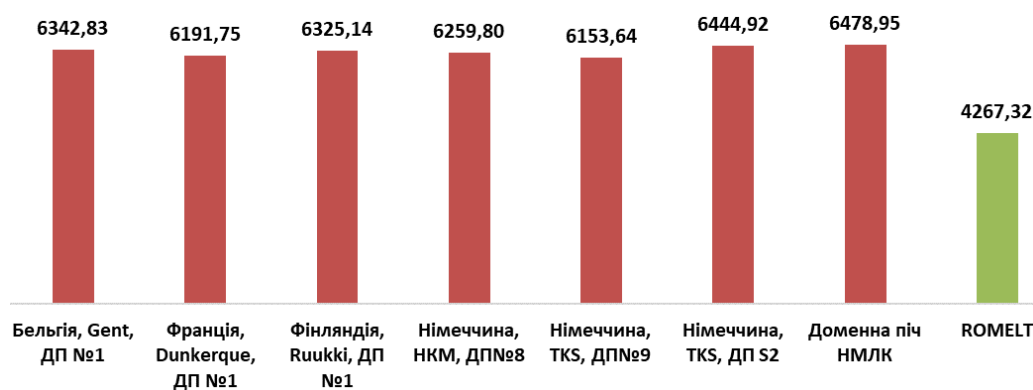


Рисунок 40 – Економічні витрати на закупівлю твердого палива, грн./т

Незважаючи на те, що для процесу ROMELT необхідно майже у двічі більше твердого палива ніж для доменної печі економічні витрати на закупівлю твердого палива будуть меншими (рис. 42). При порівнянні середньої витрати на тверде паливо сучасних доменних печей витрачають 6313,86 грн./т чавуну, що у порівнянні із процесом більше на 2191,34 грн./т чавуну.

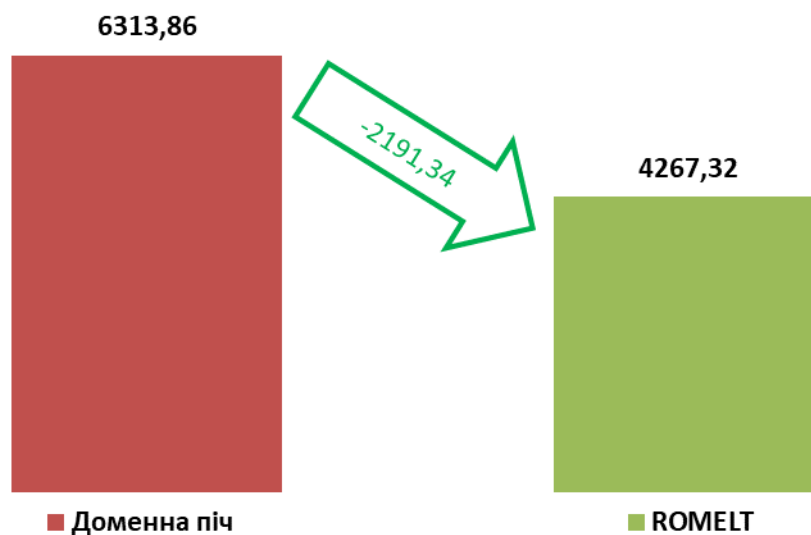


Рисунок 41 – Порівняння економічних витрат на тверде паливо доменної печі та процесу ROMELT

Відповідно до економічного аналізу [63] параметрів процесу ROMELT, збільшення основних технологічних параметрів, таких як ступінь допалювання газів, питома продуктивність та площа перерізу печей, сприяє підвищенню економічної ефективності виробництва. Наприклад, покращення цих параметрів на кожні 10% знижує мінімальну продажну ціну чавуну від 0,7% до 2,5%, що дозволяє підприємству знизити загальні витрати та збільшити прибутковість. Річний прибуток від продажів можна знайти за розрахунком (5.6):

$$\text{Прибуток} = \text{Доход від продажів} - \text{Прямі витрати}, \quad (5.6)$$

де: дохід від продажів – добуток мінімальної ціни реалізації з річною продуктивністю; прямі витрати – добуток річного виробництва та питомої собівартість.

Для 1-го випадку:

$$\text{Прибуток} = 13283,24 \cdot 825000 - 825000 \cdot 11069,36 = 1826459,25 \text{ тис. грн.}$$

Для 2-го випадку:

$$\text{Прибуток} = 12281,38 \cdot 825000 - 825000 \cdot 10234,48 = 1614450,75 \text{ тис. грн.}$$

Для доменної печі:

$$\text{Прибуток} = 17273,39 \cdot 825000 - 825000 \cdot 14394,48 = 2375100,75 \text{ тис. грн.}$$

Далі, для визначення приблизного терміну окупності процесу ROMELT, необхідно врахувати капітальні вкладення та щорічні прибутки, приріст яких визначається економією на витратах, а також зниженням собівартості завдяки покращеним технологічним показникам.

Окупність можна розрахувати за формулою (5.7):

$$\text{Термін окупності} = \frac{\text{Капітальні вкладення}}{\text{Прибуток}}. \quad (5.7)$$

Для 1-го випадку:

Капітальні вкладення: 4557495,7 тис. грн.

Прибуток: 1826459,25 грн./рік

$$\text{Термін окупності} = \frac{4557495,7}{1826459,25} \approx 2,5 \text{ роки.}$$

Для 2-го випадку:

Капітальні вкладення: 718697,4 тис. грн.

Прибуток: 1614450,75 тис. грн./рік

$$\text{Термін окупності} = \frac{718\,697,4}{1614450,75} \approx 0,5 \text{ року, тобто 5 місяців.}$$

Аби встановити чи є переваги у технології ROMELT додатково було здійснено розрахунок терміну окупності доменної печі:

Капітальні вкладення: 9801993,5 тис. грн.

Прибуток: 2375100,75 тис. грн./рік

$$\text{Термін окупності} = \frac{9801993500}{2375100750} \approx 4 \text{ роки.}$$

З розрахунків визначено, що термін окупності ROMELT становить 2,9 року у разі будівництва на новому майданчику та 5 місяців у разі будівництва на діючому майданчику, що значно менше, ніж термін окупності доменної печі при значних капітальних вкладень. Власне доменна піч, рівнозначна за продуктивністю агрегату ПРВ (без газовідвідного тракту), дорожча в 1,6 рази.

Таким чином, перевагою процесу рідкофазного відновлення на базі технології ROMELT з газифікатором є можливість використання низькокалорійного вугілля замість дорогого коксу в процесі виробництва чавуну, а застосування дрібнодисперсної залізорудної сировини без попередньої підготовки його у вигляді окатишів і агломерату, підвищує ефективність гірничорудного виробництва з допомогою скорочення витрат заліза з гірничою масою, витрат які йдуть на підтримку потужностей і зменшення обсягів збагачення. Крім того, у схемі ПРВ відсутні витрати на виробництво агломерату та коксу, що також робить цей проект привабливим з погляду інвестицій та екології.

ВИСНОВКИ

В результаті здійсненої роботи було досліджено особливості процесів рідкофазного відновлення оксидів заліза, визначено передумови розробки даної технології і здійснено ознайомлення з фізико-хімічними нюансами відновлення оксидів заліза у агрегатах різних процесів. В ході роботи також було проаналізовано технологічний стан агло-коксодоменної системи і визначено, що попри моральне старіння даної технології, на тлі нових ідей і розробок, дана «традиційна» система все ще є достойним суперником для нових агрегатів рідкофазного відновлення. Це зумовлено, перед усім, великою продуктивністю агрегату, а також більшою обізнаністю о реакційних процесах в середині робочого простору доменної печі що дає змогу краще, в порівнянні з процесами рідкофазного відновлення, стабілізувати реакції відновлення. Однак, супутні для агло-коксодоменного переділу економічні витрати, які з кожним роком стають тільки більшими, збідніння рудно-сировинної бази, посилення екологічних нормативів по забрудненням нівелюють позитивні сторони процесу і змушують розробляти методи для заміни доменного переділу. Процесами, які у майбутньому можуть стати повною заміною агло-коксодоменного циклу, є технології ПРВ.

У порівнянні з доменним циклом агрегати технології рідкофазного відновлення оксидів заліза не вимагають великих капіталовкладень, а їх термін окупності, для окремих агрегатів, становить менше року, коли для доменного процесу термін окупності може тривати більше десяти років. Хоча для процесів ПРВ і використовується більша кількість матеріальних та енергетичних ресурсів, порівняно з доменними печами аналогічної продуктивності, їх ціновий еквівалент робить економічні витрати в кілька разів менше, а здатність технологій переробляти газу і пар, що відходять, в електроенергію завдяки суміжним ТЕЦ, при цьому в деяких випадках отримуючи її надлишок, дає можливість не тільки покривати потреби всього процесу, а й заробляти на її продажі. Використання непідготовленої сировини, відсутність потреби в

агломераційній та коксопромислових системах, заміна коксу на технологічне вугілля знизили собівартість чавуну на 4595,2 грн./т, що порівняно з чавуном, виробленим у доменній печі, нижче на 23 %, а економія на закупівлі вугілля на 1 тону чавуну становить 4549,1 грн.

З процесів рідкофазного відновлення за своїми техніко економічними параметрами до доменного переділу найбільше приблизився одностадійний процес ROMELT. Його продуктивність, по кількості випущеного чавуну, може конкурувати з печами малої місткості завдяки використанню рідкої шлакової ванни, котру барботують кисневмісним газом, що дозволяє ефективно здійснювати відновлення вуглецем та відчутно зменшити час всієї плавки (2–4 години у порівнянні з 6–8 годинами які необхідні доменній печі). Завдяки екзотермічним реакціям окислення вуглецю, що відбуваються безпосередньо у металевій ванні, досягається високий тепловий ККД, що наближається до 100% і тим самим дозволяє знизити витрати палива та енергії. Чавун процесу ROMELT має нижчий вміст кремнію (0,1-0,2%) і вищий вміст сірки (0,04-0,06%) при порівнянні з доменною піччю при кислішому шлаку.

Для подальшого розвитку технології ROMELT необхідно зосередитися на підвищенні продуктивності та зниженні енерговитрат. Це можна досягти шляхом оптимізації процесів барботування та окислення, а також вдосконаленням конструкції печі для забезпечення більш рівномірного розподілу тепла. Крім того, інтеграція процесу ROMELT з іншими сучасними технологіями, такими як використання відновлюваних джерел енергії, або процесом МАГМА може сприяти зниженню екологічного впливу та підвищенню загальної ефективності виробництва.

Таким чином, процес ROMELT має значні переваги над традиційним доменним циклом, включаючи економічну вигоду, енергетичну ефективність та екологічну безпеку. Подальший розвиток цієї технології може зробити її ще більш конкурентоспроможною та привабливою для широкого впровадження у металургійній промисловості.