

Криворізький технічний університет
ВАТ «Інгулецький гірничо-збагачувальний комбінат»

Г.В.ГУБІН, В.О.ПІВЕНЬ

СУЧАСНІ
ПРОМИСЛОВІ СПОСОБИ
БЕЗКОКСОВОЇ МЕТАЛУРГІЇ
ЗАЛІЗА

під науковою редакцією
Губіна Г.В.

Кривий Ріг
2009

ББК.34.

М 74

УДК 622.778.873.6

Сучасні промислові способи безкоксової металургії заліза/
Г.В.Губін, В.О.Півень. -Кривий Ріг,: 2009. -328с.

У монографії коротко приведені фізико-хімічні основи без коксової металургії заліза, а також розглянуті конструкції та технології сучасних промислових методів, які знайшли використання у світовій практиці виробництва металу в останній чверті ХХ та на початку ХХІ сторіччя. На основі узагальнення існуючих техніко-економічних даних та експертних оцінок спеціалістів розглянутий прогноз розвитку безкоксової металургії, у тому числі міні металургійних заводів, які використовують в якості вихідної сировини її продукцію.

Книга розрахована на студентів та викладачів вищих навчальних закладів, а також працівників промислових підприємств, науково-дослідних і проектних організацій.

В монографии кратко приведены физико-химические основы бескоксовой металлургии железа, а также рассмотрены конструкции и технологи ее современных промышленных методов, нашедших использование в мировой практике производства металла в последней четверти ХХ и начала ХХІ века. На основании обобщения имеющихся технико-экономических данных и экспертных оценок специалистов рассмотрен прогноз развития бескоксовой металлургии и в том числе мини металлургических заводов, использующих в качестве исходного сырья ее продукцию.

Книга рассчитана на студентов и преподавателей высших учебных заведений, а также работников промышленных предприятий, научно-исследовательских и проектных организаций.

Рецензенти:

проф., д.т.н. В.Г. Лялюк

ст. наук. співр., к.т.н. В.О. Шаповалов

Передмова

Написання цієї книги викликане тим, що останніми роками в світі простежується тенденція зростання виробництва металу безкоксової металургії.

Це по-перше, а по-друге тим, що існуючі монографії, присвячені цій проблемі звичайно охоплювали велику кількість безкоксових способів одержання металу, що робило їх досить громіздкими і не дуже зручними для читання і засвоєння матеріалу. Тому автори даної роботи вирішили зупинитися головним чином на тих сучасних промислових методах безкоксової металургії, що вже знайшли практичне застосування. І, нарешті, останнє, переважна більшість публікацій, які є в Україні вийшли на російській і англійській мовах. Ми ж вирішили цю книгу видати на українській мові з цілком зрозумілих причин.

При всьому цьому слід підкреслити, що в даній книзі окрім західних публікацій широко використані матеріали таких відомих авторів Росії як І.Ю.Кожевнінова, Ю.С.Юсфіна, А.Н.Похвіснева, Н.П.Лякшева і багатьох інших, а також українських учених Б.І.Бондаренко, В.А.Шаповалова, А.А.Гимельфарба, І.Г.Товаровського і ін.

Книга призначена для працівників металургійних підприємств, проектних і науково-дослідних організацій, а також для студентів та викладачів вищих учбових закладів.

Автори будуть вдячні за побажання і зауваження направлені на поліпшення даного видання.

Величезну допомогу при підготовці даної книги до публікації надала інженер ВАТ «ІнГЗК» В.С. Полонко, за що автори виражають їй глибоку подяку.

Крім того автори вдячні І.В. Непляху та А.Е. Полонко за сприяння видавництву цієї монографії.

1. Сучасний стан і перспективи безкоксової металургії

Великі та видатні вчені, такі як Д.І. Менделєєв, Д.К.Чернов, А.А.Байков та інші мріяли про пряме одержання заліза з руд минаючи чавун.

Д.І.Менделєєв писав: «Я вважаю, що прийде з часом знову пора шукати способи прямого одержання заліза та сталі з руд, минаючи чавун». А Д.К.Чернов говорив, що він бачить «... можливість одержувати безперервним шляхом рідку сталь і чисте залізо безпосередньо з руди, як виплавляють чавун в доменних печах». У зв'язку з цим необхідно відзначити численні спроби одержання маловуглецевого чавуну та сталі у доменних печах шляхом відповідних технологічних і конструктивних рішень, які не дали проте бажаних результатів. В даний час існуючі способи прямого одержання заліза насправді не є такими, їх правильніше називати безкоксовими способами виробництва металу. В результаті їх реалізації одержують або сировину для електросталеплавильних дугових печей, або чавун для виробництва сталі. Проте в науково-технічній літературі окрім назв «безкоксова металургія» і «пряме одержання заліза» прижилися і такі назви, як «пряме відновлення заліза», «металізація залізородної сировини», «бездоменна металургія», «одержання губчастого заліза» й інші. Але слід ще раз підкреслити, головне, що сьогодні об'єднує всі ці процеси та їхні назви є використання альтернативних коксу палив. Тому при подальшому викладі матеріалу користуватимемося, в основному, словосполученням «безкоксова металургія».

Класифікацію процесів безкоксової металургії здійснюють за типом агрегатів, що використовуються (шахтні печі, печі з киплячим шаром, трубчасті печі, циклонні апарати тощо), за видом теплоносія та відновника (газові процеси, методи що використовують тверде паливо), за способом відновлення (твердофазні та рідкофазні процеси) і т.д. Класифікація за видом кінцевого продукту є найбільш поширеною.

Незалежно від типу агрегату всі способи безкоксової металургії можна поділити на три основні групи за температурним режимом, що визначає вид кінцевого продукту:

1) процеси відновлення при порівняно низьких температурах (не вище 1100°C) з одержанням губчастого заліза;

2) відновлення в тістоподібному стані в обертових печах, при $1250\text{-}1350^{\circ}\text{C}$ з отриманням зварених зерен металу (криця);

3) процеси відновлення при температурах вище 1500°C , кінцевим продуктом яких є рідкий метал (чавун).

Останнім часом у світі зростає цікавість до безкоксової металургії. Річне виробництво заліза цими методами досягло приблизно 60 млн. т, що викликано низкою причин. Серед них головними є: дефіцит металобрухту в світі; необхідність для виробництва високоякісних сталей використовувати металеву сировину не забруднену домішками кольорових металів; недостатні запаси коксівного вугілля високої якості, і підвищення вимог до охорони навколишнього середовища. Крім того, країни, що не мають коксівного вугілля, але володіють значними запасами природного і попутного газів, прагнуть розвивати власне виробництво металу, використовуючи привізну залізорудну сировину та будуючи міні-металургійні заводи з установками безкоксової металургії. Тому найбільший розвиток безкоксова металургія поки що одержала в Мексиці, Венесуелі, Тринідаді і Тобаго, Алжирі, Саудівській Аравії, Бахреїні, Ірані, Малайзії, Індонезії й у деяких інших країнах. Крім того, до процесу безкоксової металургії з'явився інтерес в таких країнах як Південно-Африканська Республіка, Китай, Південна Корея, Індія й Австралія, де побудовані або будуються заводи й установки із відповідними технологіями.

Відомо, що світова потреба у залізорудній сировині перевищила за 1,3 млрд. т, з цієї кількості 58 млн. т складають замітники сталевого брухту і чавуну (2004 р.), які являються продуктами безкоксової металургії. Якщо в Китаї збережуться темпи зростання чорної металургії 5-6 % на рік, а в решті світу 2-3 % на рік, то світова потреба в залізовмісній сировині до 2015 року досягне 1,8 млрд. т на рік, тобто збільшиться на 500 млн. т.

Для забезпечення такого приросту буде потрібно приблизно 180 млн. т на рік металобрухту та скрапу, виходячи з того, що 210 млн. т на рік переробного чавуну буде додатково вироблено на існуючих або реконструйованих доменних печах. У цьому ви-

падку потреба у заміниках сталюого скрапу і переробного чавуну зросте на 110 млн. т на рік, збільшившись із сучасного рівня до 168 млн. т на рік в 2015 році [1.1].

Враховуючи попит, який визначений оптимістичним прогнозом, світова гірничовидобувна промисловість і виробництво окускованої сировини також повинні будуть значно збільшити найближчими роками свої потужності.

Виходячи з відомих планів будівництва підприємств у світовій чорній металургії, виробництво окатишів у знову побудованих об'єктах досягне до 2015 року 160 млн. т. Близько половини цього приросту буде припадати на окатиші для безкоксової металургії. В результаті зростання виробництва заліза безкоксової металургії буде обмежене рівнем 55 млн. т на рік. Таким чином, в найближчі 10 років у світі будуть споруджені і введені в експлуатацію 30-40 нових установок безкоксової металургії [1.2]. Проте в цьому прогнозі не враховується та обставина, що не всі технології безкоксової металургії вимагають для своєї реалізації окускованої залізородної сировини, в деяких з них, що застосовують принцип киплячого шару, використовується дрібна руда. За песимістичним прогнозом виробництво продукції безкоксової металургії в 2015 році складе 75 млн. тонн.

Незаперечним, мабуть, є те, що виробництво сталі в електродугових печах продовжуватиме зростати і тенденція до випуску електросталі вищої якості також збережеться. Металобрухт із малим вмістом домішок стає все більш дефіцитним і дорогим. Ці обставини призводять до зростання попиту на залізо безкоксової металургії, яке є високоякісною сировиною для виплавки електросталі.

Завдяки швидкому розвитку прокатних міні-станів, на базі таких нових технологій як електродугові печі надвисокої потужності, печі-ковші і точне лиття, що майже не вимагає доведення, почали випускати вироби з високоякісного металу, такі як катанка з високовуглецевої сталі і лист глибокої витяжки. Оскільки для цих продуктів допустима концентрація домішок в металевій шихті значно нижче, ніж при виплавці звичайної сталі, то потрібна сировина високої чистоти за домішками. У зв'язку з цим все бі-

льша кількість заводів починає застосовувати як альтернативні вихідні матеріали залізо безкоксової металургії.

Це один аспект використання процесів безкоксової металургії. Інший аспект полягає у тому, що незважаючи на великі досягнення у доменному виробництві з економії коксу, які пов'язані з поліпшенням якості залізородної шихти, підвищенням температури збагаченого киснем дуття, і, особливо, вдуванням у піч пилувугільного палива, робота класичної доменної печі без використання коксу не є можливою. Кокс же є найдорожчим і дефіцитним паливом у металургії, а тому виробництво чавуну без використання коксу є актуальним. На цій підставі виникли нові процеси безкоксової металургії, які почали застосовувати у промислових масштабах. Намітилась тенденція безкоксової металургії, яка йде ще далі – до відмови від виробництва агломерату і окатишів.

В кінці двадцятого століття на комерційний рівень вийшли два основні процеси безкоксової металургії:

- виробництво губчастого заліза;
- виробництво чавуну.

Перший напрямок пов'язаний, у першу чергу, з процесами низькотемпературного твердофазного відновлення, здійснюваного переважно у шахтних протитечійних печах відновлювальним газом, який одержують шляхом конверсії природного газу. Це, головним чином, процеси Midrex і HyL, що використовують як вхідну сировину окатиші та кускову залізну руду. Промислові установки, що базуються на цих двох технологіях, забезпечують близько 90 % продукції губчастого заліза світового виробництва, причому лідером є процес Midrex, завдяки якому виробляється близько 70 % залізної губки.

Рекордні виробничі показники досягнуті на установці Midrex Megamod на заводі Lazaro Cardanas фірми Mittal Steel в Мексиці, де середньогодинна продуктивність склала 224 т, а річне виробництво – 1,76 млн. т. В даний час фірма Siemens VAI споруджує найбільшу установку діаметром 7 м, продуктивністю 2 млн. т на рік для заводу Hadeed в Саудівській Аравії. В результаті річне виробництво губчастого заліза на цьому підприємстві досягне

5,4 млн. т. Що стосується витрати природного газу, то вона знизилася на установках Midrex з середини 70-х років XX сторіччя з 12,5 ГДж/т губчастого заліза до 9,85 ГДж/т на теперішній час.

Процес НуL пройшов тривалий шлях модернізації від нерухомого шарового відновлення у ретортах до шахтних печей. Найбільшого поширення набула установка НуL-III продуктивністю приблизно 1 млн. т на рік. Але в 1998 році в м. Монтерреї (Мексика) введена в експлуатацію установка НуL-4М, продуктивність якої досягає 1,5 млн. т на рік, а питома витрата енергії - 10,73-11,19 ГДж/т. Найостанніша модифікація проекту НуL, здійснена на заводі НуLSA в м. Монтерреї (Мексика), працює без спеціальної установки для парової конверсії природного газу, реформінг метану здійснюється у самій шахтній печі для металізації.

Таким чином, процеси Midrex і НуL та їх різновиди можуть виробляти високометалізоване залізо в агрегатах одиначної потужності від 0,4 до 2,0 млн. т на рік, яке потім використовується як заміник металобрухту в сталеплавильних електродугових печах.

На ринок вийшло і декілька нових або вдосконалених процесів, таких як Finex, Finmet, Hismelt, Circored та Iron Carbide, які базуються на використанні в якості сировини залізорудного дрібняка, а також процес Danagex з шахтною піччю, що використовує в якості сировини руду й окатиші, запланований до впровадження у 2008 році.

Головним продуктом безкоксової металургії зараз є губчасте залізо, що є твердою пористою речовиною з високим вмістом металевого заліза. У ньому міститься деяка кількість вуглецю, в основному, у формі карбиду заліза, і пустої породи у вигляді важководновлюваних оксидів. Губчасте залізо має форму окатишів, кусків та брикетів. У західних країнах прийнята комерційна назва губчастого заліза: залізо прямого відновлення – «ПВЗ» для матеріалу, виробленого із залізорудних окатишів або кускової руди, без зміни їх фізичної форми після відновлення. Частинки розміром менше 3 мм звичайно відсівають і називають «ПВЗ-дрібняк». Гарячebruкетоване залізо (ГБЗ) виробляється із відновленого матеріалу шляхом збільшення його щільності і зменшення по-

верхневої площі за допомоги гарячого пресування. Щільність продукту при цьому, зазвичай, збільшується з 2-3 т/м³ до 5 т/м³.

Цю операцію використовують також там, де в якості матеріалу, що завантажується використовують залізорудний дрібняк.

Таблиця 1.1

Характеристика губчастого заліза безкоксової металургії.

Параметри	ПВЗ	Гаряче ПВЗ	ГБЗ
Ступінь металізації, %	92-95	92-95	92-95
Вуглець, %	1,5-5,5	1,5-5,5	1,5-2,5
Температура, °С	40	>500 на виході в ЕДП	40
Насипна щільність, т/м ³	-	-	5,0
Номінальний розмір, мм	6-16	6-16	110x60x30

Для постачання на ринок і, зокрема, для морських перевезень перевагу віддають ГБЗ, приблизно 20 % загального виробництва губчастого заліза припадає на брикетовану продукцію.

Більше 80 % світового виробництва губчастого заліза використовується у цехах електродугових печей, де частка губчастого заліза складає 30-100 %.

Найбільш ефективним способом використання губчастого заліза в електродуговій плавці, є його безперервна подача в піч. Такий спосіб завантаження забезпечує утворення доброго пінного шлаку, знижує вміст азоту в металі та скорочує час плавки [1.3].

До початку завантаження печі необхідно розплавити партію брухту так, щоб досягти високої температури у центрі ванни. При виконанні цієї вимоги з початком безперервного завантаження губчастого заліза негайно починається спінювання шлаку. Спочатку швидкість завантаження невисока і лише після підйому температури до 1560⁰С, швидкість подачі губчастого заліза збільшується відповідно до відведеної потужності. Наявність вуглецю у губці створює сприятливі умови для утворення пінного шлаку. Як тільки безперервна плавка під шаром пінного шлаку почалася, малий реактивний опір печі дозволяє домогтись постійно високого рівня активної потужності, яка є істотно вищою, ніж при плавці брухту [1.3].

Інший ефект економії часу пов'язаний із поєднанням циклів плавлення і переробки. Відомий хімічний склад губчастого заліза і відсутність забруднень дозволяє досягти переробки, тоді як завантаження і плавка ще продовжуються.

Щоб забезпечити зростання температури перед випуском плавки, швидкість завантаження зменшується протягом деякого часу до зливу металу. Проте, для підтримки необхідних умов спінювання шлаку, безперервне завантаження на низькому рівні звичайно триває до моменту, який безпосередньо передує випускові металу.

Вимоги до питомої плавильної потужності для губчастого заліза залежать, в основному, від ступеня металізації та вмісту пустої породи.

Сучасні електродугові печі обладнані панелями водяного охолодження, тому теплові втрати мінімізовані за рахунок високої питомої вхідної потужності. Високопродуктивні електродугові печі, що використовують 50-100 % губчастого заліза, працюють при питомій потужності трансформатора в діапазоні від 600 до 800 кВт на тонну виплавленого металу.

Вдування кисню складає 20-30 м³/т, у такій кількості кисень заміняє деяку кількість електроенергії і створює умови для кипіння, забезпечуючи гомогенізацію розплаву.

Слід відзначити також і те, що в даний час в процесах виробництва губчастого заліза, наприклад, в шахтних печах НуL і Midrex відпала необхідність у будівництві спеціальних пристроїв для конверсії природного газу, оскільки почала використовуватися технологія його самореформінга. Крім того, ці процеси, у принципі, можуть використовувати не тільки природний газ, а також і низькоякісні палива, такі як важкі нафтові залишки, нафтовий кокс, вугілля, побутові відходи тощо. Фірма Техасо розробила для цієї мети газифікатори, які можуть забезпечити, наприклад, установку НуL синтез-газом, збагаченим воднем. У наш час понад 120 промислових газифікаторів фірми Техасо працюють у всьому світі.

Другий напрямок безкоксової металургії - це виробництво чавуну. Даний напрямок почав розвиватися після того, як австрій-

ська компанія VAI (Voest-Alpine Industrien GmbH) розробила і почала застосовувати процес Corex. Це є двостадійний процес, який здійснюється у комбінованому агрегаті, що включає шахтний відновлювальний реактор і плавильну піч – газифікатор. Практика роботи і проведені дослідження виявили обмеження за застосуванням вугілля для цього процесу. Так, вміст золи має бути не більше 35 %, летких речовин не більше 40 %, а сірки менше 1 %. Кращі показники досягаються при вмісті золи та летких у вугіллі не більше 10 %. Нижня межа крупності вугілля обмежується величиною 2 мм. Що стосується руди або окатишів, то немає таких жорстких обмежень за вмістом домішок пустої породи, як у процесах із твердофазним відновником. Газ, що відходить з установки у великих кількостях, має високий енергетичний потенціал і використовується для виробництва електроенергії або інших цілей. Насправді установка Corex – це енерготехнологічний агрегат, що виробляє з вугілля газоподібне паливо, а з руди - метал.

До моменту написання цієї книги установки Corex працювали в Південно-Африканській Республіці (ПАР), Індії та Південній Кореї. Якщо перший промисловий комплекс Corex-1000 введений в експлуатацію у Південно-Африканській Республіці у 1989 р. з фактичною річною продуктивністю 315 тис. т, то модуль Corex-3000, будівництво якого недалеко від м. Шанхай (КНР) закінчується в жовтні 2007 р., матиме продуктивність 1,5 млн. т чавуну на рік. Проектуються два модулі Corex для металургійного заводу фірми Posco в Індії продуктивністю по 2 млн. т на рік. Будівництво буде закінчено в 2011 році.

В Австралії почала експлуатуватися установка рідкофазного відновлення Hismelt із річною продуктивністю 820 тис. тонн і закінчується будівництво в Південній Кореї в м. Пхохан установки Finex продуктивністю 1,5 млн. т чавуну на рік. Обидві установки працюють на неокискованій дрібній залізній руді, використовуючи некоксовіне вугілля.

Рідкофазне відновлення в процесі Hismelt здійснюється у вертикальному плавильному газогенераторі. Залізовмісні матеріали, подрібнені вугілля і флюс інжектуються у ванну металу. Необ-

хідний тепловий режим плавки забезпечується, в основному, допалюванням горючих газів, що виділяються з розплаву, для чого використовується гаряче повітряне дуття (1200 °С), яке збагачене киснем до 30 %. Тепло відхідних газів слугує для нагріву дуття, сушіння, підігріву і часткового відновлення шихти. Надлишок газів використовують для виробництва електроенергії, тобто як і у випадку установок Corex, установка Hismelt є енерготехнологічним комплексом для виробництва чавуну і електрики.

Відомо, що зараз частка витрат на паливо у структурі собівартості доменного чавуну складає приблизно 50 %, а для процесів виробництва губчастого заліза, наприклад, методами Midrex і НуL – 10-15 %. Це вказує на більш слабку залежність виробленої цими методами металізованої продукції від цін на паливо. А оскільки в структурі собівартості металізованої сировини в даний час 55-56 % витрат припадають на залізорудну сировину, то будівництво металургійних міні- заводів на гірничо-збагачувальних підприємствах дозволить регулювати витрати виробництва при одержанні напівпродукту для виплавки сталі. Будівництво та введення в експлуатацію таких міні - металургійних заводів чергами призведе до поступального зростання доданої вартості продукції. Спочатку виробляється товарний концентрат, потім окатиші, після цього безперервно лита заготівка і, нарешті, прокат. Вже є технології отримання безперервно-литого тонколистового прокату з використанням двохвалкових кристалізаторів. Отримання такого прокату з тонкої безперервно-ливої заготівки дозволяє повністю виключити з технологічного ланцюга ряд операцій, залишивши лише стани холодної прокатки і обробне устаткування. Зниження питомих капітальних витрат може сягати 40 % у порівнянні з традиційною технологією, а зменшення викидів газів - у декілька разів. Таким чином, об'єднання гірничо-збагачувального підприємства із міні-металургійним заводом дозволить підвищити валовий дохід комплексу за рахунок високоякісної дорогої продукції. Це особливо стосується того випадку, коли гірниче підприємство не входить до складу металургійної компанії.

Перспективи ж процесів безкоксової металургії в цілому залежать від багатьох причин, але, мабуть, головними з них є ціни

на природний газ, кокс, металобрухт і руду, а також від потреби світової економіки в високоякісному металобрухті для виплавки сталі.

Американські фахівці здійснили розрахунки питомих витрат первинної енергії на виробництво однієї тонни нерафінованої сталі за трьома сучасними технологіями, згідно яких на звичайному інтегрованому металургійному заводі потужністю 3-5 млн. т сталі на рік із доменними печами, кисневими конвертерами, безперервним розливанням і прокатним виробництвом цей показник складає 19 ГДж, на міні заводі прямого одержання заліза за способом Midrex, електроплавленням, безперервним розливанням - 18,5 ГДж, а на міні заводах продуктивністю 0,5-1,0 млн. т на рік, які основані на електроплавленні металобрухту - 5 ГДж.

Очікується, що вдосконалення техніки та технології на майбутніх металургійних заводах приведе до значного зниження питомих витрат первинної енергії на виробництво сталі і складе за трьома згаданими технологіями 15,5; 14,5-12,5 і 3,5 ГДж/т відповідно. Енергозбереження приведе до зменшення викидів у навколишнє середовище та поліпшення екологічної безпеки у районах розташування металургійних підприємств.

2. Основні фізико-хімічні процеси безкоксової металургії заліза

2.1. Реакції відновлення заліза з оксидів

Відновниками в процесах безкоксової металургії можуть бути нагріті гази, зазвичай суміші водню та монооксида вуглецю, а також різні види твердого палива. Відновлювальні гази звичайно одержують конверсією природного газу. Найпоширенішою є конверсія природного газу діоксидом вуглецю, водяною парою або киснем.

Відновлення твердим вуглицем звичайно застосовують у трубчастих обертових печах.

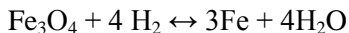
При відновленні газом одержують більш чистий продукт, оскільки газ не вносить золу і якщо виникає потреба, то його можна заздалегідь очистити від сірки.

Процеси відновлення воднем, монооксидом вуглецю і твердим вуглицем достатньо описані у різних монографіях, зокрема присвячених доменному виробництву та безкоксівій металургії [2.1-2.10]. У цих працях наголошується, що процес відновлення – це складний фізико-хімічний процес, оскільки у змінних умовах здійснюються взаємопов'язані та взаємообумовлені перетворення як зі термодинамічних, так і з кінетичних позицій.

2.1.1. Відновлення газами

Відновлення воднем. Реакції відновлення воднем при температурі вище 570°C та їхні характеристики представлені у табл. 2.1.

Нижче температури 570°C відновлення магнетиту проходить в одну стадію:



Лише на першому ступені відновлення воднем Fe_2O_3 до Fe_3O_4 реакція є слабо екзотермічною і проходить із виділенням тепла; на наступних ступенях ця реакція, а також сумарні реакції відновлення Fe_2O_3 і Fe_3O_4 до заліза є ендотермічними, тобто вимагають

Таблиця 2.1

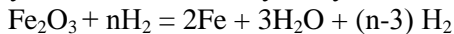
Склад рівноважних газових сумішей та мінімальна кількість H_2 для реакцій відновлення окислів заліза воднем

Крива на рис. 2.1	Реакція та її тепловий ефект при стандартних умовах (тиск до рівнос. і атм., температура 25 ⁰ С)	Показники	Температура, °С							
			600	700	800	900	1000	1100	1200	1300
3а	$FeO + H_2 = Fe + H_2O$ - 6690 кал	Склад рівноважної газової фази, %: H_2O H_2 Мінімальна кількість газу для відновлення, моль/атом Fe: $n=100\%/H_2O_{\text{ривн}}$	23,9 76,1	29,9 70,1	34,0 66,0	38,1 61,9	41,1 58,9	42,6 57,4	44,5 55,5	46,2 53,8
2а	$Fe_3O_4 + H_2 = 3FeO + H_2O$ - 15190 кал або - 5060 кал/атом Fe	Склад рівноважної газової фази, %: H_2O H_2 Мінімальна кількість газу для відновлення, моль/атом Fe: $n=133,3\%/H_2O_{\text{ривн}}$	30,1 69,9	54,2 45,8	71,3 28,7	82,3 17,7	89,0 11,0	92,7 7,3	95,2 4,8	96,9 3,1
Лінія сумарної реакції	$Fe_3O_4 + nH_2 = 2Fe + 3H_2O + (n-3)H_2$ - 21770 кал або - 10880 кал/атом Fe	Мінімальна кількість газу для ступінчастого відновлення в противотопі: n , моль газу/моль окислу	8,86 1,77	6,68 1,34	5,88 1,18	5,24 1,05	4,74 0,95	4,64 0,93	4,50 0,90	4,32 0,86

підведення тепла. При виконанні теплових розрахунків разом із теплом на проведення реакції слід враховувати тепло, що витрачається на нагрів вихідних матеріалів до температури процесу.

Стехіометричні показники водню у вище наведеній формулі вказують на його витрату лише на реакції відновлення, тобто кількість водню, що перетворюється в H_2O при відновленні. Фактично для проведення процесу відновлення слід подавати більшу кількість газу зі врахуванням надлишку, який необхідний за умов рівноваги для протікання процесу. Надлишок водню, що подається на відновлення, залежить від температури процесу і схеми його проведення.

Для відображення необхідності подачі надлишку відновника формулу відновлення записують у вигляді:



В основному, величина коефіцієнту n залежить від рівноваги реакції відновлення закису заліза. Тому надмірна кількість водню у порівнянні зі стехіометричною однакова для Fe_2O_3 та Fe_3O_4 (із розрахунку на 1 атом заліза).

З підвищенням температури відновлення, як це витікає із кривих рівноваги, зображених на рис. 2.1, відновна здатність водню (тобто теоретично можливий ступінь його використання) підвищується і величина коефіцієнту n зменшується. Розраховані мінімальні витратні коефіцієнти водню на відновлення наведені у табл. 2.1. З розрахунку на одиницю маси заліза теоретична витрата газу складає $0,2n \text{ м}^3/\text{кг}$.

В залежності від конструкції установок і організації процесу (прямотечія, протитечія, ступінчастість обробки газом рудних матеріалів) фактичні витрати у реальних умовах можуть наближатися до наведених у табл. 2.1 показників. Стехіометрична витрата газу, тобто повне його використання при відновленні до заліза, може бути досягнута лише при циркуляції його з проміжним відмиванням від H_2O або регенерацією.

Кінетично водень загалом є активнішим відновником, ніж монооксид вуглецю, внаслідок його більшої дифузійної здатності.

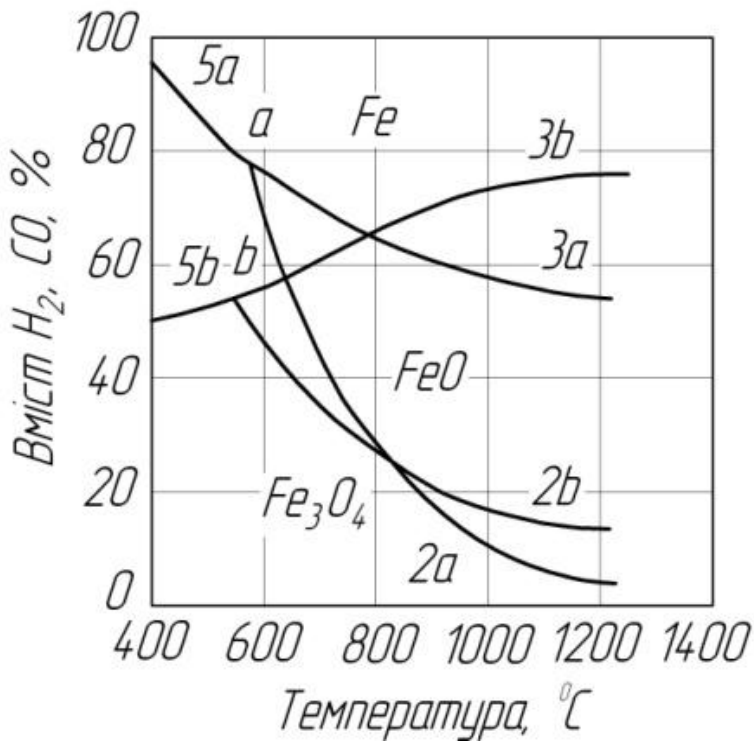


Рис. 2.1. Діаграма рівноваги реакцій відновлення окислів заліза воднем та окисом вуглецю:

а – вміст H₂ в суміші H₂ + H₂O;

б – теж CO в суміші CO + CO₂

Відновлення монооксидом вуглецю. Відновлення монооксидом вуглецю протікає по реакціях, приведених в табл. 2.2. На відміну від відновлення воднем при відновленні монооксидом вуглецю на всіх ступенях, за винятком відновлення магнетиту до вюститу, виділяється тепло; екзотермічні сумарні реакції відновлення гематиту і магнетиту до металічного заліза. Відмінністю монооксида вуглецю від водню є також можливість мимовільного перет

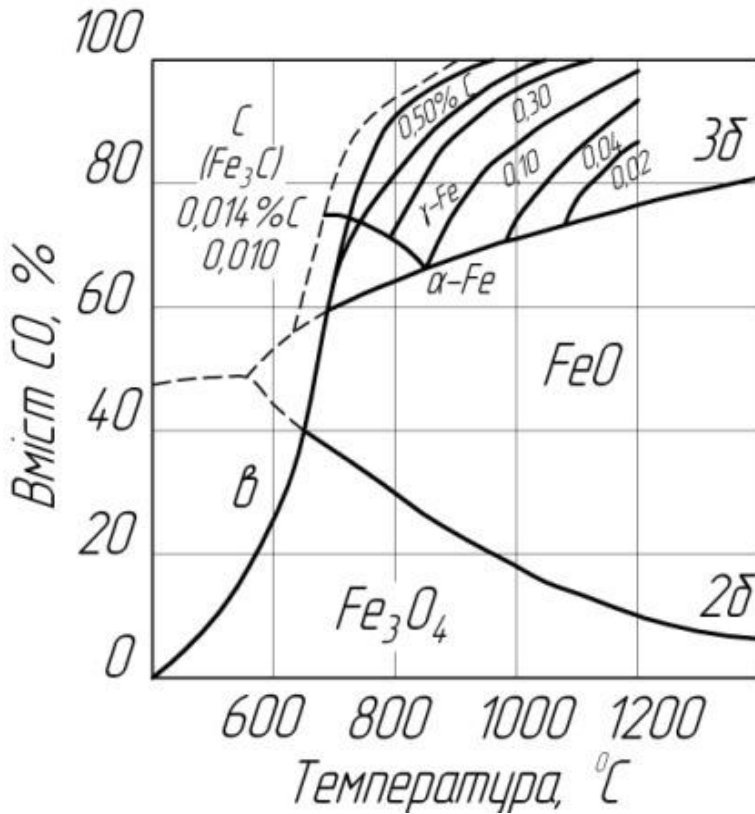


Рис. 2.2. Діаграма рівноваги реакцій відновлення окислів заліза окисом вуглецю, газифікації вуглецю та цементації

ворення його в окислювальний газ CO_2 шляхом розпаду та науглецювання заліза (рис. 2.2).

З рис. 2.1 видно, що групи кривих, які відповідають відновленню монооксидом вуглецю і воднем, перетинаються при температурі 810°C , що відповідає рівновазі реакції водяного газу $\text{H}_2\text{O} + \text{CO} = \text{H}_2 + \text{CO}_2$. Нижче за температуру 810°C хімічна спорідненість монооксиду вуглецю до кисню є вищою, в рівновазі з

відповідними оксидами заліза знаходиться газова суміш $\text{CO} + \text{CO}_2$ з меншим вмістом CO у ній, ніж вміст H_2 у рівноважній газовій суміші $\text{H}_2 + \text{H}_2\text{O}$. Вище за 810°C , навпаки, водень за умов рівноваги може бути використаний в реакції відновлення у більшому ступені.

Відновлення газами (H_2 і CO) проходить без зміни їх об'єму, і тому зміна загального тиску не змінює рівноважні співвідношення.

Витрата монооксиду вуглецю на відновлення оксидів заліза із врахуванням його стехіометричної витрати на реакції і рівноважного співвідношення наведені у табл. 2.2.

Оскільки при відновленні оксидів кожна молекула і водню і монооксиду вуглецю приєднує один атом кисню, стехіометрична витрата газів у реакціях відновлення однакова. Різниця у витратних показниках виникає внаслідок відмінності у рівноважних співвідношеннях.

Аналогічно до відновлення воднем, при відновленні монооксидом вуглецю до заліза використовувати весь монооксид вуглецю неможливо.

Тільки при частковому відновленні в умовах протитечії (тобто при ступінчастому відновленні) можна досягти 100 % - вого перетворення монооксиду вуглецю у діоксид [2.10].

Якщо поставити задачу повного використання відновника в процесі, то такий ідеальний процес (рис. 2.3) можна уявити собі як двостадійний: попереднє відновлення при 900°C і остаточне відновлення [2.10].

Для обох стадій використовують свіжий газ-відновник, тобто чистий монооксид вуглецю, який одержують із газів другої стадії процесу, що відходять, шляхом його регенерації (відновлення вуглекислого газу вуглецем).

На обох стадіях від руди віднімаються однакові кількості кисню.

Відновлення при такому ідеальному процесі показане на рис.2.4, на якому зображені ізотерми віддачі кисню рудою і зміни

Таблиця 2.2
Склади рівноважних газових сумішей та мінімальна кількість CO для реакції відновлення окислів заліза окисом вуглецю

Крива на рис. 2.1 та 2.2	Реакція та її тепловий ефект при стандартних умовах	Показники	Температура, °C							
			600	700	800	900	1000	1100	1200	1300
36	$\text{FeO} + \text{CO} = \text{Fe} + \text{C}$ $\text{O}_2 + +3150$ кал	Склад рівноважної газової суміші, %: CO_2 CO Мінімальна кількість газу для відновлення $n_{36} = 100\% \text{CO}_2$ рівня моль/г-атом Fe	47,2 52,8	40,0 60,0	34,7 65,3	31,5 68,5	28,4 71,6	26,2 73,8	24,3 75,7	22,9 77,1
26	$\text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{CO} = 3\text{Fe}$ $\text{O} + \text{CO} -$ кал -5350	Склад рівноважної газової фази, %: CO_2 CO Мінімальна кількість газу для відновлення $n_{26} = 133,3/\text{CO}_{2\text{длин}}$ моль/г-атом Fe	55,2 44,8	64,8 35,2	71,9 28,1	77,6 22,4	82,2 17,8	85,9 14,1	88,9 11,1	91,5 8,5
Лінія сумарної реакції	$\text{Fe}_2\text{O}_3 + n\text{CO} = 2\text{Fe}$ $+3\text{CO}_2 +$ $3)\text{CO} + 15050$ кал	Мінімальна кількість газу для ступінчатого відновлення в противотоці: n моль газу на моль окислу m^3 газу на 1 кг Fe, рівна $0,2n$	4,84 0,97	5,00 1,00	5,76 1,15	6,36 1,27	7,04 1,41	7,64 1,53	8,20 1,64	8,70 1,74

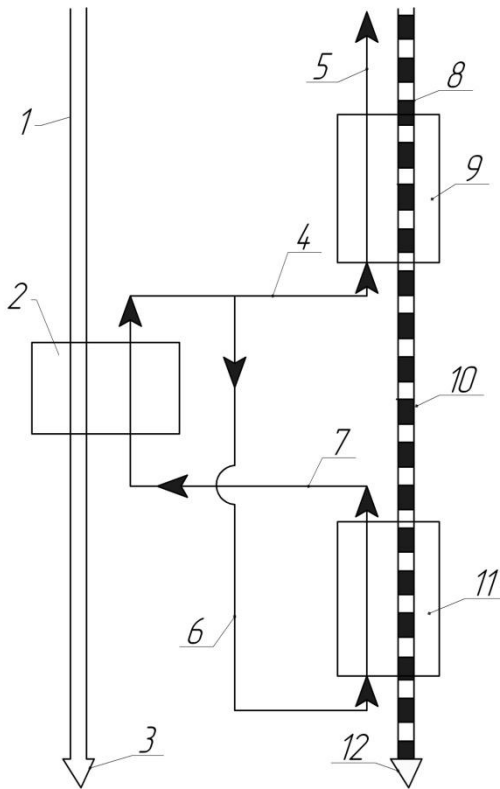


Рис. 2.3. Схема ідеального процесу відновлення окисом вуглецю:

1 – кокс; 2 – регенератор газу; 3 – зола коксу; 4 – потік CO на попереднє відновлення (23,5 %); 5 – CO₂ в атмосферу; 6 – потік CO на кінцеве відновлення (76,5 %); 7 – потік суміші CO і CO₂ (53 частини CO – 23,5 частини CO₂) на нерачію; 8 – руда; 9 – ктор попереднього відновлення; 10 – попередньо відновлена руда (ступінь відновлення 48 %); 11 – реактор кінцевого відновлення; 12 – залізна губка (ступінь відновлення 90%)

складу газу в залежності від ступеня відновлення. Склад газу, що подається на попереднє відновлення, змінюється в залежності від ступеня відновлення (1). CO тут повністю перетворюється у CO₂, досягається ступінь відновлення гематиту, що дорівнює 48 %. На стадії остаточного відновлення склад газу змінюється (2), рівновага при температурі 900⁰C досягається при масовій частці CO 69 % у відхідному газі, остаточний ступінь відновлення складає 96 %. Крива (3) відповідає регенерації газу, що виходить після остаточного відновлення; цей газ потім розділяється на два потоки: один, що спрямовується на остаточне відновлення (76,5 %), і другий, що спрямовується на попереднє відновлення (23,5 %).

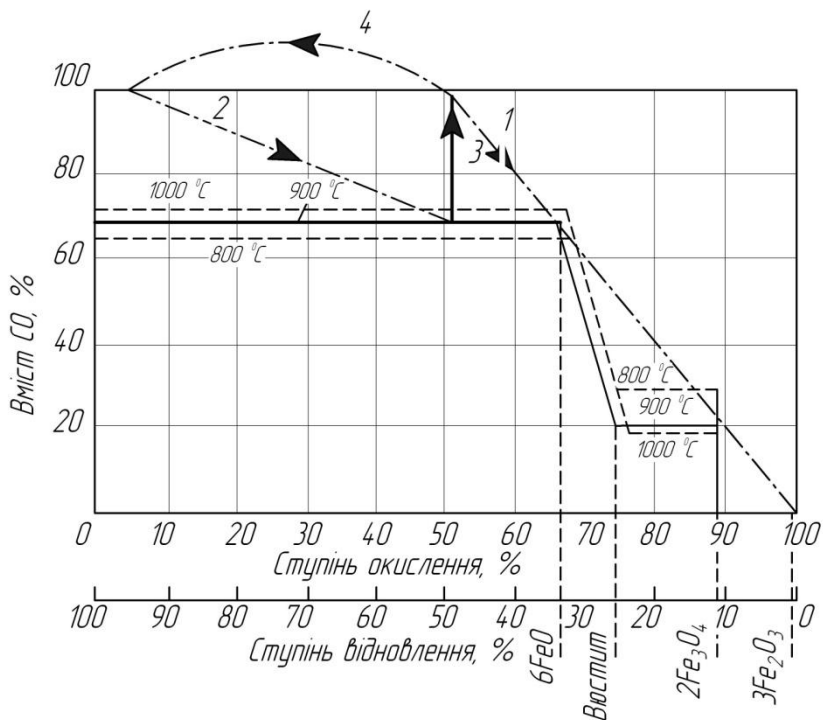


Рис. 2.4. Відновлення при ідеальному процесі:
 1 – попереднє відновлення (23,5 %); 2 – кінцеве відновлення;
 3 – регенерація; 4 – циркуляційний газ (76,5) CO

Таким чином, у даному процесі відновлення проходить у протитечії та ступінчато; на обох стадіях використовується чистий відновник; після остаточної стадії відновлення газ відбирається на регенерацію; газ, що скидається в атмосферу після попередньої стадії відновлення, являє собою CO_2 .

Для процесу вуглець витрачається тільки в регенераторі, при цьому в результаті відновлення він перетворюється на діоксид вуглецю, тобто витрачається він у мінімальних кількостях. На газифікацію вуглецю у регенераторі та нагрів руди до температури процесу також витрачається тепло. Цей метод може набуту

практичного значення при безпосередньому використанні тепла високотемпературних ядерних реакторів [2.10].

Відновлення газовими сумішами. При дослідженні ступінчастого відновлення газовою сумішшю в протитечії були виконані розрахунки мінімально необхідної кількості газу-відновника [2.10]. Ця кількість залежить від складу газової суміші та температури на окремих ступенях відновлення.

Розрахунки показують, що для сумішей $\text{CO} + \text{H}_2$, що містять більше ніж 50 % H_2 мінімально необхідна кількість газу для відновлення FeO з підвищенням температури зменшується; якщо в суміші знаходиться більше половини CO , то з підвищенням температури вона збільшується.

Мінімально необхідна для відновлення кількість газу при температурі вище $600\text{--}700^\circ\text{C}$ визначається рівновагою реакції відновлення закису заліза. Для нижчих температур ця кількість може також визначатися рівновагою відновлення Fe_3O_4 до FeO . Тому при змозі незалежного регулювання температури для кожної стадії відновлення слід враховувати обидві реакції.

Якщо відновлення на всіх стадіях здійснюється за однакової температури, то для газових сумішей, що містять менше 55 % H_2 , можна визначити мінімальну кількість газу й оптимальну температуру. Для газових сумішей зі вмістом H_2 більше ніж 55 % найменша витрата газу відповідає максимально можливій температурі.

У табл. 2.3 наведені розраховані мінімально необхідні кількості газів при відновленні без розділення на стадії (при різних температурах для окремих стадій відновлення) для газової суміші, що складається із $\text{CO} + \text{H}_2$ [2.10].

Якщо у вихідному газі є навіть невеликі кількості CO_2 і H_2O , то витрата газу різко збільшується. За наявності у вихідній суміші нейтральних газів (наприклад, азоту) необхідна кількість цієї суміші, природно, також збільшується.

Розрахунки проведені для умов, ступінчастого відновлення і досягнення рівноважних співвідношень на межах ступенів відновлення, тобто для ідеальних умов, тому одержані в результаті величини є мінімальними теоретично можливими.

Таблиця 2.3

Ідеальне значення ефективності використання газової суміші $\text{CO} + \text{H}_2$ при відновленні оксидів заліза (ступінчате відновлення в протivotотці в умовах досягнення рівноваги)

Склад газової суміші, %		Відновлення з роздільним регулюванням температури по стадіям				Відновлення без роздільного регулювання температури по стадіям		
H_2	CO	температура на стадії FeO-Fe , $^{\circ}\text{C}$	температура на стадії $\text{Fe}_3\text{O}_4\text{-FeO}$, $^{\circ}\text{C}$	мінімальна витрата газу		температура в печі, $^{\circ}\text{C}$	мінімальна витрата газу	
				V , моль/г-атом Fe	$\text{m}^3/\text{кг Fe}$ рівний $\sim 0,4V$		V , моль/г-атом Fe	$\text{m}^3/\text{кг Fe}$ рівний $\sim 0,4V$
0,00	1,00	560	>750	1,96	0,78	635	2,26	0,90
0,10	0,90	560	>700	2,08	0,83	—	—	—
0,25	0,75	560	>680	2,28	0,91	630	2,51	1,00
0,40	0,60	560	>650	2,51	1,00	625	2,69	1,08
0,50	0,50	560	>635	2,70	1,08	620	2,84	1,14
0,55	0,45	560	>630	2,81	1,12	—	—	—
0,60	0,40	1300	>650	2,72	1,09	1300	2,72	1,09
0,65	0,35	1300	>665	2,65	1,06	—	—	—
0,75	0,25	1300	>680	2,50	1,00	1300	2,50	1,00
0,90	0,10	1300	>725	2,31	0,92	—	—	—
1,00	0,00	1300	>750	2,22	0,89	1300	2,22	0,89

Крім того, ці співвідношення виведені при допущеннях, що в системі не протікають побічні реакції (розпад CO , регенерація CO_2 і H_2O під впливом вуглецю), вихідний газ не містить кисню та вуглеводнів, в оксидах заліза не містяться CO_2 і H_2O , що виділяються у процесі. Найбільш сумнівним є припущення про відсутність реакції розпаду монооксиду вуглецю. За умов рівноваги цієї реакції взагалі неможливе відновлення заліза монооксидом вуглецю при температурі нижче 700°C .

Розглянуті співвідношення не враховують теплових ефектів і кінетики реакції і тому не можуть вважатися оптимальними.

З погляду термохімії більш доцільним є відновлення оксидів заліза монооксидом вуглецю, при якому тепло виділяється, і не потрібне підведення тепла для здійснення реакції, необхідний тільки нагрів реагентів до температури процесу. Проте, як вже відмічалось, водень в якості відновника є активнішим за монооксид вуглецю.

Відновлення метаном. Застосування метану в якості відновника не розглядалося так всебічно як монооксиди вуглецю та водню, тому ми надаємо тут йому більшої уваги. Спроби застосовувати метан в якості відновника робилися ще декілька десятиліть тому. У науковій літературі довгий час існувала думка про надзвичайно низьку ефективність використання метану для відновлення оксидів через його інертність [2.11]. А в окремих роботах навіть вказувалося на неможливість застосування метану в якості відновника [2.12]. Вважалося, що використання метану для відновлення можливе лише після його перетворення в H_2 та CO шляхом конверсії або піролізу.

На можливість використання сирого природного газу для відновлення оксидів заліза у 1932 р. указував академік А.А. Байков. Він говорив: «Відновлення може відбуватися і при дії інших горючих газів, наприклад, метану...» більшої уваги заслуговує метан, який у деяких районах складає головну частину природних газів. При високих температурах, під впливом каталізаторів метан може швидко перетворюватися на водень і вуглець за реакцією $CH_4 = C + 2H_2$ [2.2].

Практичне використання природного газу як відновника було здійснене в колишньому СРСР Б.А. Ковалем на дослідній установці для прямого відновлення руд перед початком Великої Вітчизняної війни, тобто приблизно через 10 років після висловлювання А.А. Байкова.

Проведеними дослідженнями на досить крупній установці практично була доведена принципова можливість застосування природного газу без попередньої конверсії для відновлення оксидів заліза до металевого заліза [2.13].

Проте як у цих, так і в інших дослідженнях завдяки недосконалості застосованих апаратів тривалість процесу досягала декількох десятків годин.

У п'ятдесятих роках минулого сторіччя К.П. Лаврівський зі співробітниками успішно використовував метан в якості відновника [2.14]. Ці дослідники пов'язували можливість збільшення швидкості відновлення оксидів заліза із застосуванням печей киплячого шару. Так, вони писали: «Прискорення реакції безпосередньої взаємодії природного газу із залізом у киплячому шарі досягається за рахунок розпаду на елементи метану, що каталізується металевим залізом. Цей каталітичний процес має місце в усіх умовах, проте лише у киплячому шарі він сприяє прискоренню реакції; у нерухомому шарі, або при відновленні крупних частинок руди розпад метану на елементи призводить до гальмування реакції». У роботі [2.15] показано, що отримання досить високих швидкостей відновлення метаном можна досягти, не вдаючись до досить складної техніки киплячого шару.

Якщо до моменту проведення досліджень в інституті «Механобрчермет» з відновлення чистих оксидів і багатих руд до металевого заліза при температурах 900-1000⁰С був накопичений певний експериментальний матеріал, то з відновлюваності залізородних окатишів і використання метану для магнетизувального випалення роботи були відсутні.

Були роботи про інертність метану при низьких температурах і неможливість його використання для магнетизувального випалу без попередньої конверсії. І лише дослідження «Механобрчермета» з окисленими залізистими кварцитами і робота Н.А. Гладкова та З.І. Некрасова з хімічно чистим монооксидом заліза дозволили однозначно довести можливість використання метану для низькотемпературного відновного випалу з метою перетворення Fe₂O₃ у Fe₃O₄ [2.16]. Набагато пізніше була опублікована робота В.Ф. Ковтун і Н.П. Заблоцької, в якій вони дійшли того ж висновку [2.17].

Метан є основною складовою природного газу більшості родовищ. Він очолює гомологічний ряд граничних аліфатичних

вуглеводнів з загальною формулою C_nH_{2n+2} і є хімічно найміцнішим і, отже, малоактивним у ряду.

Проведений Г.В. Губіним термодинамічний аналіз відновлення заліза метаном свідчить про його безумовну термодинамічну можливість. Крім того, він свідчить про можливість такого управління процесом, яке дозволить одержати продукт з необхідним ступенем відновлення і зупинити процес на заданому ступені відновлення [2.18].

Можна розглядати два механізми відновлення оксидів заліза молекулою метану: коли процес протікає у дві стадії з попередньою дисоціацією CH_4 на C і H_2 і подальшим відновленням оксиду воднем і вуглецем, і механізм безпосереднього відновлення метаном.

У зв'язку з цим викликають інтерес дослідження, присвячені термічному розпаду метану, реакціям його конверсії, а також роботи, в яких вивчалася можливість безпосередньої взаємодії метану з твердими оксидами.

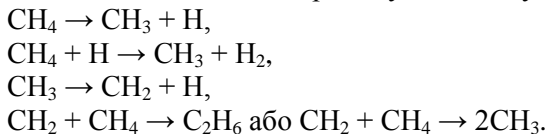
Дотепер немає єдиного погляду на механізм розкладення метану.

Так, П.А. Теснер зі співробітниками вважають, що дисоціація вугілля вуглеводнів на поверхнях нагрітих вище $800\text{ }^{\circ}\text{C}$ здійснюється прямим розпадом молекули на вуглець і водень [2.15].

П.А. Теснер спільно з І.С. Рафалькс досліджував процес розпаду вуглеводнів на різних поверхнях при різному парціальному і загальному тиску вуглеводню. Виявилось, що при низьких концентраціях вуглеводню має місце чисто гетерогенна реакція розпаду, а з підвищенням масової частки його в газовій фазі зростає кількість взаємодій між молекулами газу і, після досягнення деякої «порогової» концентрації, спостерігається утворення твердих частинок «сажі» безпосередньо в об'ємі газової фази. Сильний гальмуючий вплив водню на кінетику розпаду, який спостерігається, автори пояснюють активованою сорбцією його на поверхні вуглецю і виникненням «стефанівського потоку» водню від поверхні.

Ряд авторів вважає обов'язковою стадією в процесі піролізу вуглеводнів і, зокрема, метану утворення радикалів.

Е. Хег і Т. Уїллер припускають, що першим актом при розкладенні метану є утворення водню і метильного радикала. Утворення вільних радикалів CH_3 , CH_2 і CH при розпаді вуглеводнів експериментально встановили Райс, Джонсон та Іверінг. Аналогічного погляду на дисоціацію метану дотримуються П.С. Шантарович і Б.В. Павлов. Вони запропонували наступну схему:



Стаклей і Наш знайшли у продуктах розпаду метану за певних умов ($950\text{-}1150^\circ\text{C}$ і тривалості нагріву $0,6$ с) окрім CO і H_2 велику кількість вищих вуглеводнів.

Радикали (CH) далі полімеризуються з утворенням вищих вуглеводнів:



Завдяки цій схемі вдалося пояснити появу в продуктах термічного розпаду метану при $950\text{-}1150^\circ\text{C}$ ацетилену, етану, етилену, пропілену й ароматичних вуглеводнів - бензолу, ксилолу, толуолу.

Обидві розглянуті схеми розвитку процесу термічного розкладення метану відносяться до випадку його протікання в об'ємі газової фази. Найважчим етапом процесу при цьому є утворення зародків нової фази – вуглецю.

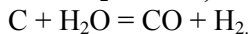
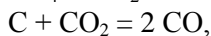
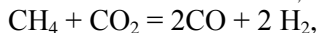
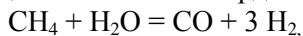
Полегшує цей процес наявність яких-небудь готових зародків, що вже мають таку поверхню розділу. У зв'язку з цим зрозуміло, що будь-яка тверда поверхня тіл, внесених в об'єм газової фази, сприяє появі вуглецю.

Хімічна природа і стан поверхні робить вирішальний вплив на кінетику процесу розпаду метану.

Рядом дослідників наголошується каталітична дія тріади Ni , Co і Fe на розпад метану. В.В. Кольцев, Н.Н. Вінникова і Т.В. Бенваленська вивчали розпад метану на поверхні сирі і відновленої воднем при 900°C залізної руди й офлюсованого агломерату. Виявилось, що на металевому залізі розпад успішно йде вже при 600°C , різко прискорюючись при подальшому збільшенні темпе-

ратури. Для порівняння визначали ступінь дисоціації CH_4 на CO і H_2 на інертній поверхні: при 900°C вона склала 13 %, проти 95 % розкладеного на металевому залізі метану. Швидкість розпаду метану на задалегідь відновленому агломераті зростала аж до накопичення 50-60 % вуглецю від маси наважка, тобто, навуглецьоване залізо не знижувало своєї активності навіть при глибоких ступенях перетворення. Автори пояснювали це зростанням питомої поверхні каталізатора в міру відкладення вуглецю. Експериментально цей висновок ними підтверджений.

Таким чином, кінцевими продуктами розпаду метану є вуглець і водень. Якщо розпад CH_4 відбувається у присутності оксидів заліза й інших оксидів, то C і H_2 відновлюють їх, утворюючи CO_2 і H_2O , CO . Водяна пара і діоксид вуглецю надалі вступають у взаємодію з метаном і твердим вуглецем:

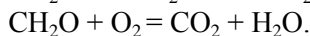
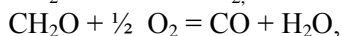
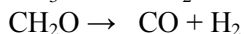
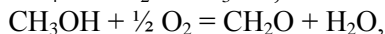
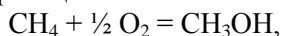


Газова фаза в результаті цих реакцій збагатиться активними відновниками CO і H_2 .

Реакції конверсії метану вивчалися деякими дослідниками. Температура дуже впливає на константу рівноваги і швидкість реакції конверсії. Протікання реакції у бік утворення монооксиду вуглецю і водню супроводжується великим негативним тепловим ефектом, у зв'язку з чим підвищення температури сприяє збільшенню масової частки CO і H_2 в газовій фазі. При еквімолярних кількостях водяної пари і метану термодинамічно оптимальна температура процесу знаходиться між 800 і 1000°C . Так, при 900°C рівноважний вміст H_2 і CO за реакцією: $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + 3 \text{H}_2$ складає ~ 73 і 24 %, а за реакцією $\text{CH}_4 + \text{CO}_2 = 2\text{CO} + 2 \text{H}_2$ ~ 49 % CO і 49 % H_2 . Практично такий результат одержати при вказаних температурах не вдається через кінетичні ускладнення. Як відзначає І.О. Родомисельський [2.20], вказаного складу газу можна досягти лише при використанні каталізаторів (звичайно Ni або Co) при температурах, що перевищують 1000°C .

Одержати CO і H₂ з метану можна і при прямому окисленні газоподібним або зв'язаним в оксиди киснем. Температура, парціальний тиск реагентів, наявність каталізаторів, тривалість контакту – всі ці чинники відіграють дуже важливу роль у процесі окислення вуглеводнів. Вони визначають не тільки швидкість розвитку процесу, але навіть якісний склад одержуваних продуктів. Так, при низькотемпературному окисленні вуглеводнів киснем одержують такі продукти, як спирти, альдегіди або кетони й оксиди – CO, CO₂, H₂O.

При окисленні метану газоподібним киснем можуть протікати реакції:



Добре відомо, що окислення метану киснем протікає за ланцюговим механізмом [2.21].

Процес розвивається стадійно як при низьких, так і при високих температурах:



Формальдегід є обов'язковим проміжним продуктом і обумовлює вироджене розгалуження ланцюга [2.21].

Через низьку стійкість CH₂O при нормальному тискові і температурах вище 600 °C в атмосфері кисню його не завжди вдається спостерігати як продукт окислення.

За певних умов утворення CH₃OH і CH₂O спостерігається при відновленні метаном деяких металів. Так, Блекнор указує на можливість отримання тонолу і формальдегіду при окисленні метану Fe₃O₄, CuO, оксидом марганцю і барію при 400-430 °C.

Щоб показати можливість безпосереднього відновлення оксидів металів метаном без його попереднього розпаду на CO і H₂ О.Л. Костьолов, С.Т. Ростовцев та С.А. Степанов використовували для відновлення низькоміцні оксиди CuO, MnO₂, Fe₂O₃, Ag₂O.

Відновлення їх здійснювалось при 215-430 °C, тобто у температурному інтервалі, в якому розпад метану на CO і H₂ з достат-

ньою швидкістю малоїмовірний. Аналіз газоподібних продуктів реакції показав, що відновлення цих оксидів протікало за реакцією, рівняння якої в загальному вигляді можна навести як:



Тобто, молекула метану, що вступила у взаємодію, перетворювалася в H_2O і CO_2 . Сажистий вуглець у твердому продукті відновлення відсутній, це слугує додатковим підтвердженням того, що молекула метану реагує з киснем решітки оксиду безпосередньо, без попереднього утворення CO і H_2 , бо повна газифікація вуглецю у наважці оксиду при таких низьких температурах малоїмовірна.

Проводячи дослідження у 1958-1960 роках, ми також дійшли висновку, що якщо при достатньо високих температурах відновлення оксидів заліза відбувається за рахунок водню і вуглецю, що утворилися в результаті розкладання метану, то при низьких температурах можлива безпосередня взаємодія метану з киснем оксидів [2.22, 2.23].

У 1965 р. автори роботи [2.24] виказали подібні погляди на механізм відновлення оксидів заліза метаном, досліджуючи кінетичні особливості відновлення залізородних окатишів.

Найбільш чітко механізм низько - і високотемпературного відновлення метаном був висловлений Н.В.Лавровим і В.І. Пилиповим.

Механізм відновлення Fe_2O_3 метаном пов'язаний із активованою адсорбцією молекул CH_4 на поверхні кристалічних решіток оксиду. При цьому молекули CH_4 вступають у тісні структурно-енергетичні взаємодії з іонами кисню поверхневих шарів решітки, що сприяє утворенню зв'язків типу $\text{C-O}_{\text{реш.}}$ і $\text{H-O}_{\text{реш.}}$ при розриві зв'язків C-H у молекулі CH_4 .

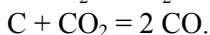
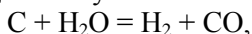
Утворення нових зв'язків C-O і H-O відбувається з виділенням значної кількості енергії, що частково компенсує її витрату на розрив зв'язків C-H у молекулі метану в момент «перерозподілу» зв'язків. Це повинно прискорити відрив наступних атомів водню з частини молекули метану, що залишається.

Після повної дегідрогенізації молекули метану залишається атомарний вуглець, що володіє високою активністю. У вільному

вигляді атом вуглецю існувати тривалий час не може, тому він одразу утворює нові зв'язки з навколишніми атомами: C-O, C-C або C-Fe. Зі всіх цих зв'язків при відновленні Fe_2O_3 на ступені $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4$ і $\text{Fe}_3\text{O}_4 \rightarrow \text{FeO}$ найвірогіднішим є перший, який призводить до появи в газовій фазі CO і CO_2 . На це вказують як термодинамічні розрахунки, так й експериментальні дані: у продуктах відновлення на цих ступенях відсутній сажистий вуглець.

Такий механізм процесу, мабуть, призводить до початку появи помітної кількості металевого заліза. Будучи каталізатором реакції розпаду метану, останнє призводить до появи в газовій фазі молекулярного водню, який значно прискорює відновлення. Використання водню здійснюється швидше, ніж використання вуглецю, тому останній накопичується у твердих продуктах відновлення. Оскільки залізо за умов утворення стоїть між зоною реакції і зовнішньою межею зразка, екрануючи невідновлене ядро оксиду, ймовірність «зустрічі» CH_4 з киснем решітки оксиду зменшується у міру розвитку процесу відновлення.

Вуглець, що утворився на поверхні металевій фазі, може брати участь у процесі відновлення двоюко. З одного боку вуглець, розчиняючись у металевому залізі, дифундує до межі Fe/FeO, де безпосередньо може зустрітися з киснем решітки оксиду. З другого боку – побічно, через CO і H_2 , оскільки при високих температурах ($>900^\circ\text{C}$) одержують розвиток реакції газифікації вуглецю водою та вуглекислою:



Ці реакції призводять до появи активних відновників H_2 і CO. Ймовірність значного розвитку цих реакцій викликається тим, що вуглець при розпаді CH_4 відкладається на відновленій поверхні пор, тріщин і камер, якими здійснюється дифузія газів до реакційної зони і від неї. Таким чином, H_2O і CO_2 , що дифундували від реакційної зони, зустрічають на своєму шляху вуглець у його найактивнішій формі і газифікують його.

Слід додати ще ряд факторів, що підтверджують висловлені тут міркування про механізм відновлення. Відновлення оксиду заліза метаном на ступені $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4$ протікає з помітною

швидкістю вже при $430\text{ }^{\circ}\text{C}$ і йде швидко при $500\text{-}600\text{ }^{\circ}\text{C}$. В той же час порошок Fe_3O_4 практично не відновлюється навіть при $550\text{-}600\text{ }^{\circ}\text{C}$. Якби попередньою стадією при відновленні оксиду заліза метаном була реакція розпаду, яка постачає H_2 , то Fe_3O_4 повинен би відновлюватись при тих же температурах, що і Fe_2O_3 , оскільки при $500\text{-}600\text{ }^{\circ}\text{C}$ водень легко відновлює Fe_3O_4 . Оскільки в цих умовах реакція розпаду повинна б бути лімітуючою, то слід було чекати, що швидкості відновлення Fe_2O_3 і Fe_3O_4 були б рівними, а це не відповідає експериментальним даним. Таким чином, можна припустити, що реакція розпаду метану не тільки не є лімітуючою у процесі відновлення, але взагалі не є необхідною стадією цього процесу.

Кінетика відновлення оксиду заліза вивчалась при температурах $500\text{-}950\text{ }^{\circ}\text{C}$ (рис.2.5-2.8). В інтервалі $500\text{-}600\text{ }^{\circ}\text{C}$ по завершенню ступеня $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4$ швидкість відновлення спадала до нуля. Практично помітну швидкість процес набував при $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ [2.25].

Для з'ясування причин зупинки процесу по завершенню етапу $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4$ при низьких температурах провели спеціальні досліді. У них магнітний оксид, який утворився після відновлення Fe_2O_3 , витримувався у струмені метану $80\text{-}200$ хвилин. Відновлення Fe_3O_4 при температурах нижчих за $650\text{ }^{\circ}\text{C}$ не спостерігалось. Потім метан тимчасово замінювався воднем для ініціації процесу утворення металевого заліза. Після досягнення деякого ступеня відновлення знову подавався метан, проте відновлення як і раніше не спостерігалось (рис. 2.8).

Помітну швидкість процес відновлення набуває лише при високих ступенях відновлення, тобто при достатньо великих кількостях металевого заліза у зразку. Слід зазначити, що розпад метану на задалегіть повністю відновленому зразкові при $550\text{ }^{\circ}\text{C}$ проілюстрованого на рис. 2.8, відбувався з достатньо високою швидкістю.

Мабуть, існує «поріг» кількості металевого заліза, від якого відновлення магнетиту метаном набуває помітну швидкість.

При температурах вище 650 °С, коли процес здійснювався зі значними швидкостями аж до глибоких ступенів відновлення, фіксувався чіткий мінімум швидкості за ступенем відновлення, що відповідає завершенню ступеня $\text{Fe}_3\text{O}_4 \rightarrow \text{FeO}$. З появою металевого заліза швидкість процесу істотно зростала.

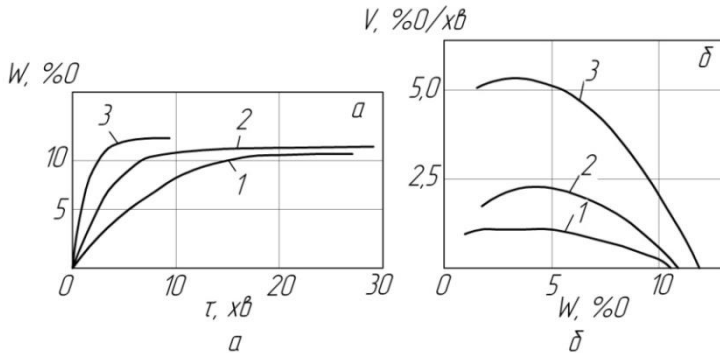


Рис. 2.5. Кінетика відновлення окису заліза метаном при температурі, °С: 1 – 500; 2 – 550; 3 – 600.

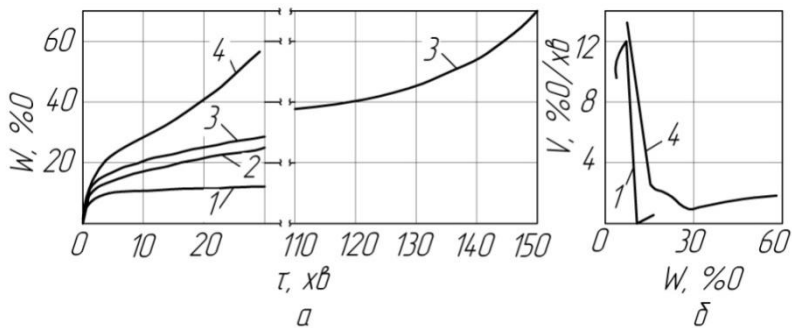


Рис. 2.6. Кінетика відновлення окису заліза метаном при температурі, °С: 1 – 650; 2 – 700; 3 – 750; 4 – 800.

Вище 750°С на завершальних етапах відновлення одержує розвиток процес відкладення сажистого вуглецю за рахунок розпаду метану. Це спотворює кінетичні криві й утруднює їх розшифровку.

Цікаво, що у зразках, відновлених метаном, навіть при відносно високій температурі (800 °С), помітні кількості відкладеного вуглецю спостерігаються лише при дуже високих ступенях відновлення:

Ступінь відновлення, %	27,0	50,0	66,7	80,0	90,5	92,7
Кількість вуглецю у зразку, мг	0	0,4	0,4	0,4	0,7	27,8

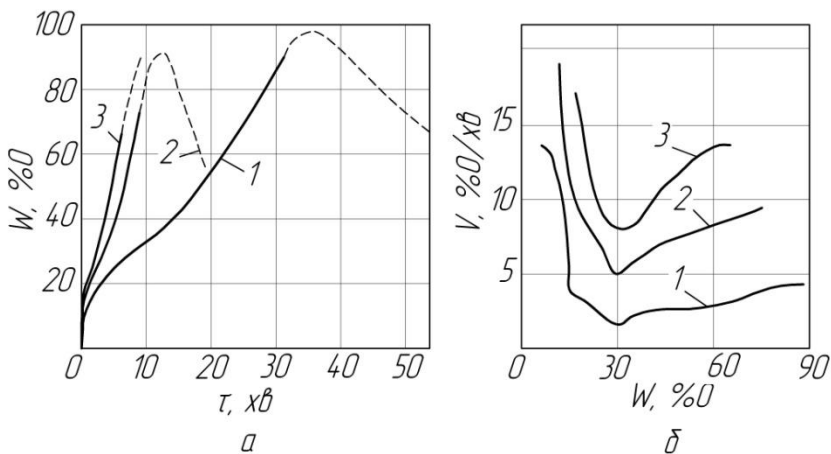


Рис. 2.7. Кінетика відновлення окису заліза метаном при температурі, °С: 1 – 850; 2 – 900; 3 – 950.

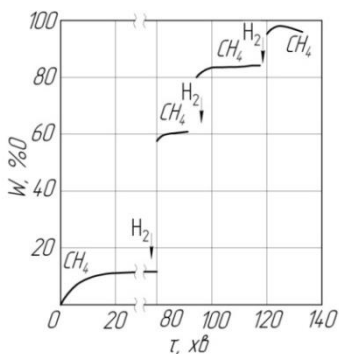


Рис. 2.8. Відновлення, що чергуються окису заліза метаном та воднем при 550 °С. Витрата метану 8,33см³/сек.

Треба пам'ятати, що в цих умовах метан розпадається, але накопичення сажистого вуглецю у продукті відновлення не спостерігається внаслідок інтенсивного його споживання.

Це може відбуватися як за рахунок безпосередньої участі вуглецю розпаду у відновленні твердих оксидів, так і за рахунок реакції з газами H_2O і CO_2 , що утворюються у процесі.

Відомо, що реакційна активність сажистого вуглецю у присутності каталізатора є вельми високою.

Можна зв'язати відсутність вуглецю розпаду при високих ступенях відновлення зі значною часткою безпосередньої взаємодії метану з високодисперсним препаратом оксиду заліза.

Метан продовжує брати участь у взаємодії з киснем решітки оксиду аж до блокування її достатньо товстим шаром металевого заліза. Товщина шару відновленого заліза на частинці оксиду визначає момент, коли швидкість розпаду метану на ньому стає рівною або більшою, ніж сумарна швидкість перенесення молекул метану через цей шар до місця його взаємодії з оксидом і швидкість конверсії метану газоподібними продуктами відновлення.

В той же час товщина шару металевого заліза визначає ступінь відновлення: чим дрібнішою є частинка оксиду, тим вищою є ступінь відновлення з однією і тією ж товщиною шару заліза. Діаметр частинок порошку оксиду заліза, використаного в дослідах складав 0,2-0,4 мкм.

При утворенні шару заліза, рівного половині радіусу частинки, ступінь відновлення повинен бути більшим за 85 %. Це може призвести до накопичення вуглецю в помітних кількості лише на завершальних етапах відновлення.

Для з'ясування впливу швидкості газового потоку на кінетику відновлення оксиду заліза проведені дослідження при 550, 700 і 850 °С з варіюванням витрати метану.

Найпростіша залежність спостерігається при 550 °С, тобто в умовах, коли термічна дисоціація метану ще практично не має місця, а реакції конверсії метану і газифікації вуглецю продуктами відновлення (H_2 і CO_2) не одержують розвитку.

Збільшення витрати метану помітно інтенсифікує процес відновлення. Існує деяке граничне значення витрати метану, вище за яке швидкість відновлення вже не збільшується.

Ця закономірність звичайно спостерігається при відновленні твердих оксидів простими газами (H_2 і CO_2) і у разі відновлення метаном породжується тими ж причинами (зняття зовнішнього дифузійного опору).

При вищих температурах (700 і особливо 850 °С) зв'язок між швидкістю відновлення і витратою метану ускладнюється.

У цих умовах реакції термічної дисоціації та конверсії метану і газифікації вуглецю продуктами відновлення набувають помітних швидкостей. Всі ці реакції значно інтенсифікуються з появою свіжовідновленого металевого заліза.

Розвиток їх призводить до появи активніших за метан відновників (H_2 і CO_2), які прискорюють накопичення каталізатора.

Особливості появи перших порцій металевого заліза накладають значний відбиток на подальший хід процесу.

Дослідження відновлюваності Fe_2O_3 до Fe_3O_4 проводили на реальних криворізьких окислених кварцитах крупністю 5,0-15,0мм, що містять 41,2 % Fe.

Залежність ступеня відновлення руди сирим природним газом від часу при різних температурах наведена на рис. 2.9.

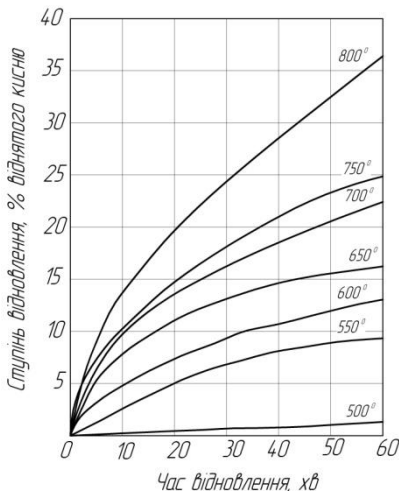


Рис. 2.9. Залежність ступеню відновлення окислених кварцитів від часу при різних температурах.

Як впливає з цих даних, при температурі 500 °С природний газ дуже слабо реагував із оксидами заліза, так протягом 60 хвилин, ступінь відновлення склав 1 %. Криві відновлення, одержані при 550, 600, 650 °С, при досягненні ступеня відновлення, який відповідає отриманню магнетиту, виположуються, і подальше збільшення часу не призводить до підвищення ступеня відновлення.

Одержані на рис. 2.9 криві випрямлені (рис. 2.10) з метою визначення величини кутових коефіцієнтів, які характеризують швидкість відновлення при різних температурах (табл. 2.4).

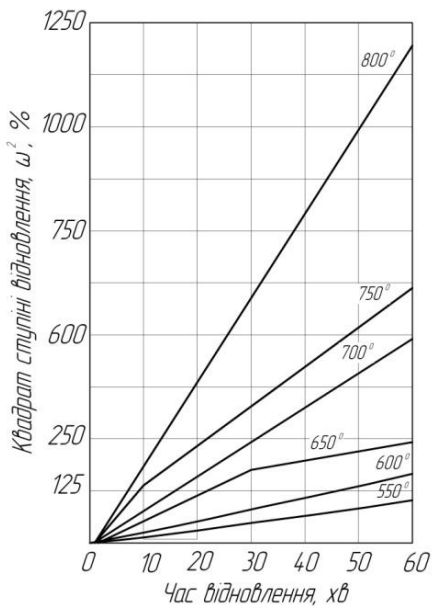


Рис. 2.10. Випрямлені криві відновлення в системі координат «Квадрат ступеню відновлення – час».

Наявність перегину у випрямлених кривих відновлення при температурах 650, 700 і 750 °С свідчить про зменшення швидкості відновлення природним газом після завершення переходу Fe_2O_3 у Fe_3O_4 .

Таблиця 2.4

Значення кутових коефіцієнтів

Температура, °C	550	600	650	700	750	800
Величина кутового коефіцієнта	1,6	2,75	5,70 – до перегину; 2,33 – після перегину;	9,2 – до перегину; 7,6 - після перегину;	14,0 – до перегину; 9,2 - після перегину;	20,0

Залежність константи швидкості реакції відновлення природним газом від температури наведена в табл. 2.5 і на рис. 2.11.

Таблиця 2.5

Залежність швидкості реакції від температури

Температура, °C	T, K	1/T · 10 ³	Кутовий коефіцієнт, K	lgK
550	823	1,22	1,67	0,222
600	873	1,15	2,75	0,440
650	923	1,08	5,70	0,755
700	973	1,03	9,20	0,964
750	1023	0,98	14,00	1,146
800	1073	0,93	20,00	1,301

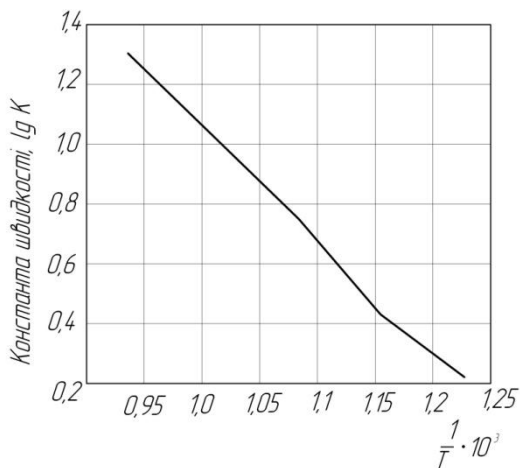


Рис. 2.11. Залежність константи швидкості відновлення від температури

Розраховане на підставі експериментальних даних максимальне значення уявної енергії активації відновлення природним газом склало 16800 кал/моль або 703920 Дж/моль.

Склад і кількість газів, що відходять із зони відновлення, дозволяють робити висновки про інтенсивність процесу відновлення руди в різні періоди експерименту. На рис. 2.12 наведені криві зміни концентрації CH_4 і CO_2 у газах, що відходять, при відновленні окислених кварцитів крупністю 10-25 мм при температурі 650°C і зміні витрати газу від 1,5 до 2,5 л/хв.

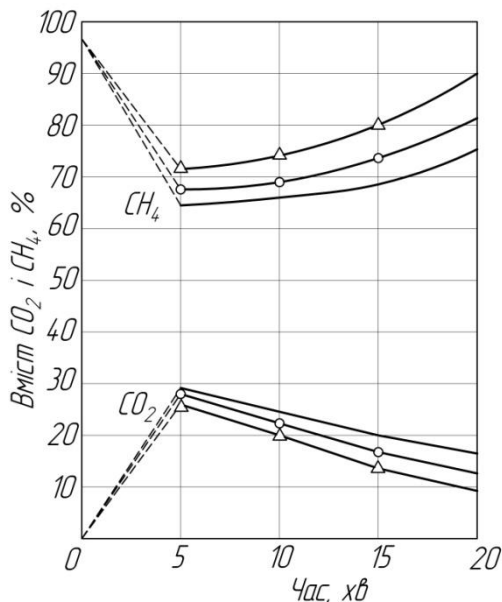


Рис. 2.12. Зміна вмісту CO_2 та CH_4 в газах, що відходять в процесі відновлення.

- витрата газу 1,5 л/хв
- витрата газу 2,0 л/хв
- △ витрата газу 2,5 л/хв.

Характер кривих зміни концентрації CH_4 і CO_2 показує, що найінтенсивніше процес відновлення здійснюється в перші хви-

лини після надходження природного газу в шар руди. Так, за перші 5 хвилин концентрація метану зменшилася з 97 - 98 % до 65 - 70 %, а масова частка CO_2 в газах, що відходять, зростає від 0 до 25-30 %.

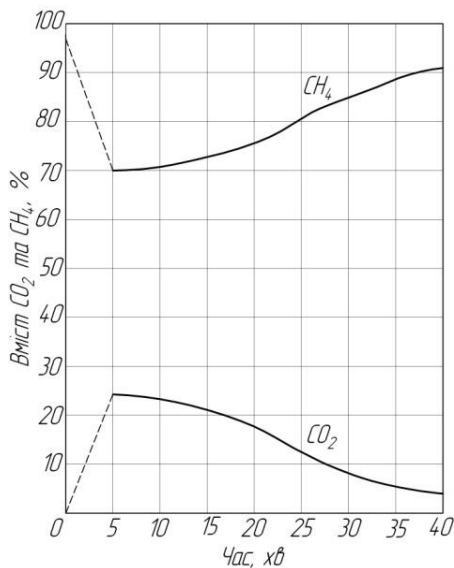


Рис. 2.13. Зміна вмісту CO_2 та CH_4 в газах, що відходять в процесі відновлення

В міру відновлення руди відбувається зменшення реагуючої поверхні у зв'язку з чим спостерігається плавне підвищення концентрації метану і таке ж плавне зниження концентрації монооксиду вуглецю. Відновлення поверхневих шарів руди відбувається з вищою швидкістю, ніж внутрішніх, про що свідчить відносно велика масова частка CO_2 у відхідних газах. У внутрішньому об'ємі відновлення лімітується швидкістю дифузії відновника всередині руди і продуктів реакції з неї в навколишню атмосферу.

Повний аналіз відхідних газів показує, що в них крім CH_4 і CO_2 є деяка кількість водню і монооксиду вуглецю, яка не перевищує відповідно 3 і 2 %. Низькі масові частки монооксиду вуглецю і водню дають підставу вважати, що в процесі відновлення

метан, що є основним компонентом природного газу, безпосередньо реагує з оксидами заліза.

Присутність водяної пари як продукту реакції відновлення, сприяє частковому протіканню реакції конверсії метану, в результаті якої з'являється водень і монооксид вуглецю.

На рис.2.13 наведена зміна складу відхідного газу при температурі 700 °С, витраті природного газу 2 л/хв, але при більшій тривалості процесу, ніж у попередньому випадку.

Зміна концентрації CH_4 і CO_2 в газах, що відходять, протягом перших 20 хвилин аналогічно показана на рис. 2.12. Аналіз газів після 20 хвилин свідчить, що процес не закінчився, про що говорить подальша зміна складу газу. Проте в міру збільшення тривалості відновлення спостерігається уповільнення зростання концентрації CH_4 і плавніше зменшення концентрації CO_2 . На 35-ій і 40-ій хвилинах криві плавно переходять у прямі, що мають невеликий кут нахилу, що свідчить ще про продовження процесу, але оскільки на 40-ій хвилині відношення $\text{FeO}/\text{Fe} = 0,44$, то вже настає невелике перевідновлення магнетиту до вюститу. На 42-ій і 45-ій хвилинах (на рис. 2.13 не показано) настає рівновага газової фази, що виражається сталою концентрацією CH_4 і CO_2 у відхідних газах, яка відповідно дорівнює 91,5 і 2,0 %. Стабільна концентрація основних компонентів спостерігається протягом приблизно 18 хвилин. Завдяки частковій конверсії метану у відхідних газах масова частка CO і H_2 відповідно складала 1,2 і 2,3 %, і стабілізація за цими компонентами також спостерігається після 42-45 хвилин відновлювального випалення. За результатами проведених досліджень підраховано, що ступінь використання метану при відновленні Fe_2O_3 до Fe_3O_4 складає близько 20 %.

Відновлення метаном залізородних окатишів. Разом із оцінкою відновлювальності бідних окислених залізистих кварцитів проводилися дослідження кінетики відновлення природним газом залізородних окатишів.

Випаленні окатиші діаметром 20 мм, одержані з магнетитового концентрату, містили 58,7 % заліза, 1,0 % монооксиду заліза, мали пористість 28-30 %.

Окрім природного газу для порівняння використовували монооксид вуглецю і водень. Швидкість газу в реакційному просторі складала більше 1,3 см/с, час відновлення 30 хвилин. Результати експериментів наведені на рис. 2.14, 2.15.

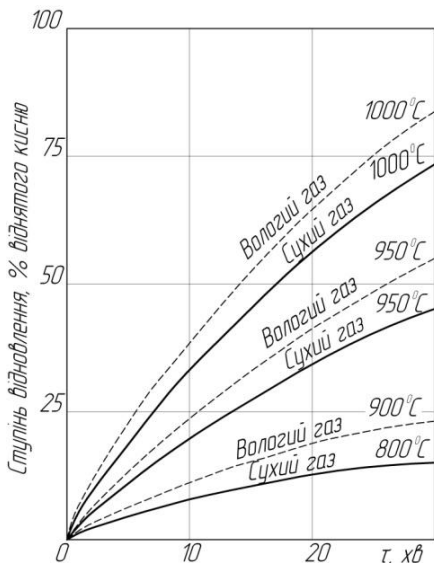


Рис. 2.14. Залежність ступеню відновлення окатишів від часу при різних температурах.

Відновленість окатишів в струмені природного газу аж до 900 °С має порівняно малу величину і лише при 950 °С вона різко зростає. При 1000 °С відновленість досягає значної величини і вже є порівняною з відновленістю їх у струмені монооксиду вуглецю, хоча ще залишається нижчою, ніж у струмені водню.

Різде збільшення ступеня відновлення окатишів при температурі вище 900 °С пояснюється появою значної кількості водню за рахунок розкладання метану. Про інтенсивність термічного розкладання метану свідчить виділення сажистого вуглецю. На рис.2.15 наведена залежність швидкості відновлення окатишів від часу при 900 - 1000 °С. Ці дані показують, що якщо при віднов-

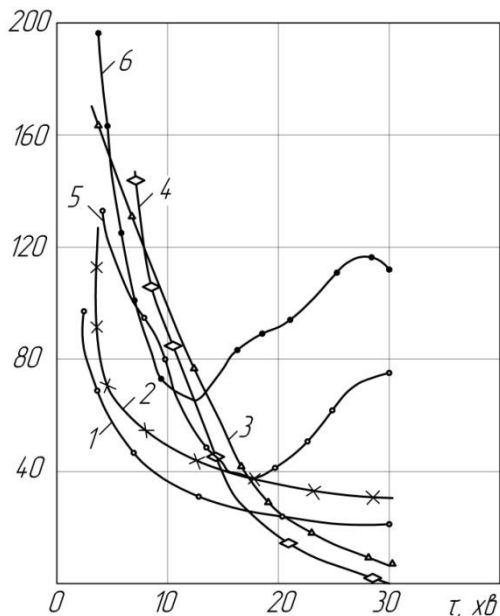
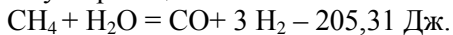


Рис. 2.15. Залежність швидкості відновлення обкотишів окисом вуглецю (1, 2), воднем (3, 4), та природним газом (5, 6), від часу при 900 (1, 3); 950 (5); та 1000 °С (2, 4, 6).

ленні монооксидом вуглецю і воднем швидкість відновлення весь час спадає, то в разі природного газу, наприклад, при 950-1000 °С швидкість відновлення спочатку спадає, а починаючи з 15-ої хвилини, тобто після досягнення ступеня відновлення 25-30 %, помітно зростає. Збільшення швидкості процесу пов'язане з каталітичною дією металевого заліза, що з'являється, на швидкість розкладання метану і утворенням таких відновників як водень і сажистий вуглець.

Вологий природний газ має вищу відновлювальну здатність, ніж очищений від водяних парів (рис.2.14). В даному випадку має місце конверсія метану за реакцією

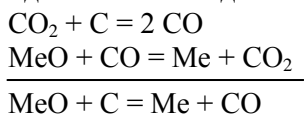


За одержаними у проведених експериментах даними розраховані уявні енергії активації. Так, при відновленні окатишів вод-

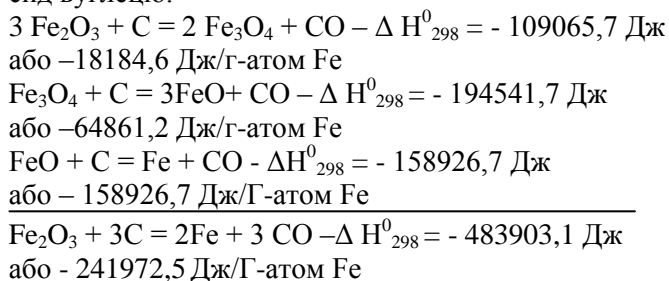
нем значення уявної енергії активації для інтервалу температур 900-1000 °С складає 8380 Дж/моль, а при відновленні монооксидом вуглецю 25140 Дж/моль. Значення уявної енергії активації при відновленні природним газом в інтервалі температур 900 - 950 °С дорівнює 301680 Дж/моль, а в інтервалі 950 – 1000 °С величина енергії активації різко падає і складає 54470 Дж/моль. Дані значення енергії активації співпадають з розрахованими в роботі [2.23].

2.1.2. Відновлення вуглецем

Відповідно до механізму, запропонованого А.А.Байковим, відновлення вуглецем складається з двох реакцій: газифікації вуглецю і відновлення оксидів газом:



Під прямим відновленням розуміють відновлення вуглецем при температурі 900 – 1000 °С і вище, коли утворюється монооксид вуглецю:



При нижчих температурах разом з монооксидом вуглецю в результаті реакції відновлення утворюється також діоксид вуглецю. У всіх випадках реакція відновлення вуглецем є ендотермічною і вимагає підведення тепла із зовні.

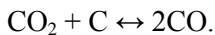
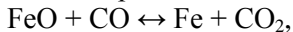
Перераховані вище реакції відновлення з участю твердого вуглецю є умовними тому, що не відображають частки реакції

газифікації вуглецю і частки неминучого відновлення монооксидом вуглецю.

У доменній печі вищі оксиди заліза Fe_2O_3 і Fe_3O_4 відновлюються непрямим шляхом, тобто монооксидом вуглецю. Закис заліза відновлюється непрямим і прямим шляхом, тобто вуглецем, з утворенням монооксиду вуглецю.

У процесах безкоксової металургії при використанні твердого вуглецю як відновника частка прямого відновлення в сумарному процесі може коливатися в широких межах залежно від конкретних умов (рудно-вугільні окатиші або суміш руди і відновника, товщина шару шихти, тощо).

Реакція газифікації (або обернена до неї реакція розпаду монооксиду вуглецю) визначає як термодинамічну можливість відновлення оксидів заліза, так і результуючий (у результаті відновлення) склад газової фази. На рис.2.2 зображені криві рівноваги реакцій відновлення оксидів заліза CO і газифікація вуглецю. Якщо виходити з термодинамічних співвідношень, то відновлення закису заліза до металевого заліза монооксидом вуглецю можливе тільки при температурі вище 700°C , при якій перетинаються криві «Зб» і «в» рівноваги відповідних реакцій:



Вище за температуру 700°C в результаті реакції газифікації утворюється газ, що складається з 60 % CO і 40 % CO_2 , який є відновним у відношенні до закису заліза. Нижче за цю температуру монооксид вуглецю розпадається з утворенням CO_2 і CO і в умовах рівноваги утворюється окислювальний у відношенні до заліза, газ, який не забезпечує відновлення закису заліза. Проте це справедливо лише для умов рівноваги; практично реакція розпаду проходить поволі, і нижче 700°C також відбувається відновлення оксидів заліза до металевого заліза разом із відкладенням сажистого вуглецю.

Реакція газифікації (в) супроводжується зміною об'єму: з одного молю CO_2 утворюються два молі CO . Тому зміна загального тиску змінює рівноважний склад газу цієї реакції – з підвищен-

ням тиску вміст CO зменшується, тобто збільшується виділення сажистого вуглецю.

Вище 700⁰C створюються можливості науглецьовування металевого заліза. На ділянках діаграми рис. 2.2 між кривими «3б» і «в» розміщені криві рівноважної газової фази, відповідні певним рівноважним вмістам розчиненого в металевому залізі вуглецю (числа біля кривих). Як впливає з розташування і ходу цих кривих, при даній температурі при збільшенні в газі CO (і загального тиску) збільшується масова частка вуглецю.

Згідно із розрахунками [2.5], при 1000⁰C на поверхні розділу аустеніт-газ рівноважний тиск газу $P_{CO+CO_2}^0$ складає близько 4,053 МПа. Тому, при відновленні руд монооксидом вуглецю, шар відновленого металу проривається і звичайно виникає пористіша і газопроникніша губка, ніж при відновленні воднем. В останньому випадку тиск газів усередині відновлюваного шару рівний всього 0,638 МПа, тому H₂O не виділяється і настає гальмування.

Розрахунок показує, що при температурах вище 700⁰C, тиску CO більше 1,013 МПа і при надлишку вуглецю процес прямого відновлення оксидів заліза незворотній. Тобто, з термодинамічних позицій цей процес слід здійснювати при необмежено високим температурах. При цьому створюються оптимальні умови для кінетики процесу. Отже, існує об'єктивна можливість інтенсифікації процесу відновлення залізородних матеріалів твердим вуглецем.

Якщо ж процес відновлення оксидів заліза обмежується температурами 1100⁰C (процес «SL-RN»), 1350⁰C (кричний процес) через небезпеку злипання матеріалів і настилоутворення, а при цьому використовуються кускові руди і вугілля в шарі, що пересяпається, оскільки застосування тонкоподрібнених матеріалів неможливе через їх велике винесення з газами, що відходять, то об'єктивна можливість форсування відновного процесу твердим вуглецем не може бути здійснена. В результаті в реальних процесах необхідний великий надлишок твердого вуглецю, який у 2-3 рази перевищує теоретичну витрату для реакцій відновлення. При

меншому надлишку не гарантоване утворення відновної фази з достатньою швидкістю.

Швидкість газифікації вуглецю вуглекислим газом залежить від присутності в кусковому вугіллі мінеральних домішок, кількості і складу золи, величини і характеру пористості, швидкості газового потоку тощо. Основний вплив на швидкість газифікації кускового вугілля при високих температурах чинять дифузійні процеси, в основному внутрішня дифузія, оскільки зовнішня дифузія лімітує процес тільки при низьких швидкостях газового потоку.

Взаємодія CO_2 з твердим вуглецем здійснюється в декілька стадій. До $500\text{ }^\circ\text{C}$ відбувається тільки адсорбція CO_2 на поверхні кристалів графіту. При $550 - 700\text{ }^\circ\text{C}$ адсорбція CO_2 супроводжується розпадом неміцного кетонного комплексу $(\text{Cn})_{\text{реш}}(\text{O})_{\text{адс}}(\text{CO})_{\text{адс}}$ з виділенням молекули CO . Тільки при $800 - 900\text{ }^\circ\text{C}$ одна молекула CO_2 дає дві молекули CO .

Швидкість газифікації вуглецю, віднесена до одиниці поверхні вугілля, не залишається сталою внаслідок впливу внутрішньої структури і розміру частинок. Встановлений вплив розміру частинок на вихід монооксиду вуглецю при $970\text{ }^\circ\text{C}$ для вугілля різних сортів. Для малих частинок ($d = 0,5 - 2,0\text{ мм}$) деревного й електродного вугілля, а також антрациту вихід CO практично однаковий і складає близько 100% . При збільшенні діаметру частинок вихід CO знижується і виявляється залежність від сорту вугілля.

Так, для частинок діаметром $5,0\text{ мм}$ вихід CO при застосуванні деревного вугілля складає $50 - 55\%$, електродного вугілля $25 - 30\%$ і антрациту близько $10 - 15\%$. Інші дослідники дійшли до висновку, що чим нижчою є температура, тим меншим є розмір частинок і більшою є енергія активації реакції газифікації, тим в більшій мірі весь об'єм частинки вугілля бере участь в реакції. Значить відмінність в реакційній здатності палив буде виявлятися тим сильніше, чим вищою є температура процесу і більшим є розмір кусків. Для частинок вугілля діаметром менше 1 мм вплив внутрішнього дифузійного опору не виявляється, що призводить до усунення відмінностей їх відновної здатності [2.5].

Енергія активацій реакції газифікації вугілля різних сортів з частинками розміром 0,5 - 2,0 мм змінюється у вузьких межах і складає для антрациту 230450 Дж/моль, електродного вугілля 12433-213690 Дж/моль, і деревного вугілля близько 167600 Дж/моль. Для крупних кусків вугілля уявна енергія активації реакції газифікації змінюється в широких межах – від 125700 до 377100 Дж/моль.

Все це говорить про те, що якщо в процесі використовується кусковий матеріал і обмежений температурний потенціал, то немає можливості для реалізації сприятливих передумов, які є у твердого вуглецю як відновника.

2.1.3 Відновлення рудно-вугільних окатишів і брикетів твердим вуглецем

Сумісне змішування і окускування тонкоздрібнених залізорудних і вуглецевмісних твердих матеріалів дозволяють в процесі відновної термообробки усунути градієнт концентрацій реагентів і значно збільшити питомі реакційні поверхні MeO - C , CO , що в поєднанні з інтенсивним рухом газів порами грудок забезпечує високі швидкості відновлення.

При тонкому подрібненні руди і вугілля та їх змішуванні поліпшуються не тільки кінетичні, але і термодинамічні умови реакцій прямого відновлення. У цих умовах поліпшується відновленість оксидів заліза в результаті підвищення рівноважного вмісту CO_2 і одночасно збільшується реакційна здатність вугілля в результаті зростання кількості CO в газовій фазі [2.5].

Швидкості реакцій прямого відновлення оксидів заліза за відсутності градієнта концентрації дисперсних реагентів у рудно-паливних грудках не лімітуються дифузійними процесами, а визначаються інтенсивністю підведення тепла.

Експериментальні дані підтверджують, що тривалість відновлення окатишів є обернено пропорційною температурі та їх питомій поверхні, тобто розмірові. Іншими словами, кількість тепла що підводиться крізь одиницю поверхні до одиниці об'єму ока-

тишів, визначає тривалість їх відновлення. У загальному вигляді ця залежність виглядає так:

$$\tau = \frac{A}{t^n \cdot \left(\frac{S}{V}\right)} + \tau' = \frac{A'}{t'^n} \cdot (d - d') + \tau', \quad (2.1)$$

де τ – час відновлення (до $\approx 90\%$), хв.;

t – температура, $^{\circ}\text{C}$;

S і V – поверхня та об'єм окатиша діаметром d , мм;

τ' – тривалість відновлення окатишів критичного розміру, хв.;

A , A' і n – коефіцієнти.

Перший член рівняння (2.1) враховує вплив температури і розмір окатишів на тривалість відновлення в умовах, коли всередині окатишів виникає температурний градієнт (Δt) і тепловий потік визначає істинну температуру реакційного шару t' . При

$$d > d' \text{ завжди } t > t', \text{ а також } \frac{A'}{t'^n} \cdot (d - d') > \tau'.$$

За критичного розміру окатиша d' реакція прямого відновлення оксидів заліза протікає в ізотермічних умовах у всьому об'ємові окатиша. У цих умовах тривалість процесу не залежить від розміру окатишів і визначається законами хімічної кінетики.

При $d = d'$, згідно з рівнянням (2.1), маємо

$$\tau = \tau' = \frac{1}{60 \cdot K}, \quad (2.2)$$

де K – константа швидкості реакції $\text{Fe O} + \text{C} = \text{Fe} + \text{CO}$, c^{-1} .

При відновленні рудно-вугільних окатишів, дифузія газу в найдрібніші рудні частинки не лімітує процес.

У роботі [2.4] встановлено, що швидкість реакцій відновлення руди газами знижується до тих пір, поки частинки руди не стануть меншими за відстані мікродифузії.

Подібні умови виникають у сферичному реакційному шарі рудно-вугільних окатишів, коли $d > d'$, і у всьому об'ємові окатиша, коли $d = d'$. В останньому випадку весь об'єм окатиша братиме участь у процесі відновлення.

Експериментальні дані в координатах $\lg(\tau - \tau') - \lg t$ задовільно вкладаються на прямі лінії

$$\lg(\tau - \tau') + \lg A' - n \lg t,$$

де $n = 5$. Отже, рівняння (2.1) приймає вигляд

$$\tau = \frac{A'}{t^5} \cdot (d - d') + \frac{1}{60 \cdot K} \quad (2.3)$$

Аналіз цього співвідношення при $t = \text{const}$ дозволив визначити коефіцієнт $A' / \lg A' = 15,094$. Із залежності часу відновлення від розміру окатиша (рис. 2.16) виходить, що критичний діаметр $d' = 5$ мм, а товщина сферичного реакційного шару, де здійснюється перетворення FeO -Fe, складає близько 2-3 мм.

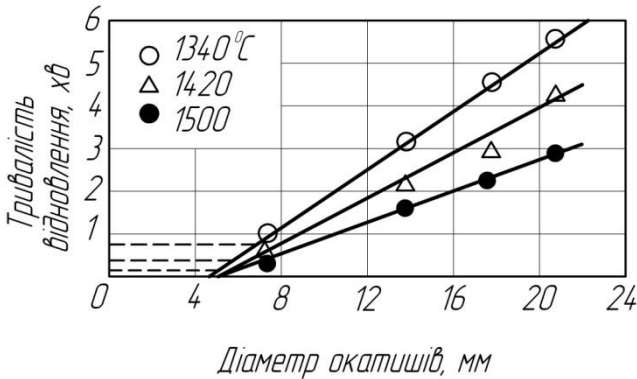


Рис. 2.16. Залежність тривалості відновлення окатишів (до ~ 90 %) від діаметру при різних температурах (штрихові лінії - тривалість відновлення окатишів, розмір яких менше критичного $d \leq 5$ мм)

Зрештою, експериментальні дані описуються рівнянням

$$\tau = \frac{A'}{t^5} \cdot (d - d') + \frac{1}{60 \cdot K} \quad (2.4)$$

Для грудок діаметром $d \geq 5$ мм, відновлення яких здійснюється при 1400 – 1500 °C і вище, другим членом виразу (2.4) можна знехтувати. Величина $\tau' = \frac{1}{60 \cdot K}$ при 1340, 1420 і 1500 °C відповідно дорівнює 0,67; 0,28 і 0,14 хвилин.

Тривалість відновлення до ~ 90 % при високих температурах окатишів критичного розміру, розрахована за рівнянням (2.2) і наведена нижче [2.5]:

Температура, $^{\circ}\text{C}$	1400	1500	1600	1800
τ , с	20	9	4,2	1,2

Згідно з практичними даними, окатиші діаметром 4 - 5 мм практично повністю металізуються при 1400 і 1480 $^{\circ}\text{C}$ за 22 і 13 секунд відповідно, що підтверджує адекватність рівняння (2.2).

При тонкому подрібненні компонентів рудно-вугільних грудок, що містять 65 - 70 % фракції мінус 0,045 мм, різниці у відновленні руд і реакційної здатності палива практично не виявляється.

Для кускових руд і вугілля, в яких міститься більше летючих, ніж в коксі, процес відновлення зміщується в область нижчих температур. Так, у разі відновлення окатишів і брикетів з концентрату КМА газифікація легких напівкоксу забезпечує повніше відновлення при 1500 $^{\circ}\text{C}$ як на ранній, так і на завершальній стадії в порівнянні з коксом.

При добавках сполук лужних і лужноземельних металів значно збільшується швидкість відновлення руд газами і прискорюється процес газифікації вугілля.

Сода, наприклад, дезактивує відновлене залізо, одночасно сприяє укрупненню його в шлаку. В цих умовах ускладнюється вторинне окислення заліза з поверхні.

У разі добавки в шихту рудно-вугільних окатишів 5 - 10 % вапняку А.Н.Спектор та інші знайшли деяке прискорення відновлення. При цьому спостерігали інтенсивнішу коагуляцію частинок відновленого заліза.

У роботі [2.26] розглядаються деякі особливості процесу відновлення окатишів, одержаних безобпалювальним хіміко-каталітичним методом. Суть методу полягає у тому, що сирі окатиші з 70 % концентрату, 15 % коксую і 15 % гашеного вапна піддається обробці відхідними газами печей, що містять CO_2 . Під дією каталізатора відбувається швидше зміцнення грудок, ніж при природній карбонізації. Склад окатишів був наступний:

$Fe_{зар.}$ - 40 %; FeO - 17,82 %; CO - 13,9 %; SiO_2 - 11,36 % Al_2O_3 - 0,4 %; CaO - 12,4 %; MgO - 1,26 %.

Наважка з 20 г окатишів (діаметр 10 мм) піддавалась обробці CO , азотом, а також сумішшю газів. Ступінь відновлення визначався процентним співвідношенням $Fe_{мет}/Fe_{зар.}$.

На рис. 2.17 наведені результати відновлення окатишів у струмені чистого монооксиду вуглецю. При температурі відновлення 800-900⁰С, діоксид вуглецю, що виділяється внаслідок соціації карбонату кальцію, слабо реагує і з вуглецем, внаслідок чого відношення CO/CO_2 всередині окатиша знижується, уповільнюючи відновні процеси. При температурах 1000 - 1100 ⁰С діоксид вуглецю, що виділяється, інтенсивно розкладається вуглецем з утворенням молекул CO , які виконують певну відновну роботу всередині окатиша. При цьому швидкість відновлення є тим більшою, чим вищою є реакційна здатність вуглецю палива. В міру розкладання карбонату кальцію і газифікації вуглецю пористість гранули збільшується, що, у свою чергу, призводить до поліпшення дифузії молекул CO з навколишньої газової фази в окатиш.

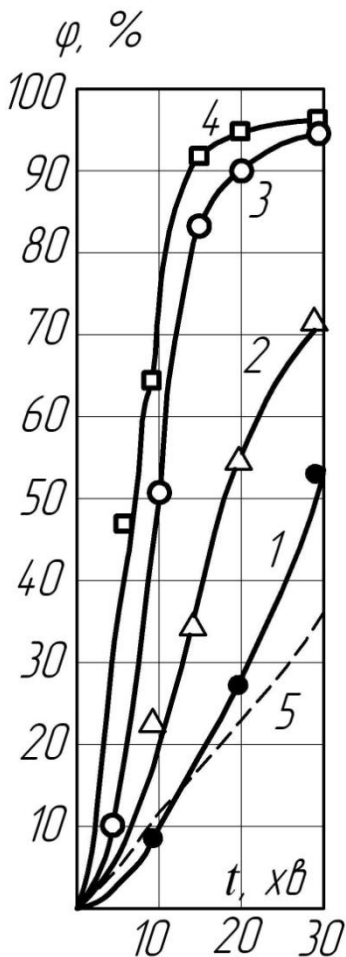


Рис. 2.17. Залежність ступеню відновлення рудно-вугільних гранул від температури. 1 - 800 ⁰С; 2 - 900 ⁰С; 3 - 1000 ⁰С. 4 - 1100 ⁰С; 5 - 1000 ⁰С (агломерат).

В ході відновлення при 800 – 900 °С ступінь використання вуглецю знаходився в межах 7 - 28 % від початкового вмісту, тоді як при 1000 - 1100 °С вона досягала 60 - 80 %, що є близьким до теоретичної кількості вуглецю, необхідного для відновлення Fe_3O_4 до $Fe_{мет.}$

Дослідження мікроструктури, відновлених при температурах 800 – 1100 °С, рудно-вугільних окатишів показало, що при 800 °С відновлення відбувається в міру проникнення всередину окатиша монооксиду вуглецю і відповідно до цього на периферійній частині зразка знаходиться більше металевого заліза, ніж в центрі. У зразках, відновлених при 1000 і 1100 °С, металеве залізо досить рівномірно розподілено по всьому перерізу окатиша. В даному випадку процеси розкладання $CaCO_3$ і газифікація вуглецю співпадають у часі і створюють сприятливі умови для відновлення оксидів заліза у всьому об'ємі окатиша. Цьому сприяє тісний контакт частинок і рівномірний розподіл тонкоподрібнених компонентів шихти, а також швидкий прогрів окатишів.

Був визначений час прогрівання окатишів різних діаметрів: 10; 15 і 20 мм при температурах 800 і 1000 °С. Дані рис. 2.18 і табл. 2.6 свідчать про те, що за наявності прямого відновлення залізорудний матеріал може бути нагрітий до заданої температури швидше, ніж він може бути, відновлений при цій температурі.

Таблиця 2.6

Залежність часу прогрівання окатишів від їх діаметру і температури печі

Діаметр окатиша, мм	Температура в печі, $\tau_n, ^\circ C$		Діаметр окатиша, мм	Температура в печі, $\tau_n, ^\circ C$	
	800	1000		800	1000
Час прогріву до 0,9 τ_n , с			Час прогріву до 0,5 τ_n , с		
10	114	105	10	44	29
15	137	155	15	56	47
20	197	346	20	84	65

У цьому ж дослідженні проведена серія дослідів з відновлення рудно-вугільних окатишів у струмені азоту. Відновлення

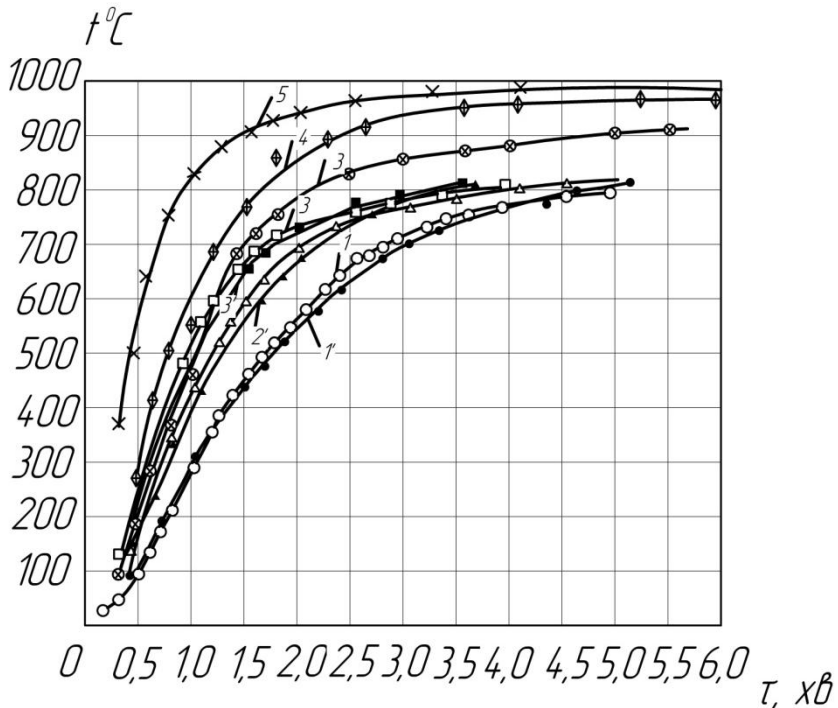


Рис. 2.18. Час прогріву гранул різного діаметру в ізотермічних умовах при 800 і 1000 °С.

- | | | | |
|--------------|---|-------------|----------|
| 1. Ø 20 мм; | | 3. Ø 20 мм; | |
| 2. Ø 15 мм; | 800 °С. | 4. Ø 15 мм; | 1000 °С. |
| 3. Ø 10 мм; | | 5. Ø 10 мм; | |
| 1'. Ø 20 мм; | | | |
| 2'. Ø 15 мм; | 800 °С (випалені окатиші з Криворізького концентрату) | | |
| 3'. Ø 10 мм; | | | |

здійснювалось протягом 30 хвилин при температурах 700, 800, 900 і 1000 °С. На рис. 2.19 наведені результати дослідів у вигляді кривих масової частки $Fe_{\text{заг}}$ (1), FeO - (2), $Fe_{\text{мет}}$ - (3) і кривої втрати кисню - (4). З цих даних видно, що вже при 700 – 800 °С всередині окатиша здійснюються процеси відновлення. При 900 °С ступінь відновлення збільшується, чому відповідає підйом кривої

(2) і втрати кисню (4), в результаті відновлення вюститу при температурі 1000 °С значно підвищується кількість металевого заліза.

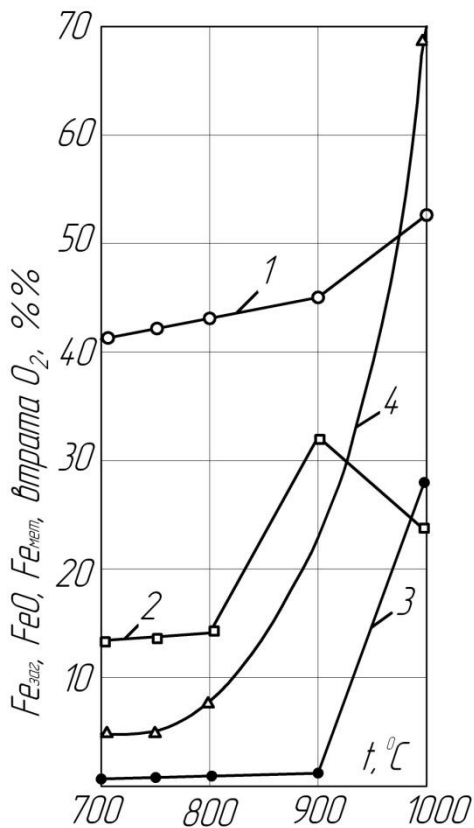


Рис. 2.19. Зміна складу рудно-вугільних гранул в залежності від температури при нагріванні в струмені азоту.

1. – $Fe_{заг.}$, %;
2. – FeO %;
3. – $Fe_{мет.}$, %;
4. – втрата O_2 , %.

Загально відомо, що при відновленні оксидів заліза твердим вуглицем процес здійснюється через газову фазу навіть за наявності тісного контакту оксидів заліза з відновником. У наведених вище експериментах початковим імпульсом для утворення газоподібного відновника може бути кисень повітря, що заповнює пори окатишів, а також діоксид вуглецю, що виділяється при термічному розкладанні штучного карбонату кальцію.

В обох випадках взаємодія з вуглицем коксую призводить до утворення молекул монооксиду вуглецю, які (при певному співвідношенні CO/CO_2 в газовій фазі) виконують відновлювальну роботу. Незначна втрата кисню при 700 – 800 °С пояснюється тим, що газова фаза всередині окатиша є мало сприятливою не тільки для відновлення FeO до $Fe_{мет.}$, але і для перетворення

Fe_3O_4 у FeO , про що можна судити і за складом відхідного газу. При температурі 900°C відновлення Fe_3O_4 до FeO різко зростає, що веде до збільшення співвідношення CO/CO_2 у вихідних газах у порівнянні з температурою 800°C . Відношення CO/CO_2 у вихідному газі стає помітно вищим за рівноважне для області існування $\text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{FeO}$. Досягнувши температури 1000°C кількість металевого заліза різко зростає завдяки інтенсивнішій взаємодії діоксиду вуглецю з твердим вуглецем, що також підтверджується складом газу, що відходить.

Порівняльні результати відновлення рудно-вугільних окатишів у струмені CO і N_2 наведена на рис. 2.20, а зміна масової частки вуглецю при відновленні в атмосфері монооксиду вуглецю на рис. 2.21.

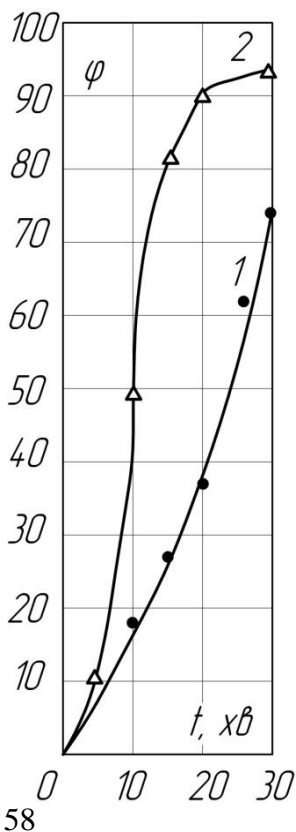


Рис. 2.20. Залежність відновлюваності φ окатишів від часу t (в хвиликах) при 1000°C ; крива 1 – в струмені N_2 ; крива 2 – в струмені CO .

Таким чином, тісне змішування тонкоподрібнених компонентів шихти (коксу, CaCO_3 та оксидів заліза) при високих температурах приводять до вельми значного розвитку відновних процесів і в нейтральному зовнішньому газовому середовищі.

У табл. 2.7 наведені результати деяких дослідів з відновлення рудно-вугільних окатишів з різними тями нагріву і різними складами газів. З даних табл. 2.7 випливає, що при відновленні в температурному інтервалі $600 - 800^\circ\text{C}$ ступінь відновлення є низьким (11,09 %), в інтервалі $600 - 985^\circ\text{C}$ відновленість досягає значної величини (72,6 %).

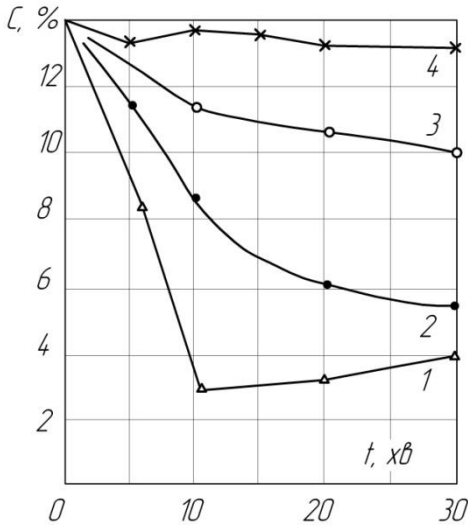


Рис. 2.21. Криві 1, 2, 3 та 4 показують зміну вмісту вуглецю під час відновлення відповідно при температурах 1100; 1000; 900 та 800 °С.

Таблиця 2.7
Вплив температури і складу газу на відновленість рудно-вугільних гранул

№ досліду	Температура, °С		Тривалість досліду, хв.	Склад, газу %	Ступінь використання вуглецю, %	Відновленість, %
	початкова	кінцева				
1	600	800	75	CO-35 N ₂ -65	9,5	11,09
2	600	985	100	CO-40 N ₂ -60	38,0	72,60
3	600	1000	100	CO-26,8 CO ₂ -11,3 N ₂ -61,9	48,6	44,40

Добавка 11,6 % CO₂ різко зменшує відношення CO/CO₂ в газовій фазі, що призводить до зменшення непрямого відновлення. Ступінь використання вуглецю в даних дослідях збільшується із 9,5 % у першому досліді до 38 і 48,6 % у дослідях два і три. При цьому кількість витраченого вуглецю у третьому досліді досягає теоретичного для одержаного ступеня відновлення, а в другому

досліді – приблизно половини теоретичної кількості. Нижчий ступінь використання вуглецю в останньому випадку в порівнянні з третім дослідом пояснюється сприятливими умовами за складом газу (і частково температурою) для протікання реакції $\text{CO}_2 + \text{C} = 2 \text{CO}$ у бік утворення монооксиду вуглецю, що спричинило збільшення прямого відновлення і зменшення непрямого.

2.1.4. Зміна об'єму і знеміцнення залізородних матеріалів при відновленні

В процесі відновлення спостерігається збільшення об'єму і знеміцнення як залізородних окатишів, одержаних безобпалювальним методами, так і обпалених окатишів.

Багато дослідників відзначали значне зниження міцності випалених окислених окатишів при відновленні, яку пов'язували зі зміною об'єму рудної фази і анізотропією швидкості відновлення, що є характерною для мінералів некубічних сингоній [2.27-2.29].

Вперше катастрофічне збільшення об'єму було виявлене при вивченні металургійних властивостей окатишів, вироблених безобпалювальним хіміко-каталітичним методом [2.30].

В результаті досліджень встановлено, що збільшення окатишів відбувається у струмені газів, що містять певну кількість монооксиду вуглецю. Нагрів зразків у струмені водню, азоту і повітря не супроводжувався збільшенням їх об'єму. Додавка коксика збільшувала ефект розбухання, а більш глибока карбонізація зменшувала його. Зміна об'єму триває до певного часу, після чого припиняється. Відстані між окремими частинками збільшуються, від чого значно зростає пористість і зменшується міцність окатишів.

Як видно з табл. 2.8, найсильніше збільшення об'єму в ізотермічних умовах спостерігалось при 950°C . Додавка діоксиду вуглецю до газової фази знижувала відносно збільшення об'єму.

Для забезпечення більшої чистоти експерименту подальші дослідження проводилися з брикетами розміром 15×15 мм тільки з концентрату КМА з 69,61 % заліза [2.30].

Таблиця 2.8.

Вплив температури і складу газу на збільшення об'єму карбонізованих окатишів

№ досліду	Температура, °С	Тривалість досліду, хв.	Склад газу, %	Збільшення об'єму зразка, %
1	850	15	CO – 35,2; N ₂ – 64,8;	-
2	900	15	CO – 37,0; N ₂ – 63,0;	11,9
3	950	15	CO – 37,0; N ₂ – 63,0;	38,0
4	1000	15	CO – 35,8; N ₂ – 64,2;	17,2
5	900-1000	30	CO – 37,0; N ₂ – 63,0;	105,0
6	900-1000	30	CO – 27,0; N ₂ – 63,0; CO ₂ – 10,0	43,0

На рис. 2.22 наведені криві збільшення висоти брикетів в залежності від температури відновлення у струмені монооксиду вуглецю, криві 1, 2, 3, 4, 5 і 6 відповідають 750, 800, 900, 950 і 1000 °С. Максимальне розбухання брикетів досягалося при 850 °С. На рис. 2.23 наведена фотографія брикету до та після відновлення при 850 °С протягом однієї години; в цьому випадку приріст висоти склав 145 %.

Розбухання зразка відбувається рівномірно в усі боки без утворення тріщин.

Досліди з брикетами із криворізьких концентратів і обпалених в окислювальному середовищі магнетитових концентратів КМА до їх брикетування також супроводжувалися збільшенням зразків при відновленні.

Відновлення брикетів з порошку хімічно чистого оксиду заліза, з бурого залізняку і окислених окатишів, з магнетитового концентрату, обпалених при високій температурі не призводило до збільшення їх об'єму.

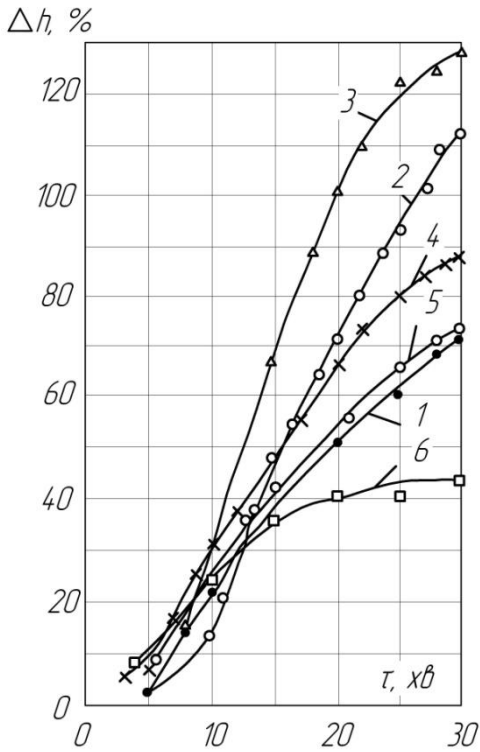


Рис. 2.22. Криві збільшення висоти брикетів в залежності від температури відновлення у струмені монооксиду вуглецю.

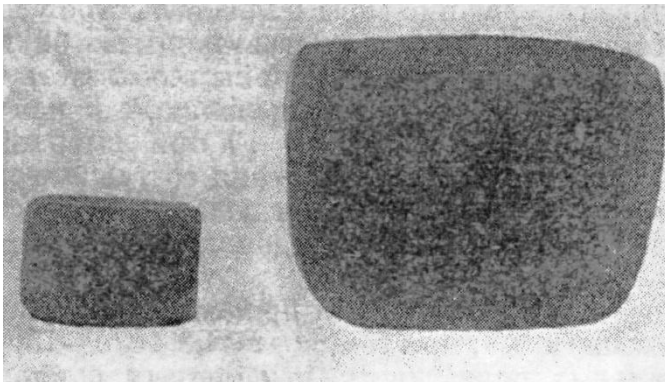


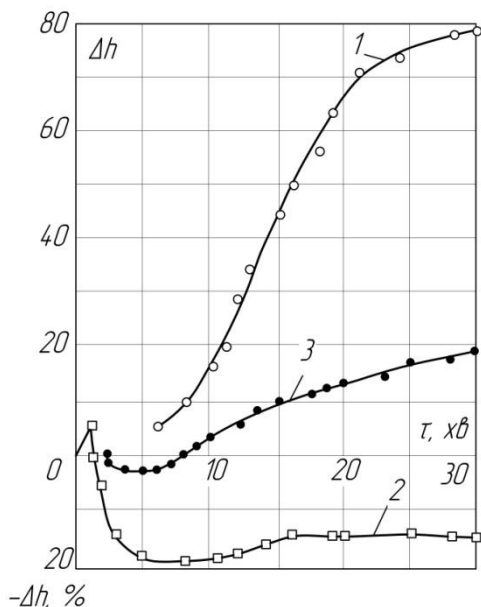
Рис. 2.23. Фотографія брикету до та після відновлення

На рис. 2.24 крива показує зміни висоти окатиша з 100 % концентрату КМА, крива 2 – з 100 % порошку Fe_2O_3 і крива 3 – з суміші 50 % концентрату КМА і 50 % порошку Fe_2O_3 при відновленні монооксидом вуглецю при температурі 850°C . Зразок з порошку Fe_2O_3 в перші п'ять хвилин мав значну усадку, після чого спостерігалась невелика тенденція до розширення. Добавка до концентрату КМА порошку оксиду заліза помітно зменшувала розбухання окатишів, те ж саме відносилось і до добавки бурого залізняку.

Дослідження мікроструктури і рентгенограм вихідних і відновлених зразків з концентрату КМА вказували на відсутність фазових перетворень із значними змінами об'єму. Вимірювання тиску всередині окатишів свідчили про існування певного надмірного тиску газової фази.

Для встановлення механізму розбухання і знеміцнення випалених окатишів при усуненні фазового перетворення $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4$ були поставлені спеціальні експерименти [2.18].

З цією метою використовували випалені окатиші з магнети-



тового концентрату наступного хімічного складу: Fe – 66,1 %; FeO – 28,2 %; Fe_2O_3 – 63,2 %; SiO_2 – 6,8 %; Al_2O_3 – 0,23%; CaO – 0,3 %; MgO – 0,45 %; P – 0,011 %; S – 0,027 %.

Дослідження проводили у вертикальній силітовій печі. Окатиші відновлювали сирим природним газом.

Рис. 2.24. Зміна висоти окатиша при відновленні монооксидом вуглецю при температурі 850°C .

Після охолодження визначали їх міцність, хімічний склад, структуру і пористість.

Для отримання рекристалізаційної магнетитової зв'язки неофлюсовані окатиші обпалювали в нейтральній атмосфері при 1100 °С протягом 20 хвилин. Одержані при цьому окатиші були досить однорідними в перерізі і мали пори неправильних кон-турів. Зміцнення стало результатом зростання (рекристалізації) зерен магнетиту. Кварц в основній масі був не засвоєний.

Випал при 1200 °С дозволив одержати окатиші, в яких магнетит представлений у вигляді неоднорідних за величиною закруглених зерен, зв'язаних між собою тонкими виділеннями шлаку. Пори наближалися формою до округлих, місцями зберігався незасвоєний кварц. Шлакова зв'язка характерна і для офлюсованих окатишів ($\text{CaO/SiO}_2 = 1,32$), випалених при 1200 °С. Це магнетитові, оплавлені, дуже пористі окатиші з переважанням округлих пор. У шлаковому цементі зустрічалися дрібні зерна двокальцієвого силікату, зазвичай, в асоціації з голчатими виділеннями фериту кальцію, які росли від поверхні магнетитових зерен.

Результати досліджень наведені на рис. 2.25-2.27, звідки випливає, що окатиші зі зв'язкою рекристалізації мали в процесі відновлення меншу міцність, ніж окатиші зі шлаковою зв'язкою.

Руйнування зв'язки і обумовлене цим зниження міцності на початку відновлення чисто рудних окатишів пов'язано з інтенсивним розвитком фази вюститу.

Деяке зростання міцності спостерігається у відновлених окатишів, основу структури складали слабозв'язані між собою губчасті агрегати металевого заліза.

Подальше зростання металізації не призводило до хоча б трохи помітного збільшення ролі металеві зв'язки і зміцнення окатишів.

Зі збільшенням часу відновлення до 60 хвилин і більше, одночасно з підвищенням ступеня металізації відбувалося інтенсивне відкладення сажистого вуглецю і розпушування окатишів.

Зміна температури відновлення в межах 900 – 1000 °С призводила до підвищення швидкості процесу без якісної зміни

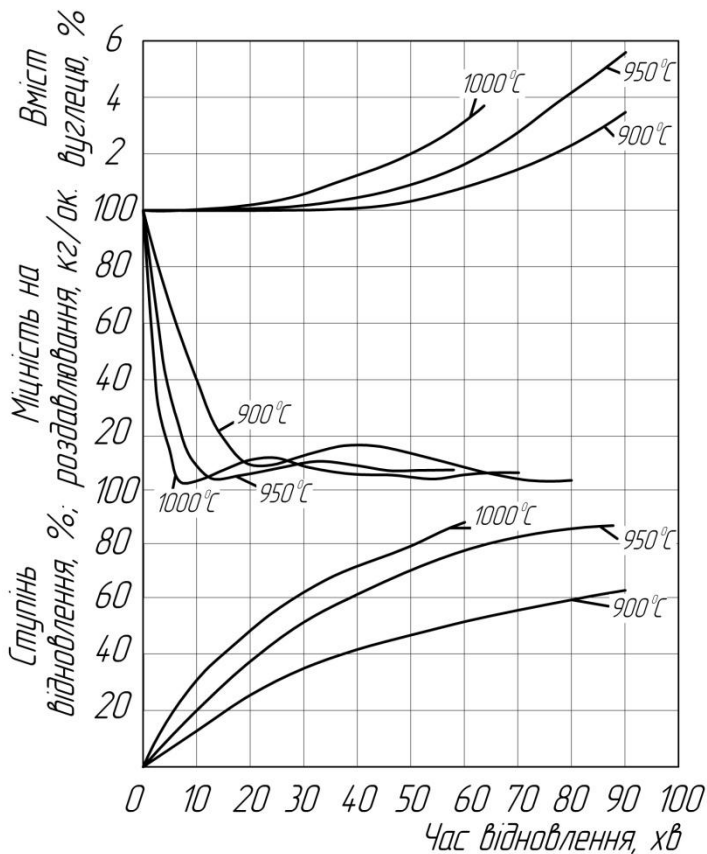


Рис. 2.25. Залежність ступеню металізації, міцності, кількості вуглецю від часу відновлення для не офлюсованих окатишів з рекристалізаційною зв'язкою.

структурних особливостей окатишів. Так, при відновленні протягом 10 хвилин при температурі 950 °С досягався ступінь руйнування рудної зв'язки, характерний для відновлення протягом 20 хвилин при температурі 900 °С.

При відновленні офлюсованих окатишів шлакова зв'язка розтріскувалася і перетворювалася у дрібнозернистий силікат типу

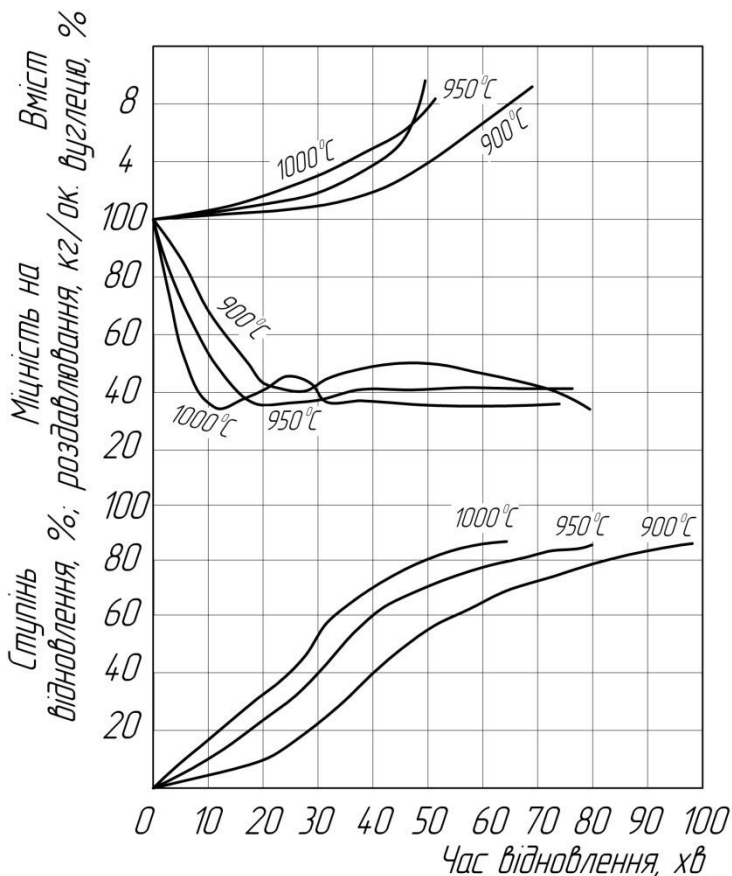


Рис. 2.26. Залежність ступеню відновлення міцності, кількості вуглецю від часу відновлення для не офлюсованих окатишів зі шлаковою зв'язкою.

силікату кальцію, що містив украй дрібні включення рудного мінералу.

На стадії відновлення, що відповідає мінімальному значенню міцності у складі окатишів переважав вюстит з параметрами кристалічної решітки в центральній і периферійній частинах відповідно 4,28 і 4,29 Å, що за даними Едстема, відповідає зміні концентрації кисню від 23,92 до 22,27 % відповідно. При цьому одно-

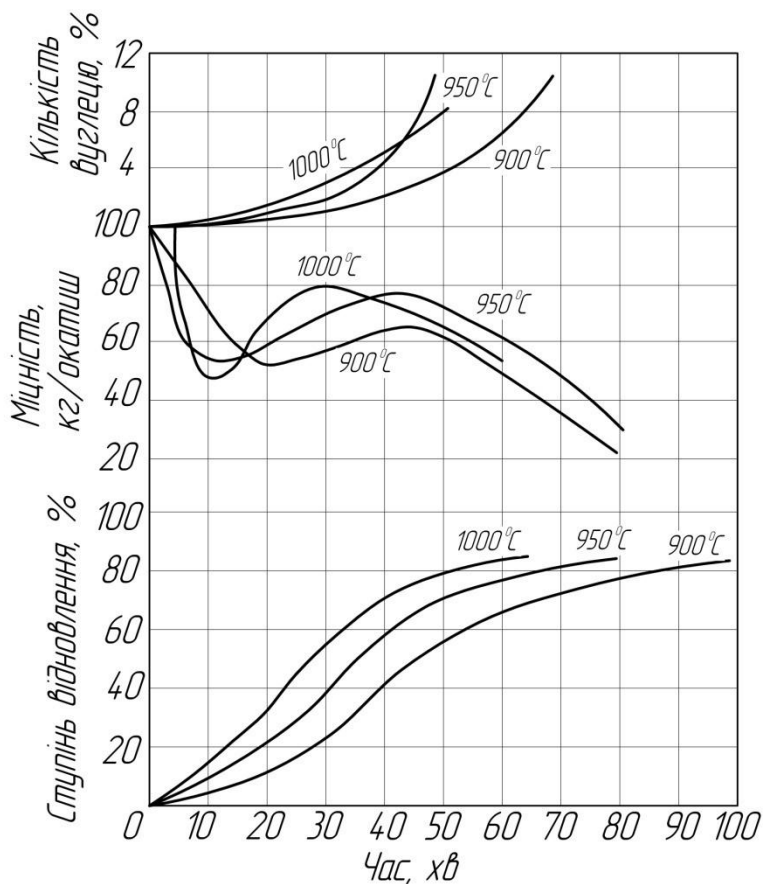


Рис. 2.27. Залежність ступеню відновлення, міцності, кількості вуглецю від часу відновлення для офлюсованих окатишів зі шлаковою зв'язкою.

часно спостерігалася зміна густини матеріалу від 5,728 до 5,613 г/см³. В той же час сильно зростала в порівнянні з початковою пористість окатишів (рис. 2.28, 2.29).

Вивчення зразків під мікроскопом показало різний характер відновлення магнетиту в центральній і периферійній частинах офлюсованих окатишів зі шлаковою зв'язкою.

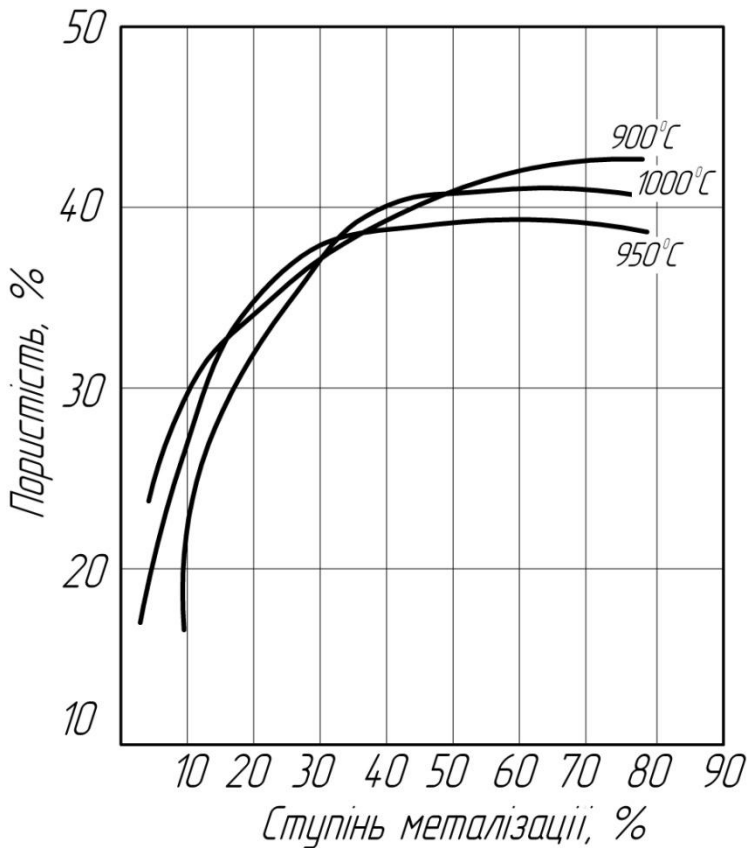


Рис. 2.28. Залежність пористості неофлюсованих окатишів від ступеню металізації.

Перетворення магнетиту у вюстит у периферійній частині звичайно супроводжувалося сильним руйнуванням зерен з утворенням витягнутих пор, що приводило при подальшому відновленні до утворення тонких волокнистих і сітчастих агрегатів металу.

У центральній частині виникали в основному губчасті агрегати металевого заліза.

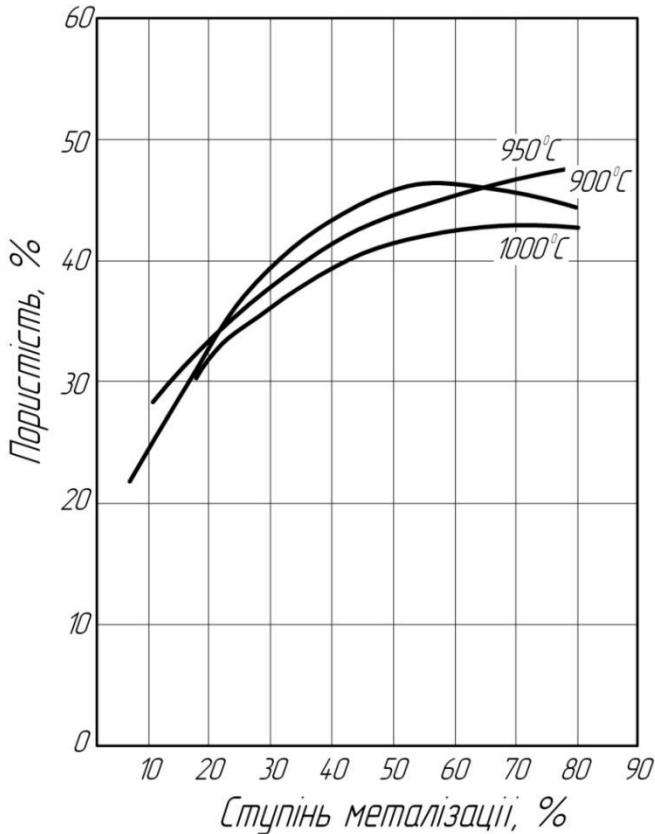


Рис. 2.29. Залежність пористості офлюсованих окатишів від ступеню металізації.

Неофлюсовані окатиші, що мали зв'язку рекристалізації, втрачали міцність у більшій мірі, ніж офлюсовані окатиші з добре розвинутою шлаковою зв'язкою.

Інтенсивне відкладення сажистого вуглецю, особливо для офлюсованих окатишів і пов'язане з цим розпушення і зниження їх міцності спостерігалось при досягненні ступеня металізації ($Fe_{мет.}/Fe_{заг} \cdot 100\%$) 50-60 %.

У навуглецьовуваних окатишів залізо в периферійній частині було диспергованим. При цьому міцність окатишів на стиснення знижувалася, досягаючи мінімального значення 20-25 кг/окатиш при масовій частці вуглецю 10-12 %.

У цих же експериментах встановлено, що слабковипалені окатиші, у яких тільки периферійна частина піддавалася деякому окисленню, а основна маса залишилася необпаленою, після відновлення мали задовільну міцність, порівняну з міцністю окатишів зі шлаковою зв'язкою, і вищу за міцність окатишів з розкристалізованою структурою.

Менше руйнування таких окатишів в порівнянні з окатишами з розкристалізованою зв'язкою крім їх пластичності можна пояснити і більшою швидкістю відновлення, що прискорює появу металевого каркасу.

Вивчення зразків відновлених окатишів, одержаних в умовах пересипаючого шару, з місцевими окислювальними осередками також указує, що якнайменша міцність окатишів знаходиться на стадії найбільшого розвитку фази вюститу.

Механізм зміни міцності в цьому випадку після стадії найбільшого розвитку фази вюститу і появи металевого заліза набуває деякої особливості при відновленні в нерухомому шарі. Поява металевого заліза і пов'язане з цим інтенсивне утворення сажистого вуглецю у вигляді місцевих скупчень в нижній частині окатиша, призводила до розпушування і руйнування окатишів. В умовах пересипаючого шару, коли поверхня окатишів рівномірно омивалася газами, відсутні місцеві скупчення вуглецю в тілі окатишів. В цьому випадку навіть при великих кількостях вуглецю в окатишах (> 4 %) інтенсивного їх руйнування не спостерігалось.

Вивчення шліфів відновлених окатишів із різними ступенями металізації дозволило прослідити структурні зміни, що відбуваються в процесі металізації в умовах шару, що пересипається, при температурі 950 - 1000 °С.

На початковому етапі відновлення рудних мінералів вихідних окатишів відбувалося без помітної зміни суцільності як рудних зерен, так і шлакової зв'язки. В міру подальшого відновлення спостерігалось перетворення зерен вюститу пов'язане зі зміною

складу – переходом вюститу з максимальною кількістю кисню у вюстит з мінімальною кількістю кисню. Зерна ставали величезними, дробилися і перетворювалися на утворення неправильної форми зі звивистими контурами. Зміни об'єму рудних зерен призводили до розтріскування шлакової складової. Все це обумовлювало збільшення пористості окатишів в порівнянні з вихідною. Подальше відновлення призводило до заміщення вюститу дрібними волокнистоподібними утвореннями металевого заліза. Цей процес пов'язаний з подальшим зменшенням об'єму рудної складової і сприяв більшому руйнуванню шлакової зв'язки. Пористість окатишів зростала, хоча на окремих ділянках вже починалося переплавлення первинного шлаку і коагуляція волокнистоподібного заліза з утворенням тонковкраплених структур (рис. 2.30).

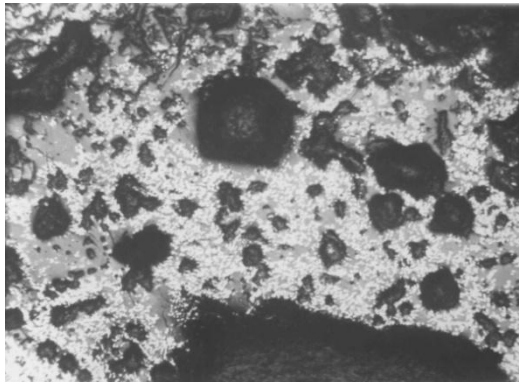


Рис. 2.30. Коагульоване волокнисто-подібне залізо з утворенням тонко вкраплених структур.

Наступним етапом перетворення окатишів була подальша коагуляція металу і утворення петельних агрегатів (рис. 2.31), які на краях окатишів і навколо порівняно крупних пор переходили в суцільні агрегати заліза, що містили шлакові включення (рис. 2.32).

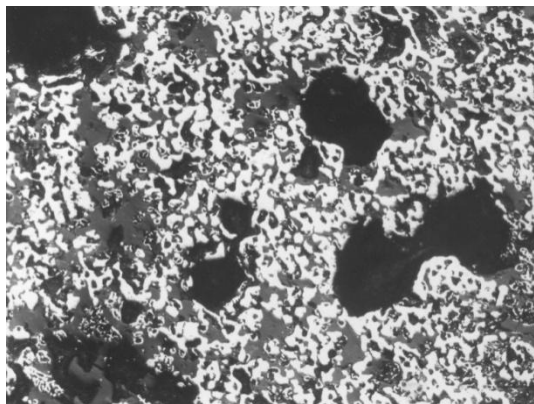


Рис. 2.31. Петельні агрегати металічного заліза.

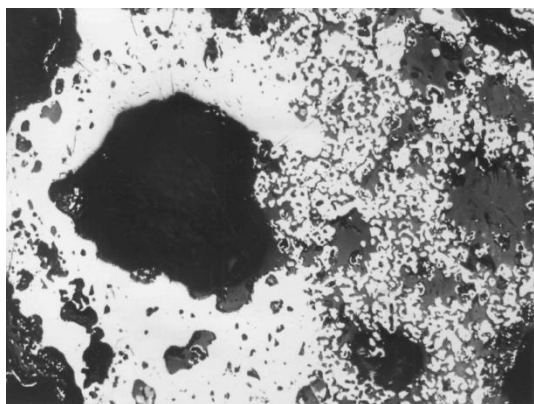


Рис. 2.32. Перехід петельних агрегатів в суцільні агрегати заліза.

Пористість відновлених окатишів на стадії вторинного шлакоутворення зменшувалася і в міру подальшого відновлення наближалася до пористості вихідних окатишів.

Коагуляція металевого заліза в окатишах була можлива у зв'язку з тим, що температура в розвантажувальній частині установки іноді досягала 1200°C . Найхарактернішою структурою міцних

металізованих окатишів є петельні утворення металевого заліза у вторинному шлакові.

Зниження міцності окатишів при інтенсивному розкладанні металу викликалось, головним чином, двома причинами: перша – розпушування окатишів і збільшення їх об'єму через відкладення сажистого вуглецю. Друга причина – виникнення значного тиску газової фази всередині окатишів. На рис. 2.33 і 2.34 наведені результати зміни об'єму необпалених брикетів з магнетитового концентрату при відновленні природним газом.

Для виключення першої причини – розбухання – відновлення брикетів здійснюють з використанням монооксиду вуглецю і водою; крім того відновлювали брикети, що містили вуглець, в струмені азоту.

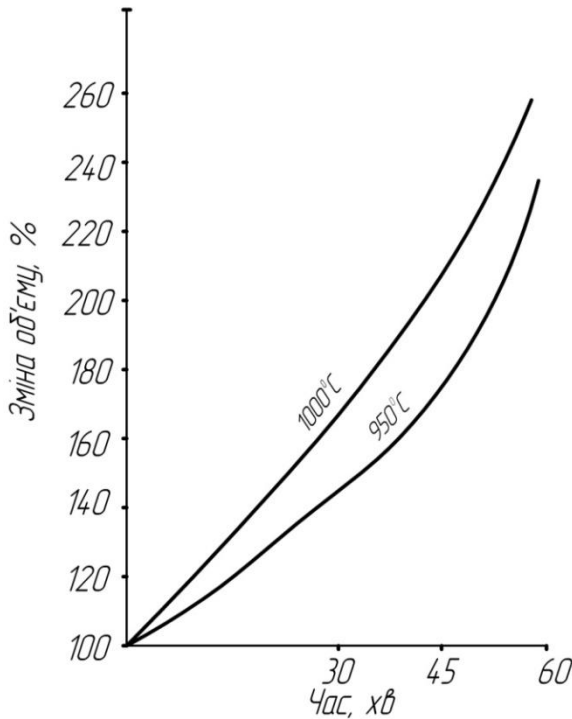
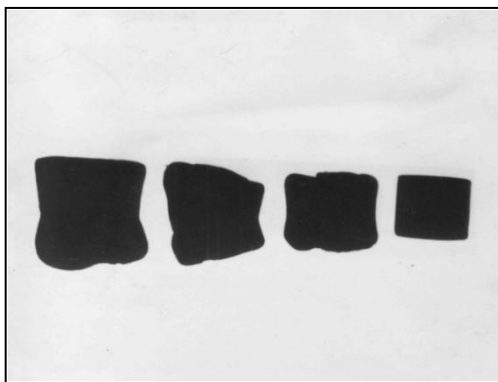
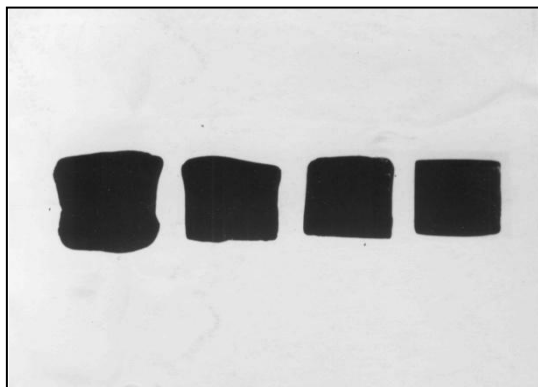


Рис. 2.33. Залежність зміни об'єму не випалених окатишів від часу.



a)

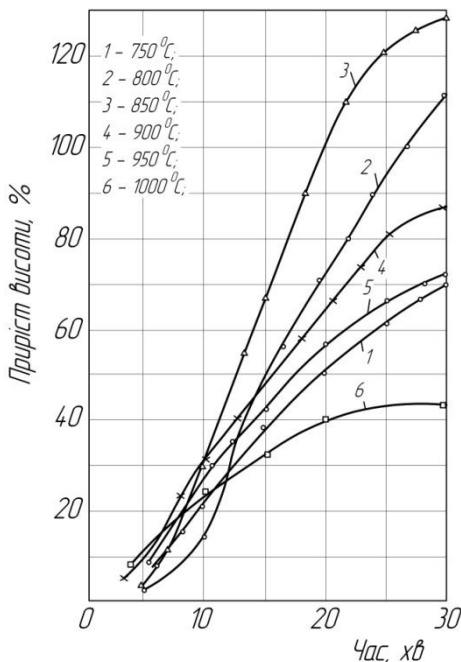


б)

Рис. 2.34. Зміна об'єму не випалених брикетів з магнетитового концентрату при відновленні природним газом.
а) 1000 °С; б) 950 °С.

Відновлення брикетів у струмені монооксиду вуглецю призводило до збільшення їх розміру (рис. 2.35, 2.36), а відновлення в струмені водню не змінювало розмірів брикетів. Не змінювався об'єм брикетів з вугіллям, які нагрівалися в струмені азоту. Найбільша швидкість росту брикетів при відновленні моно-оксидом вуглецю була отримана при 850 °С, а

найменша - при 1000°C . Збільшення брикету йшло досить рівномірно і не супроводжувалося розтріскуванням.



Досліди з брикетами з магнетитового концентрату, попереднього на повітрі для окислення магнетиту до гематиту, також свідчать про розбухання зразків.

Рис. 2.35. Залежність зміни висоти брикету при різних температурах (відновник СО).

Таким чином, в цих спериментах показано, що нефазові перетворення сидів заліза при лленні є головною причиною збільшення об'єму брикетів. Інакше ці перетворення призводили б при нагріві до однакового розбухання зразків як в струмені монооксиду вуглецю, так і водню, проте цього не спостерігалось [2.28]. Більш того, відомо, що перетворення $\text{Fe}_3\text{O}_4 \rightarrow \text{FeO} \rightarrow \text{Fe}$ супроводжуються об'ємним зменшенням [2.28], а при відновленні Fe_2O_3 до Fe_3O_4 можлива поява $\gamma\text{Fe}_2\text{O}_3$ з невеликим збільшенням об'єму [2.28-2.31].

Розглянемо можливість процесу розбухання в результаті підвищення тиску газової фази при відновленні. Надмірний тиск у процесі відновлення з'являється в результаті декількох причин. Однією з них є кнудсенівський молекулярний плин, який може виникнути за наявності дуже дрібних пор у зразку. В цьому випадку окремі гази переміщатимуться незалежно один від одного зі швидкостями обернено пропорційними квадратному кореню з

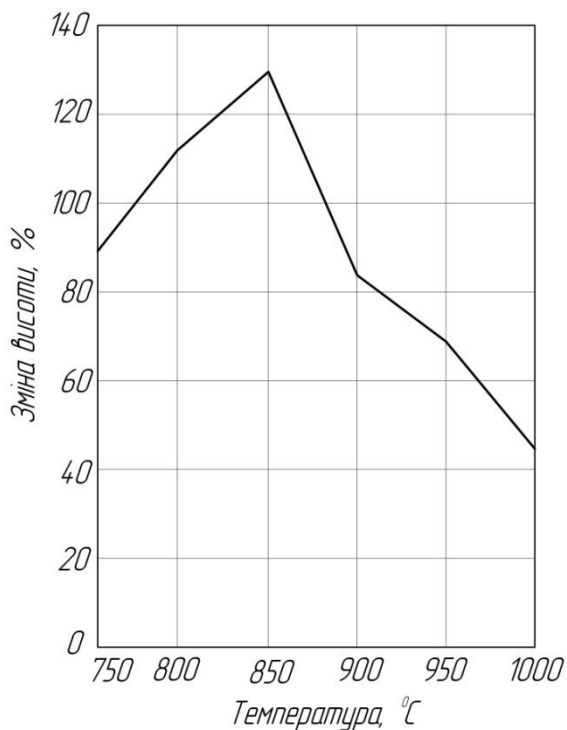


Рис. 2.36. Зміна висоти брикету в залежності від температури.

молекулярних мас. В результаті існування такого потоку при відновленні газами, що мають великі відмінності молекулярних мас з газоподібними продуктами реакції, в зразку може виникнути значний тиск [2.1, 2.29, 2.32]. Все це більшою мірою відноситься до відновлення воднем і в набагато меншій – монооксидом вуглецю.

Проте, в проведених експериментах збільшення об'єму зразків при відновленні воднем не відбувалося, тому немає підстави вважати кнудсенівський молекулярний плин причиною розбухання зразків.

Найвірогіднішою причиною цього явища є утворення високого тиску всередині рудних зерен на поверхні розділу металевого

заліза і вюститу при відновленні оксидів і навуглецьовування металу [2.30].

В процесі відновлення щільних частинок магнетиту монооксидом вуглецю або метаном з'являється певна кількість металевого заліза. Монооксид вуглецю або метан адсорбуються на активних центрах поверхні відновленого заліза, при цьому відбувається розкладання газів з утворенням атомарного вуглецю, і міграція останнього в решітку металевого заліза. Потім відбувається дифузія вуглецю у бік нижчих його концентрацій, тобто до поверхні розділу металевого заліза і вюститу, де він з'єднується з киснем, утворюючи моно- і діоксид вуглецю. Поява газу на поверхні розділу фаз усередині зерна призводить до виникнення високого тиску. Виходячи крізь існуючі пори і тріщини, що знов утворилися, цей газ розсовуватиме довколишні частинки, що призводить, зрештою, до збільшення об'єму всього зразка і підвищення його пористості.

Розбухання зразків є тим більшим, чим нижчою є мікропористість окремих частинок і чим більше зруйнована первинна зв'язка рудних зерен у зразках.

Одним з головних факторів, що визначають розбухання брикетів і окатишів є навуглецьовування металевого заліза. Вуглець може дифундувати відносно швидко в залізо лише тоді, коли він виділяється в атомарному стані при розкладанні газоподібної сполуки. При цьому активізований атом елемента, що виділився, або проникає в решітку розчинника, утворюючи з ним твердий розчин, або може відбутися взаємодія елементів з утворенням хімічної сполуки, і від неї вже розповсюджуватиметься дифузія вглиб металу.

В залежності від температури і складу газової фази термодинамічно можливий той або інший ступінь навуглецьовування заліза. Змінити кількість вуглецю, розчиненого в залізі, можна як для системи CO – CO₂, так і для системи, що містить метан.

Сумісний розгляд діаграм Fe – C і Fe – C – O показує, що надлишок монооксиду вуглецю і високі концентрації створюють сприятливі умови для навуглецьовування заліза. Низькі температури і високі концентрації монооксиду вуглецю призводять до

зникнення γ Fe, насиченого вуглецем, з повним переходом його в карбід, проте, необхідно мати на увазі, що при низьких температурах термодинамічно здійснений процес науглецьовування ускладнений у кінетичному відношенні. Підвищення температури, яке діє на кінетику процесу завжди позитивно, термодинамічно сприяє отриманню більш вуглецевого металу лише при одночасному збільшенні кількості монооксиду вуглецю в газовій фазі. Підвищення тиску газової фази розширює область отримання високонауглецьованого заліза. Термодинамічний аналіз науглецьовування заліза при його відновленні достатньо детально розглянутий С.Т. Ростовцевим [2.1].

З експериментальних досліджень необхідно відзначити роботу Тейлора [2.33], який вивчаючи розпад монооксиду вуглецю при відновленні оксидів заліза, відзначав, що при $450 - 750$ °С у твердих продуктах реакції знаходилася та або інша кількість вуглецю (графіту) і цементиту. При $750 - 850$ °С у продуктах відновлення знаходили цементит і металеве залізо, при температурах вищих $850 - 1000$ °С все менше і менше було цементиту і продукти реакції склалися, головним чином, з металевого заліза з малою кількістю вуглецю. З цих даних виходить, що в широкому інтервалі температур в тому або іншому ступені йде процес науглецьовування заліза.

Після відновлення брикета з магнетитового концентрату монооксидом вуглецю при 850 °С протягом 30 хвилин хімічним аналізом знайдено тільки 0,1 % CO. Рентгенограма цього зразка дала одну дуже слабку лінію, що відповідає цементиту. Цілком зрозуміло, що в цьому випадку, кількість вуглецю не могла залишатися великою, оскільки він безперервно витрачався на відновлення. Кількість вуглецю, що залишилася в окатишах після відновлення їх природним газом, який складається переважно з метану, наведена на рис. 2.25-2.27.

Виникнення високого тиску газової фази відоме з роботи Віберга [2.34], в якій він розглянув дане явище з погляду впливу його на швидкість процесу відновлення, в ній указується на можливість появи тиску в зернах магнетиту до 4,053 МПа.

З результатів наших термодинамічних розрахунків також можна бачити, що, наприклад, при 1200 К рівноважний тиск газової фази ($\text{CO} + \text{CO}_2$), який виникає на межі розділу FeO-Fe, досягає великих величин (табл. 2.9) [2.18].

Таблиця 2.9

Парціальний тиск компонентів у рівноважній газовій суміші для системи FeO-Fe, %

Компонент	900К		900К		1000К		1100К		1200К	
	P,атм.	%	P,атм.	%	P,атм.	%	P,атм.	%	P,атм.	%
CO	0,149	14,9	0,149	17,2	1,139	18,2	6,18	18,4	25,2	18,0
CO ₂	0,122	12,2	0,122	14,1	0,733	11,7	3,25	9,6	11,2	8,1
H ₂	0,480	48,0	0,396	45,9	2,562	40,9	17,05	35,9	43,7	31,3
H ₂ O	0,177	17,7	0,146	16,9	1,182	18,8	6,81	20,3	29,1	20,8
CH ₄	0,072	7,2	0,051	5,9	0,645	10,3	5,80	15,8	30,5	21,8
P _{заг.}	1,000	100,0	0,864	200,0	6,961	100,0	33,59	1000	139,7	100,0
H ₂ /C	2,35		2,0		2,0		2,0		2,0	

Проведені розрахунки й експерименти, а також літературні дані підтверджують вірогідність висунутого нами механізму розбухання окатишів і брикетів у процесі відновлення і пов'язане з цим зниження їх міцності.

Резюмуючи все сказане, можна зробити деякі висновки.

Зниження міцності спостерігається не тільки у гематитових, але і магнетитових окатишів, і тому виключенням перетворення гематиту в магнетит не можна уникнути їх знеміцнення.

У процесі відновлення монооксидом вуглецю і метаном магнетитові окатиші мають мінімальну міцність на стадії повного розвитку фази вюститу.

Характер зміни міцності окатишів магнетитового складу при відновленні залежить, в основному, від мікроструктури вихідних окатишів. Найбільше знеміцнення спостерігається для окатишів зі зв'язкою рекристалізації. Розвиток шлакової зв'язки в процесі високотемпературного обпалення дозволяє одержати окатиші, що характеризуються мінімальним зниженням міцності при відновленні.

Інтенсивне відкладення вуглецю при розкладанні метану, особливо для офлюсованих окатишів, спостерігається при досяг-

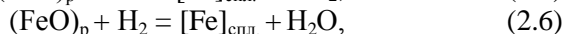
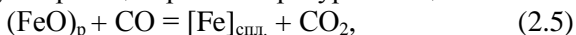
ненні ступеня металізації 50-60 %, при цьому має місце розбухання окатишів і зниження їх міцності.

Одним з головних факторів, що визначає процес розбухання окатишів, є підвищення тиску газової фази всередині зразків в результаті науглецьовування металевого заліза і відновлення воститу.

2.1.5. Наукові передумови відновлення заліза з розплаву

Наукові основи відновлення газами і твердим вуглецем заліза з розплаву достатньо детально висвітлені І.Ю.Кожевниковим [2.5], а також у пізніших публікаціях [2.35,2.36]. Скористаємося цими роботами для короткого викладу суті питання.

Відновлення заліза з розплаву газами. Відновлення залізорудних розплавів газами (CO, H₂ або їх сумішами) здійснюється шляхом продування їх через розплав або за рахунок введення оксидів заліза у високотемпературний струмінь газу. У всіх випадках протікають наступні реакції при температурах вище 1539⁰C:



де $(\text{FeO})_p$ – концентрація Fe в розплаві;

$[\text{Fe}]_{\text{спл.}}$ – концентрація Fe в сплаві.

Оскільки реакції (2.5) і (2.6) подібні, то розглянемо тільки умови відновлення заліза з розплаву монооксидом вуглецю. Вираз константи рівноваги (K_p) для реакції (2.5) запишеться так:

$$K_p = \frac{P_{\text{Fe}} \cdot P_{\text{CO}_2}}{P_{\text{FeO}} \cdot P_{\text{CO}}}$$

де P_{Fe} , P_{FeO} , P_{CO} і P_{CO_2} – відповідно тиск пари при рівновазі реакції (2.6).

Значення P_{Fe} і P_{FeO} залежать від концентрацій (активностей) Fe і FeO в розчинах: $P_{\text{Fe}} = P_{\text{Fe}}^0 \cdot \alpha_{\text{Fe}}$, $P_{\text{FeO}} = P_{\text{FeO}}^0 \cdot \alpha_{\text{FeO}}$.

де P_{Fe}^0 і P_{FeO}^0 - тиск пари заліза і його монооксиду у вільному стані (сталі величини);

a_{Fe} і a_{FeO} - активність заліза і монооксиду заліза в сплаві і розплаві відповідно.

Підставивши P_{Fe}^0, P_{FeO}^0 в рівняння константи рівноваги, одержимо:

$$K_p = \frac{P_{Fe}^0 \cdot \alpha_{Fe} \cdot P_{CO_2}}{P_{FeO}^0 \cdot \alpha_{FeO} \cdot P_{CO}} \quad \text{або} \quad \frac{P_{FeO}^0}{P_{Fe}^0} \quad K_p = \frac{\alpha_{Fe} \cdot P_{CO_2}}{\alpha_{FeO} \cdot P_{CO}}$$

Позначивши $\frac{P_{FeO}^0}{P_{Fe}^0} \cdot K_p = K$, після перетворень одержимо:

$$\frac{P_{CO_2}}{P_{CO}} = K \left(\frac{\alpha_{FeO}}{\alpha_{Fe}} \right).$$

Тобто, рівноважний склад газу при відновленні заліза з розплаву залежить від температури і співвідношення активностей FeO і Fe в ньому. Зі зростанням температури збільшується K, і відновлення оксидів полегшується.

При постійній температурі знижується концентрація FeO в розплавах, через його відновлення, і відповідну активність заліза

зменшують рівноважну величину $\frac{P_{CO_2}}{P_{CO}}$, тобто рівноважний склад

газової фази зсувається у бік збільшення концентрації CO і зниження CO₂. Таким чином, чим меншою є масова частка FeO в розплаві, тим важче його довідновлювати і тим багатшою відновником повинна бути газова суміш. За даними [2.5], навіть при відновленні чистого розплавленого FeO ($\alpha_{FeO} = 1$) вихід CO₂ при 1600 °C не перевищує 16 % і знижується по мірі відновлення.

Нааявність в розплаві інших складових ще більше знижують вихід CO₂, наприклад при 2 і 12 % SiO₂ вихід CO₂ в процесі відновлення знижується відповідно з 14 до 6 % і з 8 до 6 % відповід-

но. В залежності від масової частки SiO_2 ступінь відновлення заліза з розплаву може досягати 86-97 %.

Використовуючи при відновленні водень, який має термодинамічні переваги перед монооксидом вуглецю, вихід H_2O , у разі відновлення чистого монооксиду заліза досягає 51 %, але також різко знижується в ході процесу.

Зі сказаного виходить, що для забезпечення досить повного відновлення монооксиду заліза з розплаву потрібна велика витрата газу-відновника, величина якої збільшується в міру зменшення концентрації FeO . Наприклад, для відновлення 1 т заліза зі залізо-силікатного розплаву при 1600°C необхідно витратити $3000 - 6000 \text{ м}^3$ монооксиду вуглецю або $835 - 1525 \text{ м}^3$ водню [2.35]. Слід враховувати, що при 1600°C фактичний об'єм газу збільшиться в 6 – 7 разів.

Швидкість процесу відновлення монооксиду заліза з розплаву лімітується дифузією FeO до поверхні розділу газ-розплав. Швидкість же дифузії залежить від в'язкості розплаву, яка, у свою чергу, визначається масовою часткою в ньому FeO і температурою.

Чикунова І.В. зі співавторами досліджували швидкість відновлення розплаву монооксиду заліза в залежності від температури (рис.2.37).

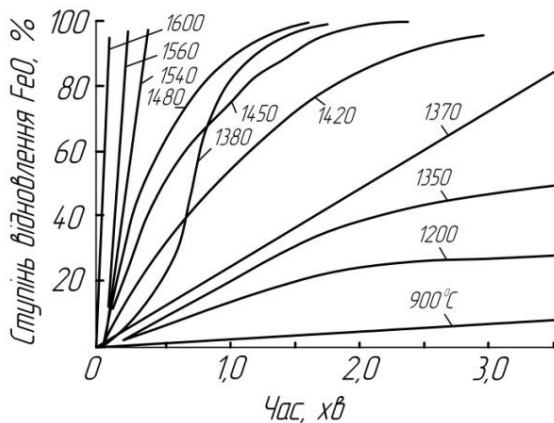


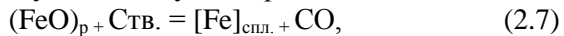
Рис. 2.37. Зміна ступеню відновлення FeO в часі при різних температурах

До початку плавлення FeO підвищення температури призвело до збільшення швидкості відновлення твердої частинки. Під час переходу через точку плавлення оксиду в інтервалі 1420 – 1480 °С швидкість відновлення спочатку падала, а потім різко зростала. При 1540 °С і вище досягався ступінь відновлення 97 – 98 % протягом 0,1 – 0,4 хвилини.

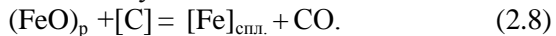
Дослідження показали, що для забезпечення високої швидкості процесу відновлення монооксиду заліза газами з розплаву необхідні низька в'язкість розплаву, розвинена реакційна поверхня газ-розплав, висока температура і видалення з реакційної поверхні відновленого заліза.

Відновлення заліза з розплаву вуглецем.

Цей процес описується наступною реакцією:



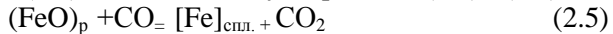
або при взаємодії FeO з вуглецевмісним металом:



Монооксид вуглецю, що виділяється, може відновлювати FeO з розплаву за реакцією (2.5). В результаті в газову суміш переходить не тільки CO, але й CO₂, який при високих температурах може взаємодіяти з вуглецем за реакцією:



Таким чином, відновлення монооксиду заліза з розплаву твердим або розчиненим в металі вуглецем здійснюється через газову фазу: реакції (2.7) і (2.8) зводяться до суми реакцій (2.5) і (2.9):



Рівновага реакції (2.8) буде за тих же умов, що і для реакцій (2.5) і (2.9). Для реакції (2.9) рівноважний склад газової суміші при температурах вище 1000 °С складається майже з одного CO, тому при надлишкові вуглецю в системі FeO – O – C і безперервному видаленні газоподібних продуктів реакції (2.7) і (2.8) незворотні, і відновлення йде тільки з утворенням монооксиду вуглецю.

Тиск газів при відновленні вуглецем монооксиду заліза з розплаву є функцією температури, активності FeO і заліза, а також активності вуглецю [2.35].

При $a_{Fe} \approx 1$ і $a_C \approx 1$ рівняння для загального рівноважного тиску газової фази має вигляд:

$$P_{\text{зар.}}^0 = K_{2.5} \cdot K_{2.9} (1 + a_{FeO} \cdot K_{2.5}) a_{FeO}.$$

Таким чином, збільшити ступінь відновлення FeO з розплаву можна шляхом підвищення температури процесу при незмінному тискові газу в системі або шляхом зниження загального тиску газів у реакційному просторі (при сталій температурі процесу), оскільки при безперервному зниженні величини a_{FeO} зменшується і величина $P_{\text{зар.}}^0$. Зниження тиску газів у робочому просторі при відновленні FeO з розплаву не тільки підвищує повноту витягання заліза, але і дозволяє знизити температуру початку відновлення.

На рис. 2.38 показані залежності зміни масової частки CO(CO₂) від температури при деяких загальних тисках цих газів ($P_1 < P < P_2$) і активностях FeO ($a_{FeO} < a'_{FeO} < a''_{FeO}$) в розплаві. З рис. 2.37. виходить, що криві масової частки CO і активностей FeO перетинаються в певних точках, які відповідають температурам початку реакції прямого відновлення. Чим меншою є величина a_{FeO} , тим вищим є значення температури [2.35].

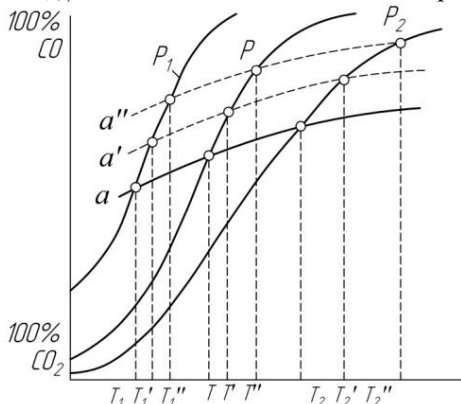


Рис. 2.38. Залежність вмісту CO (CO₂) від температури при деяких сумарних тисках цих газів P ($P_1 < P < P_2$) і активностях FeO в розплаві ($a'_{FeO} < a_{FeO} < a''_{FeO}$; $a_{FeO}=1$).

Зниження тиску газів у реакційному просторі зміщує криву залежності масової частки CO (CO_2) в результаті протікання реакції (2.9) вліво (рис. 2.38), і з кривими різних значень a_{FeO} вона перетинається при нижчих температурах. Навпаки, зростання тиску газів призводить до підвищення значення температури при всіх значеннях a_{FeO} і тим більшою мірою, чим нижчий a_{FeO} .

Таким чином, зменшення концентрації FeO в розплаві ускладнює його відновлення не тільки газами, але і твердим вуглецем, що виявляється в збільшенні температури початку реакції (2.9). Щоб збільшити ступінь відновлення, необхідно підвищувати температуру або понизити сумарний тиск CO і CO_2 в реакційному просторі. Останнє на практиці є технічно важкоздійсненним.

При відновленні твердим вуглецем сумарна швидкість процесу в конкретних умовах може лімітуватися однією з реакцій (2.5), (2.9). Момент контакту розплаву з вуглецем супроводжується утворенням на активних центрах поверхні вуглецю нової фази металу і газового прошарку між вуглецем і розплавом. Отже, виникають дві поверхні розділу: газ-розплав і газ-вуглець. На поверхні розділу газ-розплав здійснюється хімічний акт відновлення, а на поверхні розділу газ-вуглець поновлюється газоподібний відновник. При високій концентрації FeO в'язкість розплаву є низькою. Це полегшує дифузію FeO до реакційної поверхні. В таких умовах реакція газифікації вуглецю може виявитися лімітуючою ланкою процесу.

При зниженні концентрації FeO в розплаві в'язкість його підвищується і дифузія монооксиду заліза до поверхні розділу фаз ускладнюється, процес лімітуватиметься реакцією (2.5). У такому разі збільшення поверхні контакту реагуючих фаз супроводжуватиметься підвищенням швидкості відновлення і повноти витягання заліза з розплаву.

2.2. Злипання відновленого заліза і його окислення

2.2.1. Процес злипання заліза

Злипання відновленого заліза перешкоджає нормальній роботі печей, таких як шахтні і киплячого шару. У шахтних печах,

наприклад, це явище заважає опусканню і розвантаженню відновленого матеріалу і лімітує підвищення температури процесу, зменшує газопроникність стовпа залізородних матеріалів і, зрештою, призводить до зниження продуктивності агрегату або навіть до припинення його роботи.

Основними факторами, що визначають процес спікання відновленого заліза є температура, механічне навантаження на залізородний матеріал і його властивості (відновленість, склад породи, розмір та ін.) [2.35]

Ю.С. Юсфін вважає, що найвірогіднішим є механізм мимовільного злипання залізородних окатишів при прикладанні ззовні сили, що викликає витікання речовини у приконтактній області. Злипання частинок відбувається в два етапи: перенесення речовини в область контакту окатишів і пластичне протікання речовини у приконтактній області і деформація окатишів з утворенням їх конгломерату.

У стовпі рухомих окатишів їх злипання залежить від співвідношення сил зчеплення і сил обриву. Найглибше процес злипання окатишів при металізації їх в шахтній печі вивчений у Московському інституті сталі і сплавів Ю.С.Юсфіним, В.Р.Гребенниковим, В.В.Дальшиним. Як критерій для опису явища спікання була прийнята температура злипання – максимально можлива температура газу-відновника, при якій частка злиплих під навантаженням окатишів дорівнює нулю при досягненні ними ступеня відновлення 93-95 %.

Дослідження цих учених показали, що злипання відбувається в результаті спікання металевих частинок у контактуючих окатишах. У місці контакту утворюється дуже щільна шийка, пористість якої є на 30-50 % нижчою за середню за окатишом. Найінтенсивніше процес злипання починає здійснюватись після досягнення окатишами ступеня відновлення 70-80 %. Причому можливі два випадки злипання: коли не відбувається деформація окатиша і коли йде деформація, при цьому різко збільшується діаметр шийки і міцність спіків.

Процес спікання набуває розвиток тільки в тому випадку, якщо спікання окатишів йде за другим механізмом, тобто коли на-

вантаження, що прикладається, перевищує межу плинності окатиша. Для уникнення злипання окатишів слід прагнути до того, щоб цей процес протягом всього часу здійснювався за першим механізмом. Рішення цієї задачі можливе, коли навантаження не перевищує межу плинності. Виходячи з цього, необхідно визначити вплив властивостей окатишів і газу-відновника на межу плинності окатиша. Слід мати на увазі, що межа плинності істотно зменшується зі зростанням температури.

Встановлений зв'язок температури злипання окатишів з їх пористістю, чим більше пористість окатишів, тим вище температура злипання і менше їх схильність до злипання. Це пояснюється тим, що пори є концентраторами напруг і збільшення їх кількості сприяє підвищенню межі плинності кусків. Із зростанням пористості зменшується також кількість точкових контактів між речовиною різних кусків.

Схильність окатишів до злипання знижується і зі збільшенням розміру, оскільки зі зростанням розміру зменшується протяжність контактів між кусками, а у прикордонній області росте кількість невідновлених оксидів, які перешкоджають деформації окатишів.

Встановлено також, що збільшення навантаження призводить до зниження температури злипання, оскільки процес злипання починається переважно за другим механізмом при нижчих температурах.

Введення флюсу дозволяє істотно підвищити температуру спікання. Причому зменшення схильності окатишів до спікання спостерігається тільки при введенні сполук кальцію і магнію. Ефект від введення флюсу обумовлений утворенням після відновлення гетерогенної структури з металевого заліза й оксидів кальцію або магнію, які є концентраторами напруг і підвищують межу плинності. Джерелом появи такої структури слугують ферити кальцію та магнію, що утворюються в ході окислювального випалення при огрудкуванні концентрату. При використанні в якості флюсу карбонатів утворюються додаткові пори, які також підвищують межу плинності. Ефект від введення флюсу визначається не ступенем офлюсування, а його загальним вмістом.

Найбільший ефект досягається при кількості флюсу до 5 – 6% незалежно від масової частки діоксиду кремнію. Цей ефект знижується у ряді CaCO_3 , CaO , MgCO_3 , MgO . Позитивний ефект введення флюсів відкриває можливість для інтенсифікації процесу металізації у шахтних печах.

В результаті проведених досліджень вищезгадані автори роблять висновок, що у шахтних печах істотний вплив на процес злипання окатишів при їх металізації справляють кількість флюсів у шихті, навантаження на окатиші, їх розмір і пористість.

Злипання частинок, відновлюваних в печах киплячого шару, призводить до втрати аеродинамічної стійкості шару. Як і в разі шахтних печей, злипання пов'язане з утворенням металевого заліза, а ступінь металізації є головним фактором цього явища.

Один з перших зарубіжних дослідників киплячого шару С.Ез встановив, що точка злипання підвищується зі збільшенням швидкості газу та розміру частинок руди і знижується при зростанні питомої поверхні останніх [2.37].

Ж.Бахт і Д. Вайтенхед показали, що чим вищою є окисленість газу, тим меншою є схильність частинок до злипання [2.38].

Б.І. Бондаренко назвав точкою злипання ступінь металізації, що досягається до моменту настання злипання (η_m^c). Вивчаючи процес злипання в киплячому шарі при відновленні залізородних матеріалів він встановив ряд наступних залежностей [2.36].

При температурі 900 – 950 °С злипання, наприклад, дрібних окатишів наступало при ступені металізації 41 – 38 %. При зниженні температури точка злипання підвищувалася до 97 %, причому в інтервалі 770 – 950 °С зв'язок прямолінійний, а при 770 °С стає криволінійним, асимптотично наближаючись до горизонталі зі 100 % ступенем металізації. Під час переходу періодичного киплячого шару до безперервного спостерігалось посилення злипання. Так, в останньому випадку окатиші розміром 2 – 3 мм починали злипатися при 750 °С і ступеневі металізації 92 – 94 %, а у разі періодичної роботи реактора це явище наступало при 800 °С і ступені металізації 95 – 96 %.

Цікавим є вплив розміру частинок на їх злипання при відновленні в киплячому шарі. При розмірі частинок 0,1 мм вже при

температурі 550 °С починається злипання і кипіння припиняється, тоді як для частинок розміром 5 – 6 мм киплячий шар може існувати і при 990 °С.

Встановлений вплив швидкості газового потоку на злипання частинок: чим вищою є швидкість потоку, що відповідає псевдозрідженню, тим більш високий ступінь металізації може бути досягнутий.

Злипання звичайно починається в застійних зонах, де меншою є турбулізація потоку.

Злипання, яке відбувається при малих ступенях металізації, звичайно усувається механічним перемішуванням матеріалів. При високих ступенях металізації злипання настає при порівняно низьких температурах. Подача водяної пари після злипання навіть глибоко відновленого матеріалу забезпечує руйнування злиплого шару, після чого кипіння поновлюється.

Згідно з [2.38, 2.39], істотне зростання кількості злиплених частинок починається, коли швидкість реакції відновлення різко сповільнюється, при досягненні високого ступеня металізації (98 – 99 %) усунути злипання металу дуже важко.

2.2.2. Окислення відновленого заліза.

Металізований матеріал має схильність до окислення. Це виявляється тим сильніше, чим нижчою була температура відновлення.

Виділення тепла при окисленні може призводити до загорання заліза, яке називається пірофорністю. Останнє створює великі труднощі при зберіганні і транспортуванні металізованих продуктів.

Механізм окислення поверхні частинок, згідно з В. І. Архарову, відбувається таким чином: поверхня частинок швидко покривається плівкою оксиду товщиною в одну або декілька елементарних комірок кристалічних решіток цієї фази, на поверхні розділу газ-оксид і оксид-метал відбуваються хімічні реакції і наростають нові шари оксиду. Атоми заліза, які опиняються в результаті дифузії на зовнішній поверхні оксидної плівки, вступають у реакцію з киснем і утворюють новий шар оксиду. В міру появи

нових шарів шари, які утворилися раніш опиняються ближче до металу і збагачуються атомами заліза, які дифундують зсередини частинки. Поверхневі частинки можуть окислюватися повністю до вищого оксиду. В той же час окислення внутрішніх у відношенні до них частинок повинне обмежитися утворенням плівки оксиду двовалентного заліза, товщина якої є тим меншою, чим далі від поверхні розташовується частинка.

Збільшення температури відновлення з 400 до 1000 °С призводить до зниження вільної поверхні частинок губчастого заліза на 2,5 – 3,0 порядки і відповідно зростання температури самозаймання [2.35].

При окисленні відновленого заліза нижче 570 °С майже вся окалина складається з Fe_3O_4 і лише зверху утворюється тонкий шар Fe_2O_3 . При температурах окислення вище 570 °С окалина складається з FeO і лише зовнішній тонкий шар з Fe_3O_4 і Fe_2O_3 .

Гематит і магнетит є щільними фазами і їх дифузійна проникність у порівнянні з FeO незначна. Товщина шару оксиду пропорційна часу в ступені 0,5.

Окислення відновленого заліза, в основному, здійснюється в дві стадії. Перша стадія має значно вищі швидкості. Якщо в суміші менше 1,0 % кисню, то утворюється дуже тонкий шар оксидів товщиною менше 10^{-9} і ступінь окислення не перевищує 1,0%. При масовій частці кисню в газовій суміші більше 1,0 % ступінь окислення зростає зі збільшенням масової частки кисню. При цьому кінцевий ступінь окислення залежить від сумарної поверхні пор і їх розподілу за розмірами.

Окислення відновленого заліза не завжди призводить до його займання, але природно обов'язково знижує ступінь металізації. Так, охолодження губчастого заліза на повітрі, за даними Ю.С. Юсфіна та ін., призвело до зменшення ступеня металізації з 97 до 85 % [2.35].

Для зниження так званого вторинного окислення відновленого заліза проводять пасивацію продукту, яка полягає в підвищенні кінцевої температури процесу для зменшення пористості окатишів, їх гарячого брикетування або обробки газовими сумішами, які утворюють тонкі оксидні плівки, а також покриття вихідних

або відновлених окатишів різними мінеральними і органічними речовинами, які перешкоджають подальшому окисленню металізованого матеріалу.

Плівки пасивацій за рахунок окислення матеріалу поділяються на тонкі (від часток нанометра до 10 нм), середні, які дають кольори мінливості – від 40 до 500 нм і товсті – понад 500 нм. Для захисту від реоксидації відновленого матеріалу плівка повинна бути суцільною, а кристалічні решітки шарів оксидів плівки повинні мати однакову сингонію і кратні параметри [2.36].

Пряме охолодження водою металізованого продукту не є бажаним, оскільки вступають в дію електрохімічні реакції, які лежать в основі корозії.

2.2.3. Поведінка сірки при високотемпературному відновленні рудно-вугільних грудок

Сірка є однією з найшкідливіших домішок у метали, і тому запобіганню потрапляння її в метал і десульфурації рідкого металу присвячено значну кількість досліджень.

При металізації залізорудної сировини питання поведінки сірки також дуже актуальне, особливо воно важливе у разі застосування в якості відновника різного вугілля, що містить підвищену кількість сірки.

Поведінка сірки в доменному процесі якнайповніше розглянута в монографії І.С.Кулікова [2.40], а її поведінка при відновленні рудно-вугільних грудок у монографії Ю.С.Кожевникова [2.5]. Скористаємося результатами досліджень цих авторів.

Сірка потрапляє у відновлювальну піч головним чином з твердим відновником у вигляді сульфідів заліза і органічної сірки.

Зміна відносної концентрації сірки $[\% S_{\text{зар.}}/\text{Fe}_{\text{зар.}}] \times 10^2$ при відновленні окатишів свідчить про істотний розвиток процесу видалення сірки з утворюваними газами. Відмінність між величинами $[\% S_{\text{зар.}}/\text{Fe}_{\text{зар.}}] \times 10^2$ у вихідних і відновлених окатишах дозволяє робити висновки про кількість видаленої сірки з газами $\Delta S_{\text{г}}$. Дослідження показують, що в газову фазу видаляється до

50 % сірки від її початкового вмісту в окатишах і брикетах. У випадку, наприклад, відновлення при 1420 °С при ступеневі металізації $\varphi_{\text{ср}} < 20$ % сірка інтенсивно видаляється з газами, потім процес стабілізується і отримує подальший розвиток тільки в кінці відновлення при ступені металізації більше 80 %. Одночасно з цим сірка поглинається відновленим залізом. У результаті, при ступені металізації окатишів $\varphi_{\text{ср}} = 97$ %, з газом видаляється 32,9 % і поглинається твердим залізом 35,4 % сірки. Проте при плавленні відновлених окатишів сірка може перейти з пустої породи і вугілля в залізо, тому дуже важливим є аналіз умов максимального видалення сірки з газами.

Зі збільшенням діаметру окатишів спостерігається тенденція до зростання ΔS_r , що рівноцінно зниженню температури реакційного шару. Для окатишів сталого розміру з підвищенням температури відновлення знижується відносна кількість сірки, що видаляється з газами. За інших рівних умов з підвищенням температури збільшується швидкість руху газу і прискорюється поглинання сірки твердими тілами.

Початкова концентрація сірки в окатишах і брикетах, яка змінюється в дуже широких межах, не справляє вплив на відносну кількість сірки, що видаляється з газами. Хоча відносна кількість сірки, що видаляється з газами і поглинається відновленим залізом, залишається приблизно постійною, але вміст сірки у відновленому залізі збільшується пропорційно до її концентрації у вугіллі та газі [2.5]:

Масова частка сірки у вугіллі, %	0,30	1,15	1,65	2,88
Масова частка сірки в залізі, %	0,131	0,281	0,331	0,545

Сіркопоглинальні здатності чистого закису заліза і вапна є значно вищими, ніж у металевого заліза. Для твердого монооксиду заліза одержано [2.5]:

Температура, °С	1000	1100	1200	1300	1380
Масова частка сірки, %	13,3	7,5	3,92	1,58	0,73

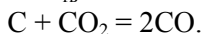
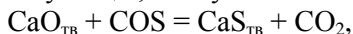
При утворенні розчинів з кремнеземом термодинамічні умови поглинання сірки з газової фази FeO і CaO погіршуються, проте зі збільшенням зольності вугілля зростає відносна кількість сірки, поглиненої оксидами заліза і пустою породою відновлених ока-

тишів, хоча у присутності Fe_3O_4 і Fe_2O_3 при температурах 1000 – 1200 °С можливе окислення компонентів, що містять сірку до SO і SO_2 .

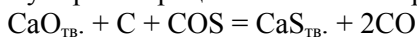
Умови охолодження окатишів впливають на відносну кількість видаленої сірки газом. Так, при охолодженні окатишів в азоті величина ΔS_r знижується, оскільки в цьому випадку не протікають реакції окислення сірки Fe_3O_4 та Fe_2O_3 і киснем повітря в поверхневому шарі. При охолодженні на повітрі з поверхневого шару видаляється основна кількість сірки, що обумовлене окисленням киснем атмосфери, а також Fe_2O_3 , який утворюється в результаті вторинного окислення заліза. Крім того, в поверхневому шарі поглинання сірки з газу відновленим залізом і монооксидом заліза є утруднено унаслідок злипання зерен заліза, тобто зменшенням реакційної здатності, вищої температури і відносно великої швидкості руху газів.

У середньому шарі окатиша спостерігається мінімальне видалення сірки з відхідними газами. Це пояснюється здійсненням двох протилежних процесів: видалення сірки з газами, що утворюються в даному шарі, і поглинання сірки з газу, який надходить із центральних ділянок окатиша.

Взаємодія газу, що містить сірку, з твердим вапном у присутності вуглецю, описується наступними рівняннями:



Сумарний процес поглинання сірки здійснюється за реакцією:



Вапно володіє дуже високою сіркопоглинальною здатністю, утворюючи практично чистий сульфід. Відмінною особливістю взаємодії вапна з газом є збільшення його сіркопоглинальної здатності з підвищенням температури.

Поглинання сірки відновленим залізом і монооксидом заліза є менш ефективним і зі зростанням температури знижується.

Відновлення офлюсованих рудно-вугільних грудок за наявності суміші тонкодисперсних матеріалів, зокрема вапна і кальцинованої соди, супроводжується зниженням ΔS_r . Вже при вве-

денні в шихту 4,5 – 6,0 % вапна і 3,0 % соди кількість сірки, що видаляється з газом, зменшується у 2,0 – 2,5 рази.

Таким чином, відновлення рудно-вугільних грудок, що не містять флюсів, при високих температурах супроводжується видаленням 35 – 50 % сірки вугілля, руди і зв'язуючого, причому найбільша кількість сірки видаляється з периферійного шару грудки.

Введення у шихту окатишів або брикетів флюсів, що виконують роль зв'язуючих, забезпечує інтенсивне поглинання ними сірки. Якщо металізовані грудки далі використовуються як електросталеплавильна шихта, то слід обмежувати введення флюсуєчих добавок в окатиші, можна, наприклад давати не більш як 1,0 % соди.

Значне видалення сірки з газами можна забезпечити тільки в таких умовах, коли відновлення і плавлення матеріалів здійснюється в порівняно тонкому шарі шихти, де на кінцевий результат леткості сірки не чинитимуть вплив умови подальшого поглинання її шихтою або шлаками. Такі умови повинні принципово існувати на установці з рухомою подиною.

Неповне відновлення заліза призводить до утворення окислювальних шлаків, основність яких можна регулювати присаджуванням вапна. Тому вже з моменту утворення рідких краплин металу в шлаку з'являється можливість поєднання стадій відновлення та рафінування. При відновленні окатишів у шлаку значна кількість сірки видаляється з газом, а розподіл сірки між металом і шлаком залежить від їх складу.

При плавленні відновлених окатишів і брикетів можливий додатковий перехід сірки в залізо з пустої породи і золи вугілля.

При утворенні кислих шлаків ($\text{CaO/SiO}_2 < 0,2$) металом поглинається 60 – 80 % сірки, а шлаком всього 4 – 6 %. У неофлюсованих окатишах і брикетах, які відновлені в газовій фазі до ступеня металізації $\varphi_{\text{ср.}} = 91 - 98 \%$, залізом поглинається близько 32 – 38 % сірки, а оксидами пустої породи 35 – 45 %.

Отже, при приблизно однаковому видаленні сірки з газом (~ 30 %) плавлення відновлених окатишів у даному випадку су-

проводжується додатковим переходом значних кількостей сірки з кислого шлаку в рідкий метал.

У разі утворення основного шлаку ($\text{CaO/SiO}_2 = 1,0 - 1,5 \%$) з низькою масовою часткою оксидів заліза ($\sum \text{FeO} = 2,5 - 5,5 \%$) при плавленні відновлених окатишів у метал переходить всього 18 – 22 %, а шлаком поглинається близько 55 – 63 % сірки. Для шлаків з основністю 1,1 – 1,9, за одними даними коефіцієнт розподілу сірки L_s змінюється в межах 4,86 – 5,12, а за іншими даними складає 1,00 – 2,36.

Підвищення сульфідної місткості шлаків зі збільшенням їх основності, аналогічно до введення вапна і соди у шихту окатишів. У обох випадках зменшується відносна кількість сірки, що видаляється з газами. Проте необхідно враховувати при цьому, що застосування офлюсованих рудно-вугільних матеріалів з погляду загальних умов видалення сірки не є рівноцінним збільшенню основності шлаків, що утворюються при добавці вапна. При введенні флюсів у шихту умови видалення сірки з газами погіршуються ще на першій стадії відновлення грудок, тобто до моменту плавлення, причому сіркопоглинаюча здатність тонкоподрібнених твердих флюсів є вельми високою. В результаті леткість сірки з газами в процесі відновлення знижується до 10 – 20 %, а подальше плавлення грудок може супроводжуватися зворотнім переходом сірки в метал. Відновлення неофлюсованих рудно-вугільних матеріалів в основному залізістому шлаку у меншій мірі знижує кількість сірки, що видаляється з газами (до 1 – 23 %), що в поєднанні зі зростанням сіркопоглинаючої здатності основного шлаку до 55 – 63 % призводить до зниження кількості сірки, яка поглинається металом до 18 – 22 %.

При відновленні та плавленні рудно-вугільних окатишів у шлаковому шарі з використанням відновників із масовою часткою сірки 0,28 – 0,48 % у одержаному металі в середньому знаходилося 0,057 % сірки, а при застосуванні антрациту, що містить 1,70 – 1,84 % сірки, концентрація її в металі збільшувалася до 0,19 – 0,26 %. Тільки подальша обробка рідкого металу, наприклад, синтетичними шлаками, магнієм, содою або вапном дозволяла використовувати сірчисте вугілля в якості відновника [2.5].

При відновленні заліза у трубчастих обертових печах у рудно-вугільно-флюсовому пересипному шарі вдається запобігти потраплянню значної кількості сірки в губчасте залізо, але технологічна схема при цьому надто ускладнюється через необхідність відділення від металізованого продукту твердих насичених сіркою частинок десульфуратора.

3. Класифікація пічних агрегатів і можливості інтенсифікації процесів термохімічної обробки залізрудних матеріалів

3.1. Класифікація печей

Печі для відновлення залізних руд належать до класу печей-теплообмінників з шаровим режимом роботи. За різновидом режимів вони поділяються на печі щільного (фільтруючого) шару, псевдозрідженого (киплячого) шару і псевдогазового (завислого) шару.

Конструкція печі визначається, головним чином, газодинамічним станом матеріалів, який йому надають з метою термохімічної обробки.

Межі існування різних газодинамічних станів матеріалу встановлені в критерійній формі роботами багатьох авторів.

Верхня межа існування щільного шару визначається з виразу:

$$Re = \sqrt{0,02Ar}, \quad (3.1)$$

де: Re – критерій Рейнольдса;

Ar – критерій Архімеда.

Верхня межа існування щільного шару одночасно є нижньою межею існування псевдозрідженого шару, верхня межа якого описується рівнянням:

$$Re = \sqrt{2,5Ar}, \quad (3.2)$$

Робоча швидкість псевдозрідження визначається виразом:

$$Re = 0,22Ar, \quad (3.3)$$

При значенні $Re > 2,5 Ar$ матеріал переходить в псевдогазовий стан.

Визначимо залежність критерію Рейнольдса від критерію Архімеда, переставивши значення середнього діаметру з одного в інший:

$$d = \sqrt[3]{Ar \left(1 + \frac{t}{273}\right) \frac{v^2 \gamma_0}{g(\gamma_m - \gamma_0)}}, \quad (3.4)$$

$$Re = \frac{\omega d}{\nu} = \omega \cdot \sqrt[3]{Ar \left(1 + \frac{t}{273}\right) \frac{\nu^2 \gamma_0}{g(\gamma_m - \gamma_0) \nu^3}}, \quad (3.5)$$

де: Re - критерій Рейнольдса;

Ar - критерій Архімеда;

ω - середня швидкість, нм/с;

ν - коефіцієнт кінетичної в'язкості оброблюючого газу, м²/с;

g - прискорення сили тяжіння, м/с²;

γ_m - густина частинок оброблюваного матеріалу, кг/м³;

γ_0 - густина оброблюючого газу, кг/нм³;

d - середній діаметр частинок оброблюваного матеріалу, м;

t - температура оброблюючого газу, °С.

Залежність критерію Рейнольдса від критерію Архімеда пропонується розглядати як лінію існування різних газодинамічних станів шару матеріалу. Точки перетину цієї лінії з межами областей псевдогазового, псевдозрідженого і щільного шарів, тобто сумісний розв'язок рівнянь (3.5), (3.1) і (3.2) відповідно, дають можливість кількісно - критерійної класифікації печей.

При температурному рівні t і швидкості газу ω , визначуваних вимогами технології:

- у печах псевдогазового шару обробляється матеріал крупністю

$$d \leq 4\omega^2 \left(1 + \frac{1}{273}\right) \frac{\gamma_0}{\nu g(\gamma_m - \gamma_0)}, \quad (3.6)$$

- у печах псевдозрідженого шару обробляється матеріал крупністю від

$$d \geq 4\omega^2 \left(1 + \frac{1}{273}\right) \frac{\gamma_0}{\nu g(\gamma_m - \gamma_0)}, \quad (3.7)$$

до

$$d \leq 50\omega^2 \left(1 + \frac{1}{273}\right) \frac{\gamma_0}{\nu g(\gamma_m - \gamma_0)}, \quad (3.8)$$

- у печах з фільтруючим шаром обробляється матеріал крупністю

$$d \geq 50\omega^2 \left(1 + \frac{1}{273}\right) \frac{\gamma_0}{\nu g(\gamma_m - \gamma_0)}, \quad (3.9)$$

При однаковій крупності оброблюваного матеріалу печі можна класифікувати за швидкістю газового потоку.

Для наочності і простоти використання наведені залежності зручно зобразити в логарифмічних координатах (рис. 3.1) [3.1].

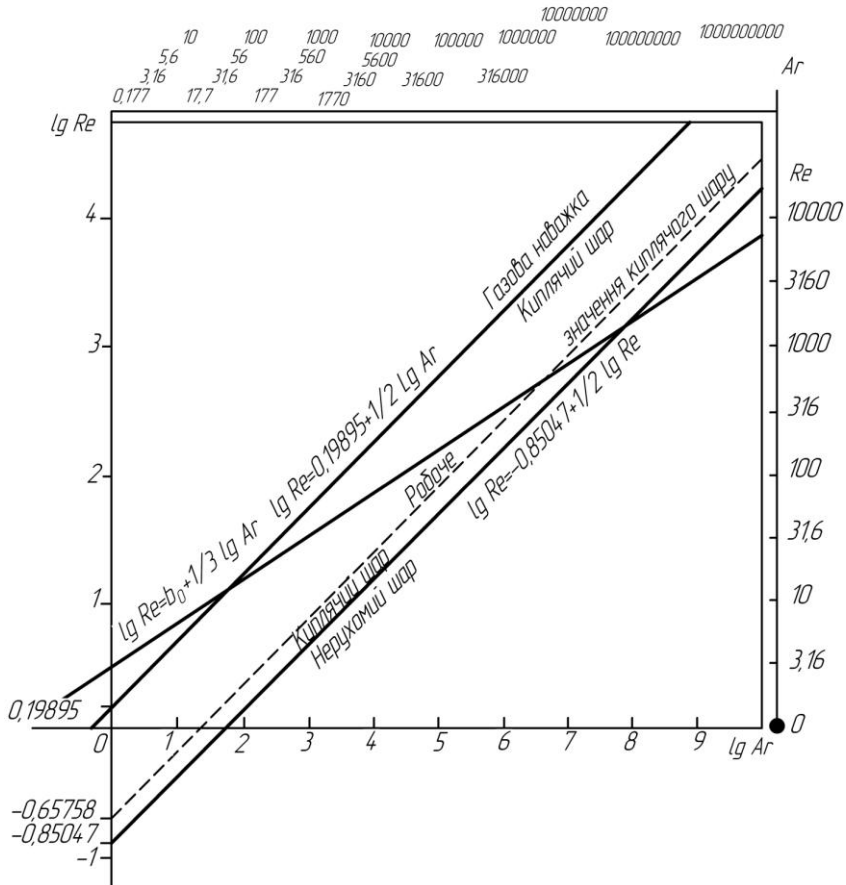


Рис. 3.1. Области існування газодинамічних станів матеріалу: нерухомого шару, киплячого шару, газової наважки. Залежність ($lg Re$ від $lg Ar$) при $\omega = \text{const}$ $n f t = \text{const}$.

Користуючись діаграмою, можна визначити оптимальну область газодинамічного стану матеріалу в залежності від його вихідної крупності в діапазоні відомих значень швидкості, температури і фізичних властивостей оброблюючого газу. В той же час кожному газодинамічному станові матеріалу відповідає певний тип конструкції печі.

Зрозуміло, що найкраща класифікація не може бути абсолютно строгою, оскільки існують агрегати зі змішаним режимом роботи, з різною значущістю визначальних класифікацій складових. Проте їх загальна теорія однозначно витікає з положень, розвинених стосовно кожного з перерахованих режимів [3.2, 3.3].

Отже, в розвиток класифікації печей М.А.Глінкова пропонуються аналітичні і графічні вирази для класифікації печей - теплообмінників з шаровим режимом роботи.

3.2 Основи інтенсифікації термохімічних процесів обробки руд.

Відомі наступні методи організації технологічного процесу відновлення залізрудних матеріалів:

1. Обробка матеріалу в шарі з поверхні в обертових печах.
2. Обробка матеріалів в шарі фільтрації в шахтних печах і на рухомих колосникових решітках.
3. Обробка матеріалів в псевдозрідженому шарі в печах киплячого шару.
4. Обробка матеріалів в прямолінійному завислому потоці (факельна обробка).
5. Обробка матеріалів у закрученому вихровому потоці (циклонні процеси).

Принципові схеми перелічених процесів обробки матеріалів зображені на рис. 3.2.

Як видно з рис. 3.2, є технологічні схеми з протитечією, прямотечією і перехресною течією.

У наведених печах обробляються матеріали різної крупності при різних швидкостях оброблюючих газів.

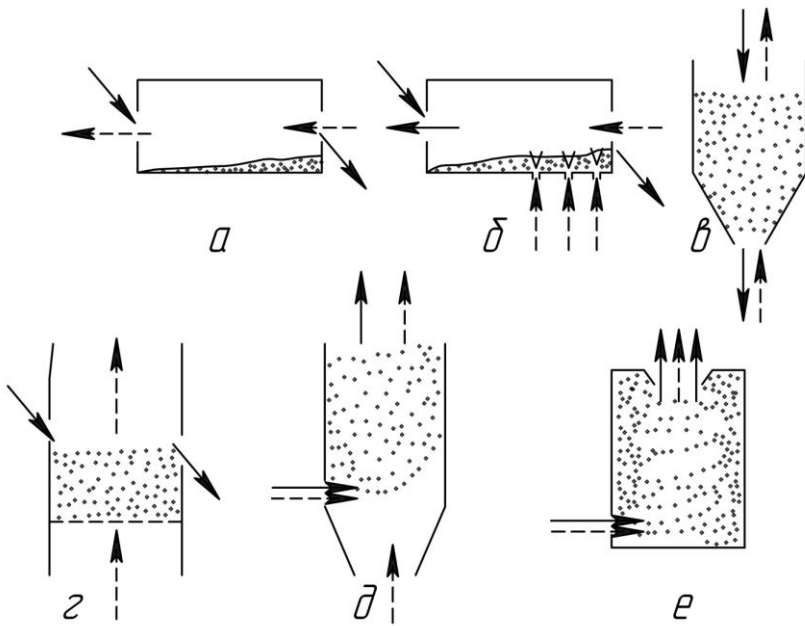


Рис. 3.2. Принципіальні схеми термохімічної обробки залізорудних матеріалів:

- а – в шарі з поверхнею; б – в шарі з поверхнею та з продувкою;
 в – в фільтруючому шарі; г – в киплячому шарі; д – в прямолінійному
 взваженому потоці; е – в закрученому потоці;
 ← – рух матеріалу; ← – рух газів.

Відновлення залізорудних матеріалів є складним термохімічним гетерогенним процесом, в якому паралельно здійснюються два взаємозв'язаних процеси – нагрівання і відновлення матеріалів газами. Проте вважається, що процес відновлення є повільнішим за нагрівання. Були виконані розрахунки часу нагріву і часу відновлення частинок руди і окатишів різної крупності.

При дослідженні залежності часу від крупності руди було прийняте наступне допущення: одинична частинка руди, що має кулеподібну форму, розташована в об'єм печі, причому на її по-

верхні підтримується стала температура. Для розрахунку використані відповідні цим умовам графіки Н.Ю.Тайца [3.4].

Час відновлення одиночних частинок різної крупності до різного ступеня відновлення розраховували за формулою Мак-Кьюена [3.5]:

$$r_0 d_0 [1 - (1 - R_f)^{1/3}] = Kt, \quad (3.10)$$

де: r_0 - радіус частинки;

d_0 - густина частинки;

R_f - ступінь відновлення;

t - час;

K - константа швидкості.

Для визначення константи швидкості були проведені лабораторні дослідження з відновлення воднем окатишів з магнетитового концентрату при температурі 800⁰С.

Результати розрахунків зображені на рис. 3.3.

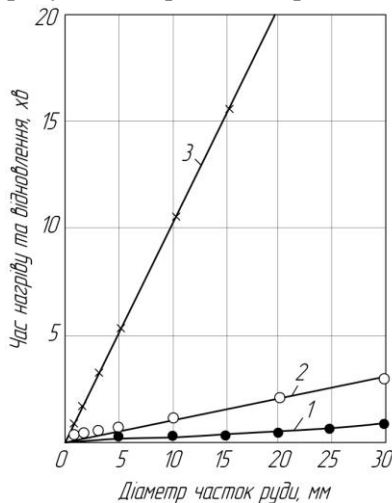


Рис. 3.3. Залежність часу нагріву та часу відновлення від крупності частинок руди:

1 – нагрів руди; 2 – відновлення руди до магнетиту (ступінь відновлення 11%); 3 – відновлення руди до металічного заліза (ступінь відновлення 80%).

Час нагріву і відновлення зростає зі збільшенням крупності частинок. Особливо збільшується час, необхідний для досягнення високих ступенів відновлення.

Для частинок однакової крупності час, необхідний для відновлення, в 10 – 100 разів вищий часу нагріву. Найбільш значною ця різниця є для дрібних частинок, в яких час нагріву складає соті і тисячні частки секунди.

Таким чином, лімітуючим є процес відновлення залізородних матеріалів.

Для реальних процесів обробки в печах, де відбувається нагрів і відновлення не окремих частинок, а потоку або шару матеріалу, різниця між часом нагріву і відновлення може бути невеликою. У ряді випадків при паралельному перебігу процесів нагріву і відновлення, а також при інтенсифікації процесу відновлення, наприклад, шляхом продування нагрітого шару газом, лімітуючим виявляється процес нагріву.

Розглянемо можливості і порівняльні межі інтенсифікації різних процесів термохімічної обробки залізородних матеріалів. Відомо, що швидкість гетерогенних процесів може бути описана виразом, виведеним стосовно горіння вуглецю:

$$\omega = k_p c_r S_v, \quad (3.11)$$

де: ω - питома швидкість протікання даного процесу, яка вимірюється кількістю речовини, що прореагувала за одиницю часу в одиниці об'єму;

k_p - результативна константа швидкості реакції;

c_r - концентрація реагуючої речовини (наприклад, відновника);

S_v – поверхня оброблюваного матеріалу в одиниці об'єму апарату, зайнятого реагуючим матеріалом.

Результативна константа швидкості реакції k_p , що входить у рівняння (3.11), враховує фізико-хімічні умови реагування і в загальному вигляді може бути записана таким чином:

$$k_p = \frac{1}{\frac{1}{R} + \frac{1}{\alpha_{\text{диф}}}}, \quad (3.12)$$

де: R – константа швидкості даної хімічної реакції, що залежить від температурного рівня процесу;

$\alpha_{\text{диф}}$ – константа швидкості дифузії компонентів реагування, залежна від гідродинамічних умов протікання процесу (відносної швидкості газового потоку і частинок, розмірів частинок та інш.

Відносна поверхня реагування S_v є сумарною поверхнею частинок матеріалу в одиниці об'єму печі, зайнятого оброблюваним матеріалом. Вона пов'язана з концентрацією матеріалу, який обробляється в печі і його питомою поверхнею, залежить від крупності частинок, наступним співвідношенням:

$$S_v = s\mu = \frac{S}{G} \cdot \frac{G}{V} = \frac{S}{V} \text{ м}^2/\text{м}^3, \quad (3.13)$$

де: $s = \frac{S}{G}$ – питома поверхня частинок оброблюваного матеріалу, $\text{м}^2/\text{кг}$;

$\mu = \frac{G}{V}$ – концентрація матеріалу, $\text{кг}/\text{м}^3$;

G – маса оброблюваного матеріалу в робочому об'ємі печі, кг ;

S – сумарна поверхня частинок матеріалу що оброблюється, м^2 ;

V – об'єм печі, який зайнятий матеріалом, м^3 .

Аналізуючи залежності (3.11-3.13), можна зробити висновок, що інтенсифікація гетерогенного процесу відновлення оксидів заліза, тобто збільшення швидкості протікання його ω в одиницю часу в одиниці об'єму печі, може бути досягнута одним з наступних способів або їх поєднанням:

- збільшенням константи швидкості хімічної реакції R , що досягається підвищенням температурного рівня процесу;
- збільшенням константи швидкості дифузії компонентів реагування $\alpha_{\text{диф}}$, що досягається зростанням відносної швидкості газового потоку і частинок та зменшенням крупності останніх;
- збільшенням концентрації відновлювальних компонентів газу;
- підвищення поверхні частинок матеріалу що оброблюється в одиниці об'єму печі S_v , що досягається збільшенням питомої по-

верхні оброблюваного матеріалу (зменшенням крупності частинок матеріалу) або збільшенням концентрації матеріалу в робочому об'ємі печі.

Аналізуючи рівняння теплообміну Ньютона

$$Q = \alpha S \Delta t_{cp}, \text{ ккал/год}, \quad (3.14)$$

де коефіцієнт тепловіддачі від газу до частинок α визначається звичайно з імпіричного критерійного рівняння вигляду

$$N_u = \alpha \cdot \text{Re}^6, \quad (3.15)$$

можна зробити також висновок про те, що перераховані вище фактори і способи їх досягнення, що інтенсифікують процес відновлення, є одночасно й інтенсифікаторами теплообміну між газом і частинками оброблюваного матеріалу.

Розглянемо можливості інтенсифікації термохімічних процесів обробки матеріалу при різних способах організації і застосуванні різних агрегатів.

Температура. Для всіх шарових процесів, що не вимагають розплавлення оброблюваного матеріалу, підвищення температури обмежується оплавленням частинок, яке призводить до порушення процесу або до ускладнення контакту частинок матеріалу з газовим потоком, що проходить через шар. Це значно знижує продуктивність печі (обертової, шахтної або колосникової решітки).

Для процесів, що здійснюються в киплячому шарі, межею підвищення температури також є оплавлення або злипання частинок, що призводить до припинення рухомого шару і порушення кипіння.

Для факельного і циклонного процесів підвищення температури за умов процесу обмежень не має, оскільки частинки оброблюваного матеріалу роз'єднані, причому в більшій мірі в точці з максимальною температурою оброблюючого газу (на ділянці завантаження матеріалу в піч і розгону частинок).

Відносна швидкість. Експериментальні дані показують, що підвищення відносної швидкості газу також є інтенсифікуючим фактором відновлювальних процесів. Відомі випадки, коли не

знайдене граничне значення відносної швидкості потоку, вище за яке ступінь відновлення залишився б сталим. Зі збільшенням розмірів оброблюваних частинок вплив відносної швидкості збільшується [2.1].

Вплив відносної швидкості на інтенсифікацію процесу тепловіддачі від газу до твердих частинок впливає з рівняння (3.15) і підтверджується експериментальними даними [3.6].

Для фільтраційного шарового процесу збільшення відносної швидкості газу і частинок має свою межу, перевищення якої призводить до порушення стійкості самого шару і утворення кратерного викиду оброблюваного матеріалу. Крім того, з підвищенням швидкості дуття різко збільшується опір шару фільтрації і, отже, витрати електроенергії.

Для процесів обробки матеріалів у шарі з поверхні і в киплячому шарі межею інтенсифікації при збільшенні відносної швидкості є винесення частинок з шару, яке при цьому збільшується.

При здійсненні процесу в прямолінійному завислому потоці (факельний процес) фактор збільшення швидкості дуття не є інтенсифікуючим, оскільки тут частинки переміщуються разом з газовим потоком, відносна швидкість їх при цьому не змінюється. Якщо для процесів у фільтраційному або киплячому шарі величина відносної швидкості газового потоку складає декілька метрів в секунду, то для факельного процесу ця величина наближається до нуля.

Для циклонного процесу величина відносної швидкості газового потоку є найбільшою. Частинки оброблюваного матеріалу що відкинуті до стінки біля входу в апарат, гальмуються силами тертя один об одного і об стінки та поволі просуваються до виходу. В цей час газ продовжує свій рух зі швидкістю, близькою до швидкості на вході, яка в декілька десятків разів перевищує швидкість газового потоку на вході в робочу камеру апаратів шарового типу. На відміну від прямолінійних потоків у закрученому потоці окремі частинки внаслідок дії відцентрових сил набувають значні відносні швидкості у відношенні до газу вже на початку польоту в радіальному напрямку. Як показують розрахунки, у

відцентрових апаратах із високим скручуванням потоку відносна швидкість дрібних частинок ($10\text{-}25 \cdot 10^{-3}$ мм) складає десятки метрів в секунду, тоді як в не закрученому потоці ці швидкості вимірюються одиницями і десятками часток метрів в секунду.

Концентрація відновника. Для всіх аналізованих процесів можливість збільшення концентрації відновних компонентів однакова.

Сумарна поверхня оброблюваного матеріалу. Щоб порівняти величини сумарних поверхонь частинок оброблюваного матеріалу, скористаємося числовими значеннями об'ємної концентрації при різних схемах організації процесів обробки, наведених у монографії З.Р.Горбіса [3.6]. Крім того, наведемо залежність (3.13) в іншому вигляді, припустивши, що всі частинки матеріалу мають кулясту форму:

$$S_v = s\mu = \frac{\pi d^2}{\frac{\pi d^3}{6} \rho_T} \beta \rho_T = \frac{6\beta}{d} \text{ м}^2/\text{м}^3, \quad (3.16)$$

де: d – діаметр частинок, мм;

β – об'ємна концентрація твердих частинок у даному апараті, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

ρ_T – густина частинок, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Результати розрахунку сумарної поверхні частинок матеріалу в одиниці об'єму апарату, зайнятого оброблюваним матеріалом наведені в табл. 3.1.

Таблиця 3.1.

Сумарна поверхня частинок матеріалу в одиниці об'єму апарату

Спосіб обробки матеріалу	$\beta, \text{м}^3/\text{м}^3$	$d, \text{мм}$	$S_v, \text{м}^2/\text{м}^3$
Щільний шар	0,6	20	180
Киплячий шар	0,6	10	360
Прямолінійний завислий потік	0,003	0,1	180
Закручений потік	0,03	0,1	1800

Мінімальна величина S_v одержана для прямолінійного завислого потоку і щільного шару, а максимальна – для киплячого шару і закрученого потоку. Для циклонного процесу величина S_v

має велике значення в порівнянні з прямолінійним завислим потоком у зв'язку з наявністю ущільненого шару частинок в області біля стінок циклонної камери.

Таким чином, найбільші можливості інтенсифікації є у циклонного процесу, для якого гідродинамічні і температурні фактори найбільш сприятливі. Тут можуть бути досягнуті вельми високі показники процесу. Застосування тонкоподрібненого матеріалу в поєднанні з великими відносними швидкостями частинок і високою температурою забезпечують необхідні умови для інтенсифікації нагріву і хімічного реагування частинок в об'ємі відцентрового апарату. Проте висока температура газів, що відходять з таких апаратів, вимагає складних технічних рішень з утилізації їх тепла.

3.3. Про методику вибору палива

Вибір раціонального виду палива залежить від техніко-економічних показників виробництва продукції й умов енергопостачання. Окрім економічної оцінки ефекту від використання кожного енергоносія, потрібен облік ресурсів окремих видів палива та порівняльна оцінка їх при використанні іншими споживачами, тобто врахування особливостей паливно-енергетичного балансу району розміщення підприємства.

Вибір раціонального виду палива на користь народного господарства і оптимальний паливно - енергетичний баланс повинні ґрунтуватися на критерієві замикаючих витрат. Вартість палива потрібно розраховувати за вартістю замикаючого палива даного району.

При виборі виду палива слід враховувати витрати на додаткову обробку матеріалу для видалення домішок, які вносяться. Важливим фактором є санітарно-гігієнічні умови роботи обслуговуючого персоналу, вплив на екологію району розміщення, можливість автоматизації процесу та деякі інші характеристики. За А.В.Терещенком критерієм вибору палива слугує максимум різниці питомих зведених витрат на виробництво 1 т продукції.

Застосовуючи цей метод, пропонується вибирати раціональний вид палива за формулою:

$$\Delta B = \left[\Delta b_T B_T + (n + \Delta C + pk) \frac{\Delta \Pi}{\Pi} \right] - \left[g'_T B'_T + \sum \gamma_n \frac{Q_n}{7000} B_3 \right] \quad (3.18)$$

де: ΔB – різниця питомих зведених витрат на тонну готової продукції;

Δb_T – зниження питомої витрати палива, що частково заміщується, внаслідок застосування іншого виду палива;

B_T – питомі зведені витрати на паливо, що частково заміщується;

n – умовно стала частина питомих експлуатаційних витрат на виробництво тонни готової продукції, яка визначається за калькуляцією собівартості, але без урахування витрат на технологічне паливо;

ΔC – економія в процесі кінцевої переробки за рахунок відсутності шкідливих домішок у заміщувачому паливі;

p – нормативний коефіцієнт капітальних вкладень;

k – питомі капітальні витрати на тонну готової продукції;

$\Delta \Pi$ – зміна річної продуктивності печі;

Π – річна продуктивність печі при переході на інший вид палива;

g'_T – кількість заміщувачого палива на тонну готової продукції;

B'_T – питомі витрати з урахуванням витрат на сукупність установок і пристосувань, необхідних для переходу на інший (заміщувачий) вид палива;

γ_n – величина зниження питомого виходу вторинного енергоресурсу в результаті заміщення;

Q_n – нижча теплота згоряння вторинного енергоресурсу;

B_3 – замикаючі витрати.

Оптимальний варіант визначається з умов максимуму функції ΔB .

Вибір палива ґрунтується на понятті замикаючих витрат на паливо, тому доречно навести коротку розшифровку терміну. За-

микаючі витрати на паливо пов'язані із збільшенням споживання палива і диференціюються по районах країни, видах палива і часі.

Замикаючим паливом є якнайменш економічне зі всіх видів палив, використовуване в оптимальному варіанті енергетичного балансу. Це є паливо, яке витрачається не повністю. Структура споживаних видів палива за кожним районом складається під впливом попереднього розвитку. Нові виробництва, створювані в тому або іншому районі, споживатимуть цілком певний вид палива, який може фізично не співпадати з видом палива, що додатково залучається до паливного балансу району у зв'язку з будівництвом нового підприємства. При обґрунтуванні ефективності розміщення цього підприємства в даному районі вартість палива повинна визначатися за видом палива, яке заміщує в балансі конкретний вид палива, що додатково залучається, споживаний новим підприємством. Паливо, що залучається, називають «замикаючим» паливний баланс.

Замикаючим паливом країни не можуть бути місцеві види палива (торф, дрова тощо). Таку функцію звичайно виконувало вугілля, а в перспективі, можливо, будуть природний газ і нафта більш дорожчих (або віддалених) родовищ.

Витрати на видобуток замикаючого палива є підставою для формування замикаючих витрат на паливо в різних місцях території країни.

У кожному конкретному випадку для будь-якого виду палива існує так званий замикаючий споживач, у якого використання цього виду палива дає якнайменший економічний ефект. Збільшення витрати даного виду палива в даному районі призводить до нестачі його у замикаючого споживача.

Замикаючі витрати територіально формуються з урахуванням ефекту у споживачів, а витрати за видами палива визначаються за замикаючим споживачем, розташованому в сусідньому із споживачем районі з включенням транспортних витрат.

Оптимізація паливно-енергетичного балансу на основі системи замикаючих витрат забезпечує вагому економію.

4. Процеси відновлення газом руди й окатишів у шахтних печах

4.1. Процес НуL і його еволюція

4.1.1. Технологічні схеми й устаткування

Вперше цей процес був застосований у промисловому масштабі в 1957 році на періодично діючих установках з ретортами на заводі в Монтерреї, Мексика. Проектна потужність установок в Монтерреї 75,0 і 187,5 тис. т на рік. Ці установки побудовані фірмою «Kellogg» (відділ фірми «Pullman»). Дві інші установки (проектною потужністю 185,5 тис. т на рік у м. Веракрус і 225 тис. т на рік у м. Пуебло) спроектовані фірмою «Swindell-Dressler», якій належало виняткове право на продаж ліцензії на процес НуL.

У 1973 р. були введені в експлуатацію ще дві установки в Монтерреї проектною потужністю 375 тис. т губчастого заліза на рік і в Бразилії потужністю 225 тис. т на рік.

Цей процес, відомий як НуL-I, здійснювався шляхом послідовного продування залізородного матеріалу (окатишів або багатої кускової руди), що знаходиться в 3-х стаціонарних ретортах, нагрітим (980 – 1240⁰C) відновним газом, який одержували шляхом парової конверсії природного газу. Четверта реторта в цей час використовувалася для розвантаження готового продукту і подальшого завантаження залізородної сировини. При витраті природного газу 457 – 470 м³/т та електроенергії 6 – 10 кВт год/т одержували губчасте залізо зі ступенем металізації 84 – 88 %.

Одним з авторів цієї монографії в 1976 р. відвідав мексиканський завод у Пуебло і ознайомився з роботою установки, що здійснювала процес НуL.

Оптимальний ступінь металізації губчастого заліза складав 89 – 92 %, кінцевий продукт не вимагав пасивації. Міцність отримуваних металізованих окатишів на роздавлювання складала 50 кг/окатиш. Їх частка в шихті дугових печей складала 50 – 60%, все інше металевий лом. Тривалість плавки в дугових печах від

завантаження до розвантаження складала в середньому 3,5 години. Витрата електроенергії в середньому 786 кВт·год. на 1 т рідкої сталі.

До недоліків цього процесу, окрім складної технологічної схеми, що включила парову конверсію природного газу, слід віднести нерівномірну металізацію продукту через різницю в температурі і складі газу за висотою реторти. В даний час за такою технологією працюють як мінімум дві установки – у Венесуелі та Індонезії.

Еволюція процесу йшла від нерухомого шару залізорудних матеріалів у відновному реакторі до протитечії шахтної печі. Причому спочатку була побудована і випробувана дослідна установка з шахтною піччю продуктивністю 30 т/добу, потім у 1980 р. установка продуктивністю 760 т/добу і, нарешті, в 1983 році піч продуктивністю 1515 т/добу (рис. 4.1).

Перетворення процесу з нерухомим шаром у шахтну піч із шаром руди (окатишів), що опускається назустріч нагрітому відновному газу (HyL-III) пройшло три стадії:

1) Перехід до шахтної печі продуктивністю 760 т/добу в 1980 році і 1515 т/добу в 1983 р.

2) Включення до складу схеми ланцюга апаратів HyL-III адсорбера для очищення газів від CO₂ (1986 р.).

3) Оптимізація технології останніми роками.

Цей процес характеризується конверсією природного газу за допомогою пари для отримання відновного газу з високим вмістом водню (> 80 %) і підвищеним тиском у шахті.

Включення адсорбера діоксиду вуглецю до складу установки забезпечило зниження питомої витрати конвертованого газу на 50% і на стільки ж підвищилася продуктивність.

Витрата газу зменшилася з 20,531 ГДж/т для установки з нерухомим шаром до 11,313 ГДж/т для установки HyL III продуктивністю 1515 т/добу. Установки HyL-III виробляли відновлений продукт зі ступенем металізації в межах 90-95 % і вмістом вуглецю від 1,8 до 2,3 %. Середні витрати електроенергії склали 55кВт·год./т. Нові установки споживають лише 10,475–10,894ГДж/т і забезпечують себе власною електроенергією.

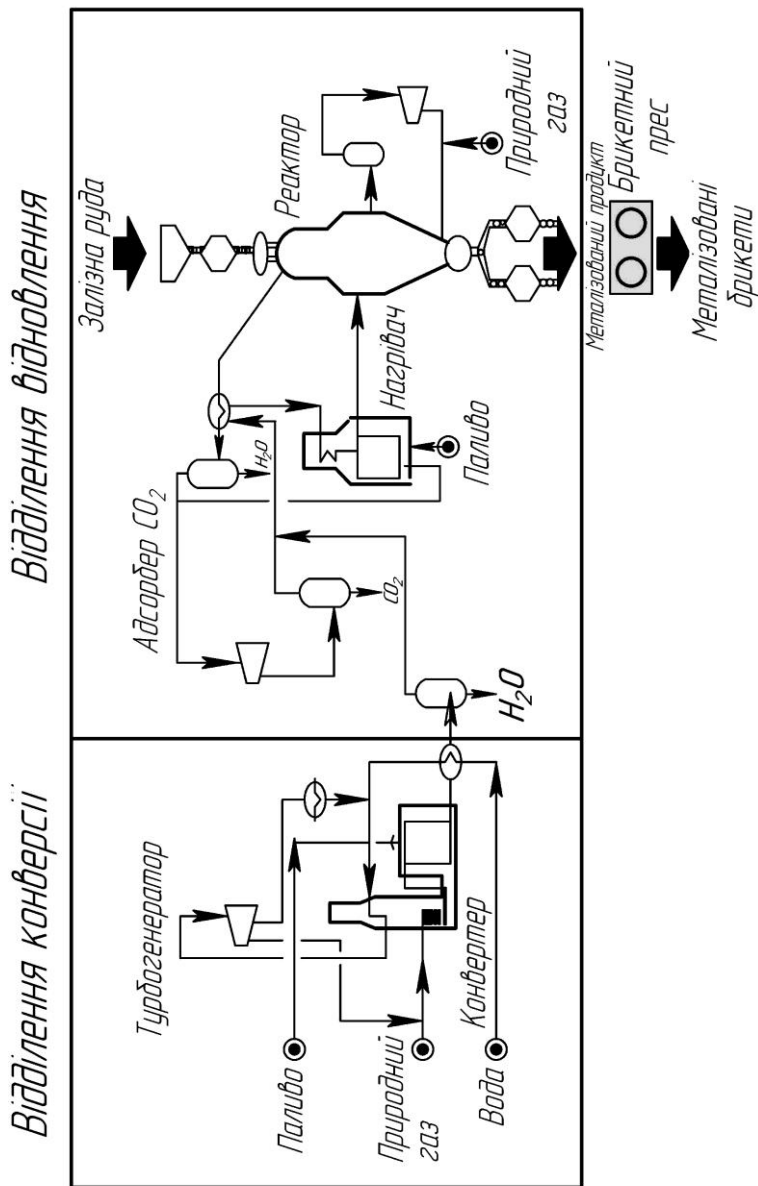


Рис. 4.1. Схема ланцюгу апаратів установки НуL-III

Наступне удосконалення, яке було застосоване на установках НуЛ III полягало в частковому спалюванні відновного газу за рахунок вдування кисню на шляху транспортування газу між нагрівачем і реактором (рис. 4.2).

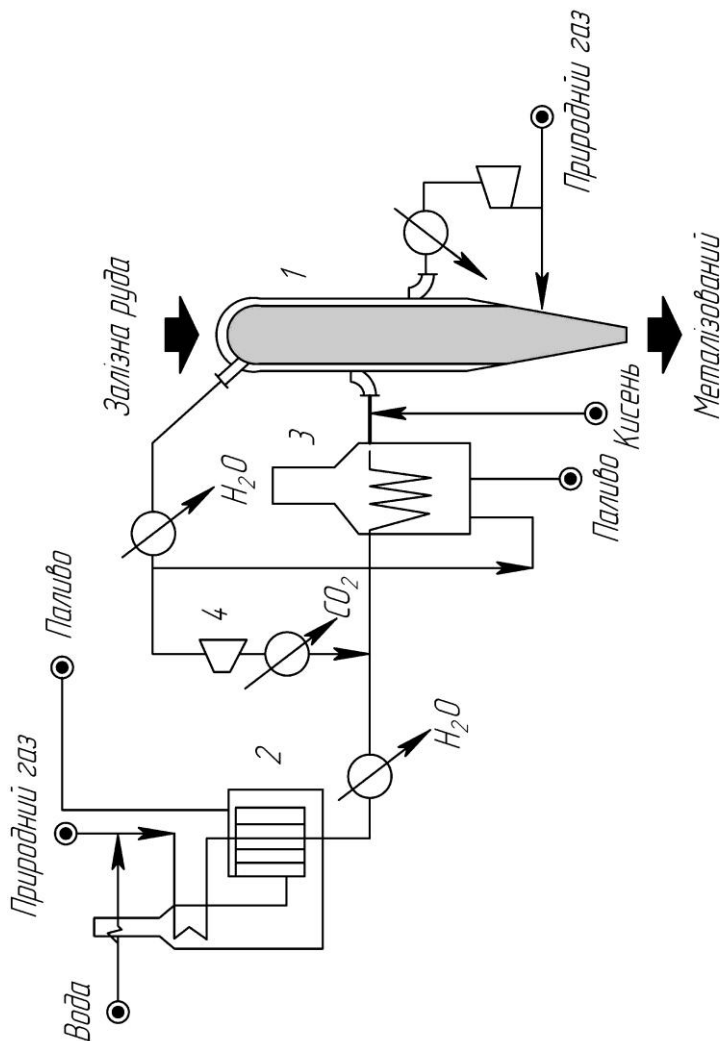


Рис. 4.2. Схема ланцюгу апаратів установки НуЛ-III з частковим спалюванням конвертованого газу

Мета цього заходу – підвищити температуру вдуваного в реактор газу, що дозволило збільшити його відновну здатність. Температура газу на вході в реактор підвищилась із 935^0 до 957^0 С. Крім того, температура газу на виході з нагрівача знизилася з 935^0 до 910^0 С, що дозволило експлуатувати нагрівач при помірніших температурах.

В результаті часткового спалювання відновного газу при вдуванні $0,03 \text{ м}^3/\text{т}$ продуктивність установок збільшилася на 14 %, а витрата енергії знизилася на 6 %. Ступінь металізації при цьому становив 93 %, вміст вуглецю підвищився до 2,3 %.

Подальша еволюція процесу НуL пішла шляхом відмови від установок парової конверсії природного газу. Сучасна модифікація процесу НуL називається НуL-ZR [4.1]. В цьому випадку конверсію газу здійснюють після попереднього нагріву і часткового окислення природного газу в шахті печі. Принципова схема процесу НуL-ZR зображена на рис. 4.3.

Цей процес з 1998 р. використовується на установці в Монтерреї (Мексика). Потужність реактора складає 800 тис. т металізованих окатишів на рік. В результаті самореформінгу (самоконверсії) природного газу в шахтній печі вдалося зменшити питомі капітальні витрати на 10 %.

Питомі витрати на 1 т губчастого заліза (ступінь металізації 94 % і 4 % вуглецю) за схемою з самореформінгом і на установці з паровою конверсією природного газу (ступінь металізації 94 % і 2,2 % вуглецю) наведені нижче:

Таблиця 4.1.

Порівняльні характеристики питомих витрат на
1 т губчастого заліза.

Показники	Самореформінг	Парова конверсія
Залізорудна шихта, т	1,42	1,45
Природний газ, ГДж	9,344	10,139
Кисень, м^3	41,0	0
Електроенергія, кВт·год	65,0	60,0
Вода, м^3	1,00	1,40
Витрати праці, людино-година	0,15	0,20
Амортизація, дол. США	3,15	3,50

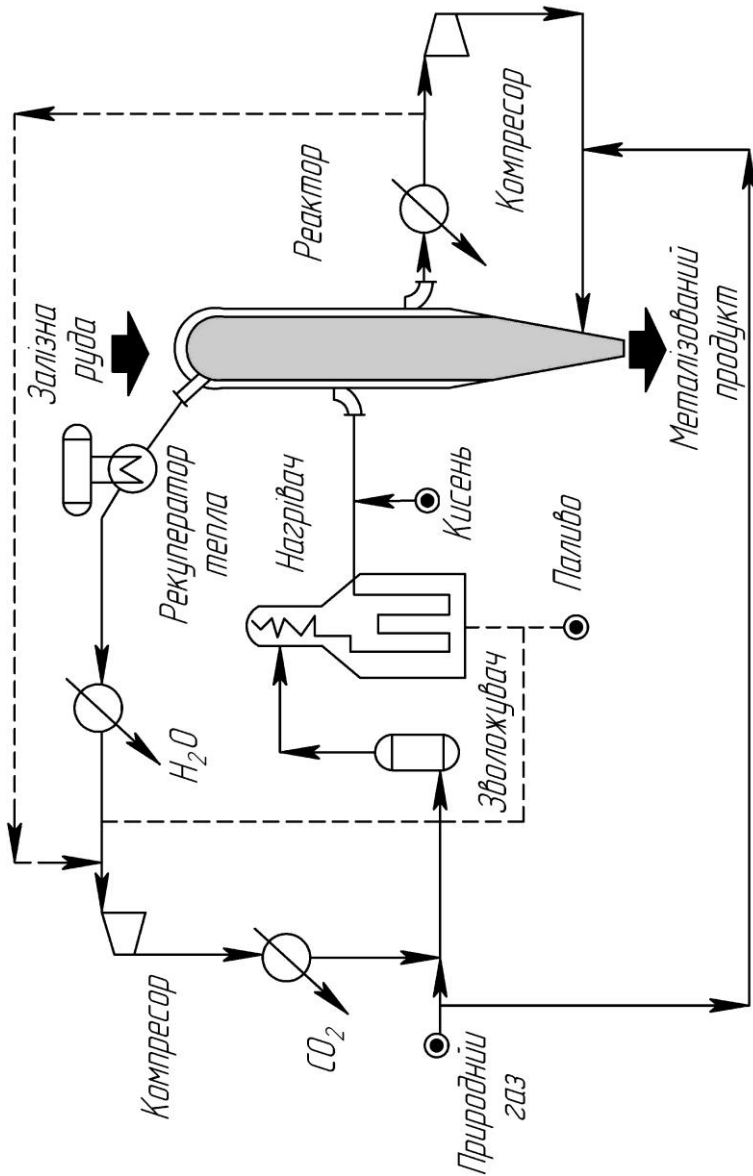


Рис. 4.3. Схема установки NuL ZR без конвертера природного газу

В якості шихти на установці використовують окатиші і кускову руду в будь-якому поєднанні. Для запобігання спіканню окатишів у процесі металізації їх обприскують цементно-водною суспензією з витратою цементу 4 – 6 кг/т. Установка працює під тиском 650 кПа, вона включає систему відновлення, систему обробки відновленого заліза і зовнішню систему охолодження. У верхній циліндричній частині реактора, що представляє собою шахтну піч, відбуваються реакції відновлення і реформінгу. Нижня кінцева частина обладнана розвантажувальним обертовим клапаном, що регулює потік матеріалів у реакторі.

Свіжий природний газ змішується з оборотним і подається у зволожувач. Контроль вологості відновлювального газу дозволяє регулювати вміст вуглецю в металевому залізі в нижній частині шахти. Відновлювальний газ подається в рекуператор для нагріву теплом колошникового газу, потім у газонагрівач, де його температура (відновлювального газу) піднімається вище 900 °С. На лінії подачі в шахту в нього вдувається кисень. В результаті часткового спалювання природного газу температура газової суміші підвищується до 1020 °С. Ця суміш (~ 30 % CH₄) вдувається в нижню частину шахти і рухається вгору відновлювальною зоною у протитечії з шихтою, що опускається.

У нижній частині відновної зони протікають реакції самореформінгу природного газу за допомогою CO₂ і H₂O, що утворюються при відновленні оксидів заліза. Металеве залізо діє як каталізатор реакцій реформінгу (конверсії). Тут же відбуваються остаточне відновлення залізної руди і науглецьовування заліза до Fe₃C. Колошниковий газ після охолодження в рекуператорі й очищення у скрубєрі подається у вакуумний абсорбер для видалення вуглекислого газу і надходить на змішування з природним газом. В результаті, немає необхідності в окремому реформері (конверторі) для отримання відновного газу.

Продукцією такої установки є холодне залізо прямого відновлення або гарячебрикетоване залізо із різним вмістом вуглецю, що іноді перевищує 4 % (так зване висококарбідне залізо). Крім того, була розроблена пневматична система транспортування га-

рячого заліза прямого відновлення безпосередньо до електродугової печі, що одержала назву «Hy Temp».

Фірма «Hylsa» об'єдналася з фірмою «Daniely» в області виробництва заліза прямого відновлення під торговою маркою «EnerIron». Першим реалізованим проектом цієї торгової марки буде новий міні-завод в Об'єднаних Арабських Еміратах, що включає модуль HyL III продуктивністю 1,6 млн. т/рік і систему безперервного завантаження гарячого заліза прямого відновлення в електродугову піч за допомогою системи «Hy Temp» [4.2].

До переваг процесу HyL-ZR відносяться:

- освоєність устаткування та технології на агрегатах попередніх поколінь;
- можливість використання в якості сировини будь-якого кускового залізородного матеріалу;
- відсутність окремого реформера для конверсії газу;
- нечутливість технології до наявності сірки у природному газі та руді;
- контрольованість вмісту вуглецю у відновленому залізі.

У зв'язку з дефіцитом природного газу в багатьох країнах і цінами на нього, що постійно зростають, а також значними запасами енергетичних видів вугілля в різних регіонах світу розробники процесу HyL пропонують використовувати газифікацію вугілля та інших органічних енергоносіїв аж до промислових і побутових відходів.

Фірма Техасо, HyL і Ferrosteel AG розробили проект установки, що базується на газифікації вуглецевмісних матеріалів, до стандартного модуля

HyL III DR Техасо пропонує перевірені у промисловому масштабі газифікатори вугілля, які можна об'єднати в один комплекс з установкою HyL продуктивністю 1,35млн. т на рік.

У місцях, де немає дешевого газу HyL і Техасо пропонують використовувати не тільки недефіцитне тверде паливо, але і важкі фракції від перегонки нафти тощо.

Оскільки HyL - процес застосовує високозбагачений воднем газ, то для газифікації пропонується використовувати концентровану пульпу зі тонкоподрібненого вугілля та води. Пульпа за до

помогою спеціального інжектора під тиском подається у футеровану вогнетривом камеру, де вона змішується з окислювачем, головним чином, киснем. Співвідношення кисню та вугілля підбирається таким, щоб забезпечити здійснення процесу вище за температуру плавлення вугільної золи. Типовий газифікатор Техасо працює при тискові від 2,9 до 8,33 МПа і температурі приблизно 1350 – 1520 °С. За цих умов 90 – 99 % вуглецю твердого палива газифікується. Гарячі гази виходять із газифікатора й охолоджуються. Схема установки НуL III з газифікатором твердого палива зображена на рис. 4.4. Синтетичний газ після охолодження надходить на очищення для осадження твердих частинок, а потім на кондиціонування, яке включає реактор для перетворення монооксиду вуглецю у водень за допомогою реакції водяного газу й очищення від діоксиду вуглецю. Після цього газ спрямовується на установку прямого відновлення. Шлак охолоджується водою, і періодично вивантажується за допомогою системи з конусним затвором. Сірка, що міститься у вугіллі, в основному перетворюється на сірководень, а частково у COS, який гідролізується в H₂S.

Пара, необхідна для такої реакції утворюється в охолоджувачі. Із сірководню одержують елементарну сірку. Таким чином, в результаті газифікації вугілля утворюється синтетичний газ що містить більше 80 % водню, кристалічний інертний шлак і елементарна сірка. Що стосується охорони навколишнього середовища, то при нормальній роботі газогенератора не утворюються смоли та феноли, а сірка утилізується.

Даний процес газифікації, розроблений фірмою Техасо, добре зарекомендував себе за минулі 40 років на 120 промислових установках, які розміщені у всьому світі. В теперішній час такі установки виробляють 56630 м³ на добу синтетичного газу, а на стадії проектування і будівництва знаходяться потужності з виробництва газу ще 0,59 млн. м³ на добу.

Тобто, є всі можливості забезпечення синтетичним газом установок прямого відновлення НуL продуктивністю від 1,20 до 1,35 млн. т на рік губчастого заліза.

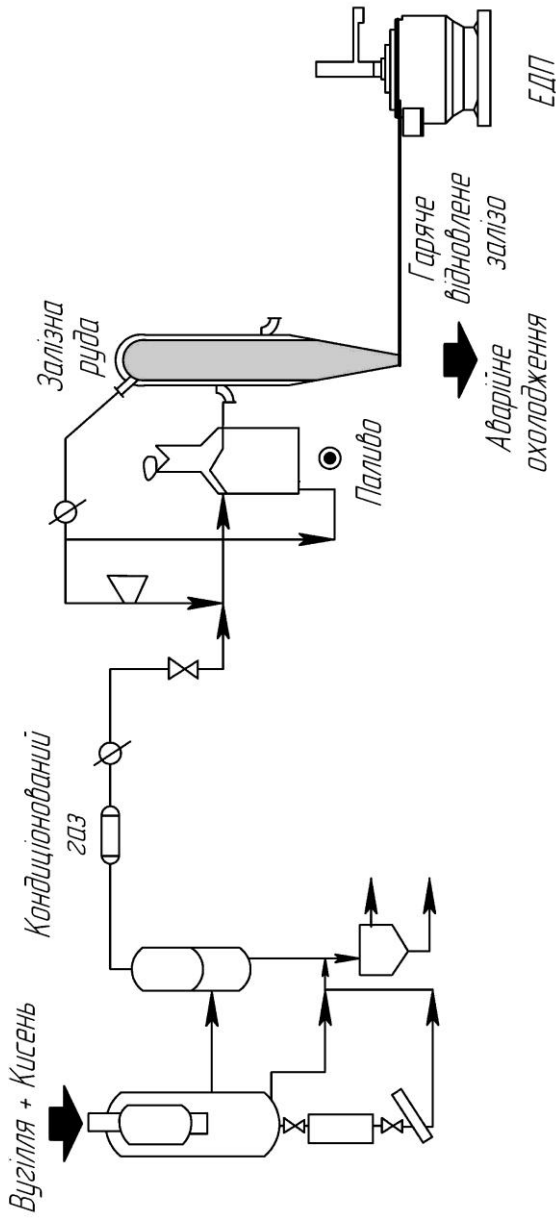


Рис. 4.4. Схема установки НуЛ Ш з газифікатором твердого палива

На рис. 4.5 наведений баланс матеріальних і енергетичних ресурсів при виробництві 1 т відновленого продукту на установці НуЛ III в комплексі з газифікатором фірми Техасо.

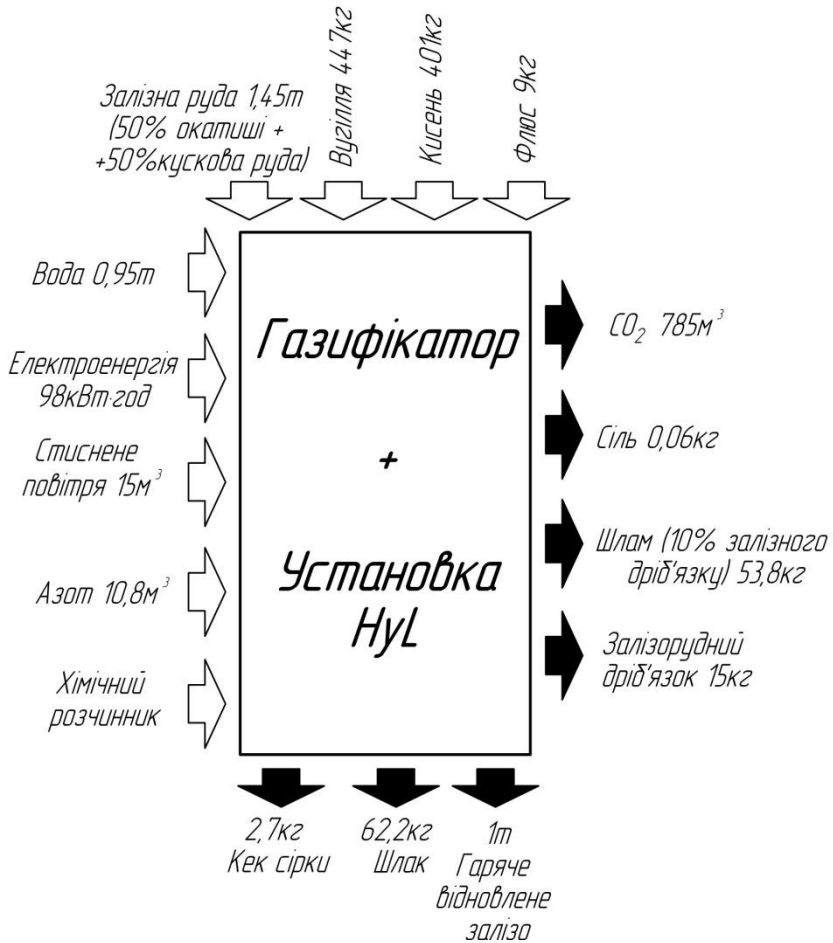


Рис. 4.5. Очікувані витратні показники роботи комплексу – газифікатор Техасо та НуЛ III.

4.1.2. Економічний аналіз

Економічний аналіз представлений у вигляді порівняння двох варіантів комбінованих технологій. Перший варіант – комбінація процесів Corex (див. розділ. 5), при якому виробляється рідкий чавун без використання коксу, а надлишок газів, що відходять, після очищення спрямовується на установку прямого відновлення заліза з шахтною піччю, наприклад, Midrex і другий варіант – це комбінація газифікаторів Техасо з установками НуЛ III.

Розрахунки показали, що при роботі в комбінації двох установок Corex та однієї установки прямого відновлення Midrex витрати на виробництво сумарної продукції складають 142,66 дол. США на тонну, зокрема на 1 т рідкого чавуну 175,13 дол. США, а на 1 т губчастого заліза 85,85 дол. США. У той же час при комбінації двох установок НуЛ III з двома газифікаторами Техасо експлуатаційні витрати складають 99,97 дол. США на одну тонну губчастого заліза. Розрахунки для першого варіанту велися на продуктивність за рідким чавуном Corex 1,4 млн. т на рік і за установкою Midrex на продуктивність 0,8 млн. т губчастого заліза на рік. За другим варіантом прийняли, що дві установки НуЛ III забезпечують продуктивність 2,4 млн. т губчастого заліза на рік.

Подальші розрахунки були виконані на отримання рідкої сталі в електродугових печах, у кількості 2,2 млн. на рік з використанням даних за першим і другим варіантами. Розрахунки велися з урахуванням того, що в першому варіанті шихта електродугових печей, складалася із 60 % рідкого чавуну, 35 % губчастого заліза і 5 % оборотного скрапу, у другому варіанті – 95 % гарячого губчастого заліза, що подається в електропіч системою «Ну Темп» і 5 % скрапу. Згідно з розрахунками, витрати на виробництво 1 тонни рідкої електросталі за першим варіантом складають 165,01 дол. США, а за другим – 143,67 дол. Вихідні дані, прийняті для економічного аналізу наведені в таблицях 4.2 і 4.3.

Є також розрахунки собівартості губчастого заліза, одержаного в процесі НуЛ з різних шихт: А – 100 % окатишів; В – 70 % окатишів + 30 % руди; С – 100 % руди. Результати таких розрахунків наведені у табл. 4.4.

Розділ 4. Процеси відновлення газом руди та окатишів у шахтних печах

Таблиця 4.2.
Порівняння показників установок Corex-DR Plant
з HyL-III + Техасо

Процес			2 Corex + 1 DR Plant				2 HyL III Plants + 2 Техасо газифікатора	
Характеристика продукції								
Металізація			100%		93%		93%	
Вуглець			4,30%		0,80%		0,40%	
Температура живлення електродугової печі			1480 °C		40 °C		600 °C	
Номінальна продуктивність установки			1,4 + 0,8 млн т/рік				2,4 млн т/рік	
Питома витрата	Одиниця	Вартість одиниці (дол. США)	Витрата на 1 т готової продукції одиниць/т	Вартість дол. США/т	Витрата на 1 т готової продукції одиниць/т	Вартість дол. США/т	Витрата на 1 т готової продукції одиниць/т	Вартість дол. США/т
<i>Залізна руда:</i>								
Окатиші	т/т	51,00	0,45	22,95	1,01	51,51	0,725	36,98
Кускова руда	т/т	33,50	1,05	35,18	0,44	14,74	0,725	24,29
Вугілля для Согех	кг/т	0,042	1100	46,20				
Вугілля для газифікатора Техасо	кг/т	0,032					447	14,30
Електроенергія	кВт·год/т	0,04	70	2,80	220	8,80	96	3,84
Кисень	м ³ /т	0,038	595	22,61	60	2,28	280	10,64
Вода	м ³ /т	0,10	1,5	0,15	1,4	0,14	0,95	0,10
Вапняк	кг/т	0,06	145	8,70				
Доломіт	кг/т	0,20	180	36,00				
Флюси	кг/т	0,01					9	0,09
Нітроген	м ³ /т	0,03	85	2,55	6	0,18	11	0,33
Робоча сила	дол. США/люд.год	15,00	0,2	3,00	0,20	3,00	0,2	3,00
Обслуговування	дол.США/т			4,00		4,00		5,00
Адміністрація	дол.США/т			1,40		1,20		1,40
Витрата газу	дол.США/Гкал	5,95	-1,75	-10,41				
Прямі витрати	дол.США/т			175,13		85,85		99,97
Загальні прямі витрати	дол.США/т				142,66			99,97

Таблиця 4.3

Порівняння показників установок Molten iron +DRI та
HYTEMP DRI

			Molten iron +DRI 2 Corex + 1 DR Plant		HYTEMP DRI 2 HYL III DR Plants	
Характеристики ЕДП						
Продуктивність (т/плавку)			150		150	
Трансформатор (МВ·А)			65		160	
Характеристики початкових матеріалів						
Скрап			5,05%		5,03%	
Гарячий метал			60,42%			
- Вуглець			4,3%			
- Температура			1400°C			
% завантаження в піч металізованих продуктів			34,53%		94,97%	
- Металізація			93%		93%	
- Вуглець			0,8%		0,4%	
- Температура			40°C		575°C	
Витратні данні	Ціна, дол. США	Одиниця	Питома витрата	Питома ціна	Питома витрата	Питома ціна
Імпорт скрапа	0,138	кг/т	-	-	-	-
Зворот	0,050	кг/т	54,46	2,723	57,2	2,86
Гарячий метал	0,175	кг/т	654,44	114,61	-	-
Металізоване залізо від Corex газу	0,086	кг/т	374,04	32,11	-	-
Металізоване залізо HYTEMP	0,100	кг/т	-	-	1076,61	107,63
Вуглець	0,18	кг/т	0	0	28,47	5,12
Доломіт	0,20	кг/т	2,23	0,45	2,15	0,43
Магnezит	0,50	кг/т	2,18	1,09	2,09	1,05
Доломітизований вапняк	0,06	кг/т	7,76	0,47	36,4	2,18
Вапно	0,06	кг/т	29,92	1,80	47,25	2,84
Електроди	2,04	кг/т	0,74	1,51	0,71	1,45
Футерівка		дол. США/т		1,50		1,55
Кисень	0,038	м ³ /т	35,96	1,37	28,47	1,08
Електроенергія	0,040	кВт·год/т	184,75	7,39	437,04	17,48
Виробничі затрати на рідку сталь				165,01		143,67
Час печі під напругою		хв.		45,74		43,96
Весь останній час		хв.		20,00		16,00
Загальний час		хв.				
2 ЕДП базова продуктивність		т/рік	2117970		2228309	

Таблиця 4.4

Собівартість губчастого заліза НуL з різних шихт.

Статті витрат	А			В			С		
	Витрата	Ціна	Вартість	Витрата	Ціна	Вартість	Витрата	Ціна	Вартість
Окатиші, т	1,42	42,0	59,64	1,02	42,0	42,84	-	-	-
Руда, т	2,4	-	-	0,43	37,0	15,91	1,5	18,0	27,0
Природний газ, Гкал	70,0	8,75	21,0	2,4	8,75	21,0	2,5	8,75	21,88
Електроенергія, кВт год.	1,5	0,03	2,1	70,0	0,03	2,1	80	0,03	2,4
Вода, м ³	-	0,2	0,3	1,5	0,02	0,3	1,6	0,2	0,32
Інші витрати	-	-	7,00	-	-	7,0	-	-	8,00
Собівартість, дол. США/т			90,04			89,15			59,6

У варіанті «С» використовується дешева залізна руда, при відновленні якої утворюється багато дріб'язку, що вимагає об'язкового брикетування одержуваного продукту і збільшує величину експлуатаційних витрат. У разі виробництва окатишів і губчастого заліза на одному і тому ж підприємстві собівартість губчастого заліза знижується до 71,58 дол. США/т.

4.1.3. Установа НуL III на Лебединському ГЗК (Росія)

Установа НуL III для виробництва гаряче брикетованого заліза на Лебединському ГЗК була введена в дію в травні 1998 року. Проектна продуктивність – 1 млн. т/рік, ступінь металізації – 92 %, вміст вуглецю – 1,2 %. В якості вихідної сировини використовуються місцеві окислені окатиші, для їх покриття використовують цемент. Магнетитовий концентрат, з якого виготовляються окатиші, містить більше 69% Fe; 2,65% SiO₂; 0,2% MgO; 0,1% CaO; 0,13% Al₂O₃; 0,055% S [4.3]

Відновлювальний реактор був побудований за аналогією з тими, що діють і добре себе зарекомендували, продуктивністю

750 тис. т на рік металізованого продукту. Розрахункова продуктивність таких реакторів може досягти, за заявами розробників, 2 млн. т на рік. На Лебединському ГЗК продуктивність установки зросла з 750 тис. т на рік до 1 млн. т за рахунок збільшення об'єму робочого простору зони відновлення в результаті зменшення розміру (укорочення) завантажувальних труб та інших заходів. Профіль реактора добре проявив себе на модулях НуL з холодним вивантаженням губчастого заліза. Проте для виробництва гаряче брикетованого заліза потрібне вивантаження з реактора окатишів з температурою близько 700 °С, що докорінно змінює їх поведінку в конусній частині печі. Внаслідок підвищених температур збільшується коефіцієнт внутрішнього тертя окатишів і тертя об кожух реактора в конусній частині. В період пуску установки виявився ряд вузьких місць у тому числі і мінеральний склад окатишів для металізації.

У той час були відсутні умови і вимоги, що пред'являються до якості випалених окатишів для металізації, що гарантує ефективне виробництво гаряче брикетованого заліза. Виявилось, що хімічний склад, відновлюваність і навіть міцність на стиснення не є єдиними критеріями, що визначають поведінку випалених окатишів при відновно-тепловій обробці. Необхідні низькі пластичні властивості металізованих окатишів.

У табл. 4.5 наведені деякі параметри роботи установки НуL III на Лебединському ГЗК при випробуванні різних типів випалених окатишів.

Окатиші № 1 з масовою часткою двовалентного заліза менше 0,8 % використовували в завантаженні з початку пуску установки. У цей період реактор працював нестабільно, неможливо було підняти температуру відновного газу вище 800 °С і формувати брикети. На окатиші № 2 наносили шар крейди (0,6 % від складу шихти) перед завантаженням на випалювальну машину. Не дивлячись на проведені успішні лабораторні дослідження і промислові випробування на реакторі Midrex Оскольського електрометалургійного комбінату, випробування на модулі НуL III Лебединського ГЗК виявилися невдалими. Причинами цього є недо-

робки режиму випалення окатишів і відмінності умов відновлення в агрегатах Midrex і НуL III.

Таблиця 4.5
Показники експлуатації установки НуL III при використанні різних окатишів

№ п/п	Тип окатишів	Продуктивність установки, т/год.	Час брикетування, віднесений до тривалості всього циклу, %	Ступінь металізації, %	Масова частка вуглецю, %	Температура, °C		Кількість порушень сходу шихти	Вихід фракції більше 25 мм після випробування в барабані
						Відновного газу	У робочій зоні реактора		
1	Неофлюсовані	59	6	89,5	0,70	800	805		
2	З попереднім крейдяним покриттям	42	2	80,9	1,10	800	805		
3	Офлюсовані без зміни кривої випалу	73	61	91,3	2,10	820	815		
4	Офлюсовані зі зміненою кривою випалу	93	86	92,0	1,80	820	815	20	35,0
5	З добавкою бокситу, офлюсовані вапняком у співвідношенні 50:50	127	100	94,3 4	1,26	930	850	8	48,8
6	З добавкою бокситу, офлюсовані вапняком у співвідношенні 76:33	122	100	94,7	0,72	930	840	18	67,5
7	Неофлюсовані з добавкою бокситу	115	100	93,7	1,11	880	825	29	68,5
8	З добавкою бокситу офлюсовані доломітом у співвідношенні 30:50	114	100	94,8	0,80	900	835	21	72,5
9	Офлюсовані крейдою	135	100	94,8	1,20	930	850		63,0

Окатиші № 3 були офлюсовані вапняком і мали основність 0,5 – 0,6. Режим випалення зберігався як і для неофлюсованих окатишів. Робота реактора на таких окатишах характеризувалася нестабільністю з постійними порушеннями сходу шихти при продуктивності не вище 60 % від прийнятої. Неможливим виявилось підняти температуру відновного газу вище 820 °С і організувати виробництво брикетів. Причиною такого положення працівники ГЗК вважали нерівномірний розподіл мінеральної зв'язки через неоптимальну термообробку окатишів на випалювальній машині.

Завдяки проведеним дослідженням і змінам у режимі випалення окатиші № 4 мали ступінь металізації після обробки в реакторі 92 % і вперше налагодили виробництво брикетів. Проте і в цьому випадку температурні параметри реактора були нижчі, а продуктивність установки складала тільки 93 т/год.

Таким чином, хоча перехід на офлюсовані окатиші дозволив збільшити міцність у початковий період відновлення завдяки появі феритної зв'язки, проте подальше відновлення на середніх горизонтах шахти призводило до руйнування цієї зв'язки, а пластичні властивості окатишів були такими ж, як і у неофлюсованих.

Робота на чотирьох типах окатишів показала, що необхідно розробляти нові регламенти отримання випалених і металізованих окатишів з урахуванням речовинного складу концентрату Лебединського ГЗК і вимог процесу НуL III.

В умовах роботи реактора НуL III особливої ролі набувають не лише показники міцності і відновлюваності, але і зовнішнього і внутрішнього тертя. Це, в свою чергу, визначається станом і структурою поверхні, а також ступенем деформації окатишів у нижніх горизонтах печі. Ступінь деформації залежить від пластичних властивостей каркасу окатиша. Якщо каркас складається з губчастого заліза, то ступінь деформації під навантаженням звичайно великий.

Якщо для лебединських окатишів пуста порода представлена склом і силікатами кальцію і знаходиться у вигляді одиничних утворень і острівців, то така зв'язка при випаленні розтікається рудними зернами і зберігає свою цілісність при відновленні,

утворюючи новий каркас, що істотно зменшує пластичні властивості окатиша.

Тому працівники ГЗК і компанії «ТОРЕКС» свої зусилля спрямували на пошук зв'язки, що підвищує не тільки міцність і відновлюваність окатишів, але і зменшує пластичні властивості металізованого продукту.

Наступним етапом досліджень і промислових випробувань була кардинальна зміна мінерального складу пустої породи окатишів за рахунок добавки бокситу і коректування режиму випалення.

Промислові випробування окатишів № 5 показали, що при використанні окатишів № 5 з рівною часткою добавок (1 % бокситу і 1 % вапняку) робота установки була стабільною, оскільки не було проблем зі сходом шихти, відновлюваність окатишів виявилася вищою, ніж офлюсованих, ступінь металізації збільшився на 2 %, підвищення температури відновного газу до 930 °С дозволило збільшити і продуктивність реактора на 10 %, тобто вийти на проектні параметри.

З метою підвищення масової частки заліза в окатишах № 6 зменшили кількість вапняку до 0,5 % при збереженні однопроцентної добавки бокситу. У цей період збільшилась кількість порушень сходу шихти в порівнянні з окатишами № 5, проте покращилась якість брикетів, в цілому ж процес залишився стабільним.

Випробування неофлюсованих окатишів № 7, коли використовували добавку тільки бокситу, відрізнялися ускладненим сходом шихти, порушенням температурного профілю реактора, виникненням канального ходу, хоча температура відновного газу була знижена до 875 °С. Проте процес можна вважати достатньо стабільним.

При використанні окатишів № 8 (1% бокситу і 1 % доломіту) спостерігалися деякі ускладнення сходу шихти, температурний профіль реактора був нестабільним, температура відновного газу не піднімалася вище 900 °С, але канальних ходів не виникало та установка була керованою. Покращилась якість брикетів через

часткове руйнування окатишів при відновленні у високотемпературній зоні реактора.

Особливий інтерес представляють окатиші № 9, що містять в якості зв'язуючої добавки крейду сумісного змелення з бокситом у пропорції 50:50. При такому мінеральному складі утворюється розвинена і рівномірно розподілена зв'язка за перерізом окатиша. Робота реактора на такій сировині характеризувалася стабільністю при температурі відновного газу 930 °С, були відсутні ускладнення зі сходом шихти, продуктивність установки була вища за проектну при ступеневі металізації 94,5 – 95,5 %.

Таким чином, дослідження, проведені фахівцями Лебединського ГЗК і компанії «ТОРЕКС», показали, що невеликі добавки бокситу забезпечують модифікування зв'язки в окатишах і покращують їх властивості. Відновлюваність зростає на 5 – 7 %, ступінь знеміцнення зменшується на 25 – 35 % і деформація у відновленому стані знижується на 4 – 6 %. В результаті в перше вийшли на проектні показники процесу: зросли продуктивність з 90 – 95 до 120 – 130 т/год і ступень металізації від 92 до 95 %.

В період пуску і налагодження виробництва гаряче брикетованого заліза не було науково-обґрунтованої технології підготовки і переробки окислених окатишів із концентратів Лебединського ГЗК, а також промислових випробувань їх використання на базових модулях продуктивністю 750 тис. т на рік. Тому довелось у 2001 – 2002 р.р. підбирати не тільки склад окатишів, але проводити конструктивні зміни, оптимізувати параметри газу-відновника, швидкість вивантаження окатишів і режим роботи брикетних пресів.

В результаті налагоджувальних робіт були здійснені наступні технічні рішення:

- укорочені на 500 мм труби для завантаження випалених окатишів, це призвело до збільшення зони відновлення, зниження швидкості фільтрації газів крізь шар шихти на 2,3 %, підвищення продуктивності установки на 5 % (з 126 до 132,4 т/год);
- встановлене футерування конуса бункера вивантаження реактора, що призвело до підвищення температури металізованих ока-

тишів на 15 – 18 °С перед брикет-пресами і поліпшення якості брикетів, що еквівалентно до зростання виробництва на 5 %;

- зменшили вміст вологи в технологічному газі за рахунок модернізації труби Вентурі, що підвищило відновну здатність газу і призвело до збільшення продуктивності установки на 1 %;
- в результаті встановлення додаткових 100 пластин-холодильників знижена температура процесу абсорбції CO₂ для ефективнішого видалення з колошникового газу, це підвищило відновну здатність газу і призвело до зростання продуктивності установки на 2,5 %;
- подача в нижній конус реактора підігрітого до 300 °С природного газу забезпечила зростання ступеня розкладання метану, відновного потенціалу газу в печі, підвищення температури брикетування і вмісту вуглецю в готовій продукції.

Таким чином, завдяки реалізації фахівцями Лебединського ГЗК цих заходів продуктивність установки НуL досягала 140т/год.

Чекають додаткове зростання виробництва на 4 % в результаті установки трьох грохотів на тракті готової продукції для видалення фракції 5 – 0 мм і виділення класу крупності 10 – 5 мм, який повертатиметься в шихту реактора.

4.2. Процес Midrex і його модифікації

4.2.1. Конструктивні та технологічні особливості установки Midrex

Розроблений фірмою Midland-Ross Corporation процес Midrex зараз використовується у 18 країнах світу, де експлуатується понад 50 установок.

На його частку припадає половина всіх потужностей з виробництва металізованих окатишів і брикетів у світі. Перша промислова установка була введена в експлуатацію в 1969 році в м. Портленді, штат Орегон, США. Цим процесом вже вироблено більше 375 млн. т губчастого заліза.

Суть процесу першої модифікації полягала у відновленні кускової руди або залізорудних окатишів у шахтній печі гарячим відновлювальним газом, який одержували шляхом конверсії метану природного газу діоксидом вуглецю колошникового газу шахтної печі (рис. 4.6).

Шахтна піч була розділена за висотою на дві зони (відновлення й охолодження) з двома самостійними оборотними газовими циклами. Дві третини колошникового газу, охолодженого й очищеного у скрубєрі, подавали у змішувач для змішування з відповідною кількістю сирого природного газу. Суміш, яку одержували спрямовували в реформер (конвертер), де відбувалася реакція метану з киснем колошникового газу (в основному у вигляді CO_2 і невеликої кількості у вигляді H_2O). Після реформера газ містив 90 – 92 % суміші H_2 і CO .

Реформер представляв собою футерований зсередини рекупєратор прямокутної форми, в якому були встановлені реакційні труби з жароміцної сталі, заповнені кусковим вогнетривким (глиноземистим) матеріалом, просоченим нікелевим каталізатором. Природний газ спалювали в пальниках з частиною очищеного колошникового газу, що залишилася. Продукти горіння використовували для підігріву повітря. Температура відновлювального газу була 800 – 900 °С, температура в міжтрубному просторі реформера 1200 – 1100 °С. Надмірний тиск відновлювального газу на вході в піч 76 кПа. Надмірний тиск природного газу, що надходить на установку – 253,3 кПа.

Для охолодження металізованого продукту використовували суміш холодного відновлювального й ізолюючого газу. Ізолюючим газом слугувала частина продуктів горіння, одержаних з реформера, після охолодження. Температура окатишів у зоні відновлення 760 °С, на виході з печі 40 °С, тривалість перебування окатишів у печі складала 8 – 12 годин. Вміст вуглецю в губці регулювався зміною витрати і співвідношення відновлювального й ізолюючого газів в охолоджуючому газі.

В якості вихідних матеріалів в процесі Midrex застосовували, як правило, випалені окатиші, що містили більше 67,0 % заліза. Кислих компонентів пустої породи не більше 2,5 %, основних

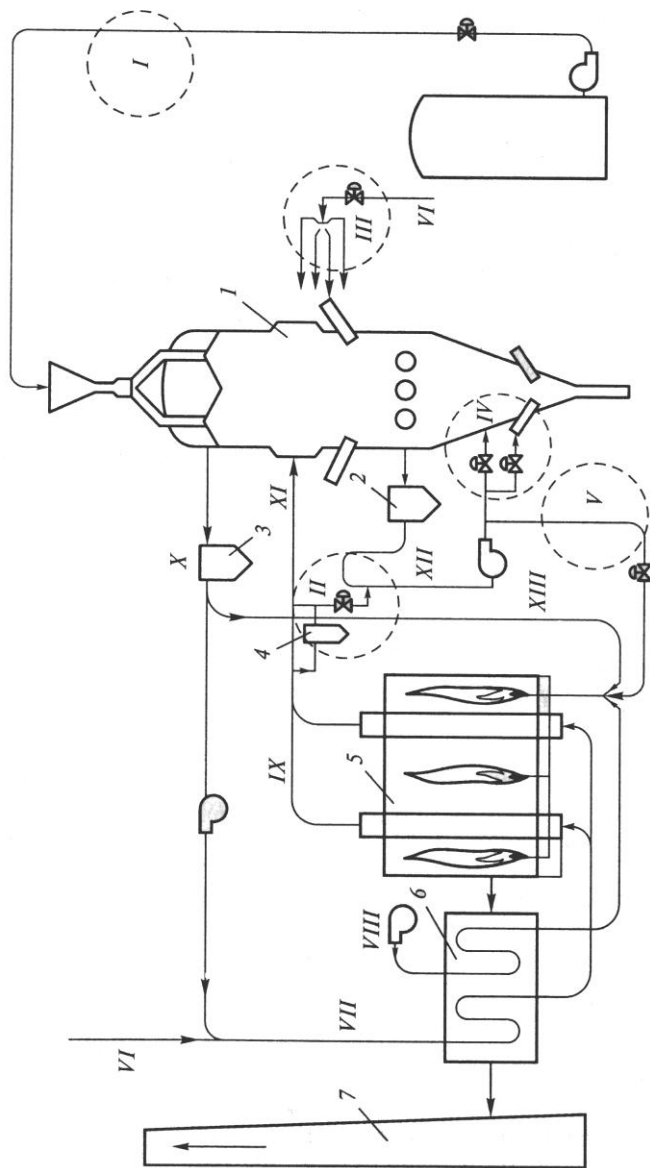


Рис. 4.6. Схема процесу Midrex

Рис. 4.6. Схема процесу Midrex: I – регулювання тиску на колошнику; II – регулювання перетоку відновлювального газу; III – подача природного газу в різні точки печі; IV – регулювання перетоку між проміжною зоною та зоною охолодження; V – регулювання викиду охолоджуючого газу; VI – природний газ; VII – змішаний газ; VIII – повітря; IX – конвертований газ; X – колошниковий газ; XI – відновлювальний газ; XII – охолоджувальний газ; XIII – паливний газ; 1 – шахтна піч; 2 – скрубєр охолоджувального газу; 3 – скрубєр колошникового газу; 4 – холодильник; 5 – реформер; 6 – рекуператор; 7 – димова труба.

1,5%. Великий вплив на продуктивність установки здійснювала мінералогічна характеристика сировини. Ступінь металізації кінцевого продукту шахтної печі складав 92 – 96 % при масовій частці вуглецю до 2,0 %.

Характеристика металізованого продукту, одержаного з різних видів залізорудної сировини, наведена в табл. 4.6.

Міцність металізованого продукту на стиснення залежала від міцності вихідної сировини. В процесі відновлення міцність матеріалу знижувалася приблизно на 50 %, а щільність на 30 %.

Продукт мав схильність до вторинного окислення, у зв'язку з чим його піддавали пасивації, що здійснювалась у контрольованій атмосфері (масова частка кисню від 0 до 20 %) при температурі 200 – 300 °С.

Перша установка в Портленді мала діаметр печі 3 м, а проектна продуктивність складала 32 т/год. Установка була розрахована на щорічну роботу протягом 8000 годин. В якості вихідної сировини використовували окатиші з концентрату з 71 % заліза, останній постачали з підприємства «Magcona» (Перу). Відновлені окатиші мали ступінь металізації 94 – 95 % і мали вміст вуглецю 1,0 – 1,6 %. Ця установка складалася з двох шахтних печей.

Наступна установка була побудована в м. Джорджтауні, штат Південна Кароліна, США і введена в експлуатацію в 1971 р. На відміну від попередньої установки, вона мала одну шахтну піч, але діаметром вже 4,8 м (об'єм близько 300 м³), проектна продуктивність складала 52 т/год. В якості вихідної сировини застосовували суміш шведських окатишів та бразильської руди в співвідношенні 1:1. Металізовані окатиші використовували в шихті

Таблиця 4.6

Характеристика сировини і металізованого продукту,
одержаного процесом Midrex

Показники	Окатиші фабрик фірми		Руда бразильська	
	«Luosavaara Kirunavaara A B» (Шве- ція)	«Vale do Rio Doce» (Бразилія)	1	2
Сирі матеріали				
Масова частка, %:				
Fe	68,3	67,7	69,1	67,7
SiO ₂	1,91	1,03	0,64	1,16
Al ₂ O ₃	0,43	0,51	0,64	1,30
CaO	0,37	0,80	0,03	0,18
MgO	0,3	0,30	0,03	0,03
P	0,011	0,024	0,039	0,016
S	0,002	0,003	0,005	0,005
Міцність на стис- нення, кг	314	419	-	-
Насипна маса, кг/м ³	2348	2153	2350	2513
Барабанна проба, %	4,7	5,5	9,1	13,2
Вміст фракції крупністю (не менше) мм, %				
25	-	-	6,4	28,2
12	54,8	60,7	67,6	73,8
6	96,9	99,5	94,3	93,5
3	98,0	99,8	96,8	96,3
Металізований продукт				
Масова частка, %:				
Fe _{сар.}	94,0	93,0	96,4	93,3
C	0,79	0,81	0,77	1,07
	0,011	0,026	0,050	0,020
	0,002	0,002	0,003	0,003
Ступінь металізації, %	96,3	93,6	93,9	93,4

електродугових сталеплавильних печей, частка окатишів доходила до 80 %.

На початку 70-х років в м. Гамбурзі, ФРН на заводі Штальверке була побудована установка, яка була базовою при проектуванні та будівництві заводу в м. Старому Осколі, Росія. Робочий об'єм шахтної печі складав 300 м³ при внутрішньому діаметрі 4,9м. Продуктивність такої установки складала 400 тис. т на рік.

Сировиною для металізації служили окатиші заводу Мальбергет. Перед завантаженням у піч випалені окатиші піддавали грохотінню для відсіву дрібняка і спрямовували в бункер над піччю, звідки за допомогою спеціального пристрою через завантажувальні труби діаметром 200-250 мм подавали в піч.

У печі окатиші проходили зону нагріву і відновлення об'ємом 150 м³, розташовану над горизонтом введення відновлювального газу, де вони знаходилися протягом 4 – 6 годин при загальній тривалості перебування в печі 8 – 12 годин. Відновлювальний газ подавався до печі футерованим газопроводом, а в піч вводився через отвори невеликого перерізу, розташовані в її кладці за всім периметром. Для регулювання температури відновлювального газу була передбачена можливість відведення частини його у спеціальний холодильник, після чого холодний газ підмішувався до основного потоку. Після зони відновлення металізовані окатиші через секторний затвор живильником маятникового типу розвантажувалися з температурою 40 – 50⁰С на стрічковий конвеєр. Для охолодження металізованих окатишів використовували суміш відновних і димових газів, тобто тих, що циркулювали самостійним контуром. Тиск охолоджуючого газу на 19,6 – 29,4 кПа менше, ніж відновлювального, що перешкоджало його проникненню в зону відновлення. Нижня частина печі ізолювалась від повітряної атмосфери за допомогою динамічних газових затворів. У такі затвори вдувався інертний затворний газ під таким тиском, який забезпечував рух цього газу в жолобах завантаження і вивантаження тільки всередині печі, тобто лише вниз – на колошнику, де завантажувалися випалені окатиші, і лише вгору – на розвантаженні металізованих окатишів. Затворний газ являє собою зневоднені продукти згоряння, що відходили з реформера, вміст кисню в яких підтримувався на рівні 0,5 – 1,0 %.

Колошниковий газ із температурою 350 – 450 ⁰С охолоджувався і очищався від пилу та вологи. Приблизно 2/3 очищеного газу компримувалось і подавалось на змішування з природним газом. Як і на установках в Портленді, суміш газів піддавалася конверсії в реакторі, який опалювався сумішшю надмірного (проти необхідного для конверсії) колошникового та природного газів.

Теплота димових газів використовувалася в рекуператорі для нагріву повітря, що подавалось на спалення опалювального газу.

Останнім часом на установках Midrex теплота димових газів використовується також для нагріву природного й очищеного ко-лошникового газів.

Одинична потужність установок Midrex поступово зростала як за рахунок вдосконалення технології, так і через збільшення габаритів відновлювального агрегату. В даний час у світі експлуатується 22 установки річною продуктивністю 400 – 500 тис. т, 17 – 560 – 800 тис. т, 3 – 1 млн. т, по одній установці потужністю 1,2 і 1,36 млн. т.

Рекордні виробничі показники були досягнуті на одиничному модулі Midrex Megamod на заводі Lazaro Cardenas корпорації Mittal Steel у Мексиці. У 2004 р. тут було виготовлено 1,76 млн. т заліза прямого відновлення при середньогодинній продуктивності 224 т/год і максимальній місячній продуктивності 165 тис. т.

Вже проектують нові установки продуктивністю 2 млн. т/рік. В нинішній час фірма Siemens VAI споруджує найбільший модуль Midrex з внутрішнім діаметром печі 7 м для заводу Hadeed у Саудівській Аравії. Введення модуля в експлуатацію заплановане на 2007 р. В результаті на цьому заводі вироблятиметься до 5,4млн. т на рік відновленого заліза.

Повідомляється, що вже готовий проект Super Megamod із внутрішнім діаметром печі 7,5 м із двома рядами газодуттєвих фурм і відцентровим компресором нової конструкції для циркуляції відновлювального газу. Продуктивність такого агрегату за металізованими окатишами складає 2,2 млн. т/рік, за брикетами 2,0 млн. т/рік.

Удосконалювалась не лише конструкція печі, але і технологія. Так, якщо на підприємстві є надлишок кисню, то продуктивність установки може бути збільшена за рахунок вдування кисню у кількості 15 – 20 м³/т у потік відновлювального газу. При цьому зростає температура газу-відновника, збільшується швидкість відновлення, що призводить до підвищення продуктивності печі більш ніж на 12 %. Подібну технологію вже освоїли на декількох установках: у Тринідаді та Тобаго, Німеччині і Росії.

Для подальшої інтенсифікації процесу розроблена технологія «Оху+Burner», що полягає у виробництві відновлювального газу шляхом взаємодії природного газу і кисню, причому газокисневий пальник встановлений безпосередньо на газопроводі відновлювального газу після реформера. Застосування такої технології призведе до збільшення продуктивності в порівнянні з роботою без кисню на 21 % і в порівнянні з практикою вдування кисню у відновлювальний газ на 9 %.

Кінцевий металізований продукт може розвантажуватися з печі в холодному стані (DRI), для цього він охолоджується і навуглецьовується у протитечії охолоджувальних газів у нижній частині шахти. Відновлене залізо може також вивантажуватися в гарячому стані при температурі близько 700 °С і подаватися у брикетний прес, для отримання гаряче брикетованого заліза (HBI), продуктивність такого преса сягає 60 т/год. Одержані брикети щільністю 5,0 – 5,5 г/см³ набагато краще витримують транспортування, ніж звичайні металізовані окатиші, і при цьому виключається ризик самозагоряння. Наступний варіант – це пряме завантаження гарячого відновленого заліза в електродугову піч за допомогою особливої системи Hotlink [4.4].

Проект такої системи гарячого транспортування і завантаження був розроблений для установки заводу фірми Essar Steel. У даний час споруджуються і незабаром будуть введені в дію п'ять нових установок з вивантаженням гарячого продукту, в якому можна буде не тільки одержати гарячебрикетоване залізо, але і транспортувати гаряче залізо прямого відновлення в сталеплавильні цехи. В одному з цих проектів (завод Shadeed в Омані) буде впроваджена система Hotlink.

При перевезенні губчастого заліза на значні відстані особлива увага приділяється умовам його транспортування і зберігання. Схильність до повторного окислення у великій мірі залежить від площі внутрішньої поверхні і вмісту вуглецю у відновленому залізі. Внаслідок підвищеної пористості таке залізо, як вже вказувалося раніше, вступає в реакцію з водою і може самозайматися до температури загоряння. Звичайним способом запобігання по-

вторному окисленню і займанню є брикетування з утворенням щільної структури.

Безперервне завантаження відновленого заліза в електродугові печі, а також простота його транспортування роблять все більш привабливим застосування такого компоненту в електросталеплавильній шихті.

Простим способом такого завантаження є гравітаційна подача, за якої залізо прямого відновлення з реактора завантажується у проміжний бункер над електропіччю, а з нього безпосередньо в піч.

Через різницю в річних фондах робочого часу установки прямого відновлення (8000 год.) і електродугової печі (7200 год.), будь-які прості останньої приводять до необхідності переходу відновлювального реактора на виробництво холодної продукції. Потім холодне залізо прямого відновлення змішують з гарячим при завантаженні в електропіч. Ця концепція була запропонована фірмою Midrex, яка використовує гравітаційну систему завантаження Hotlink. Через специфіку роботи сталеплавильного цеху, необхідно мати можливість охолодження відновленого заліза поза лінією установки прямого відновлення після розвантаження заліза з реактора і використовувати цю можливість під час простоїв електросталеплавильної печі або при виробництві холодної заліза прямого відновлення.

Наступним варіантом є транспортування заліза прямого відновлення стрічковим конвеєром із жаростійкого матеріалу до проміжного бункеру над електродуговою піччю. Саме такий принцип реалізований у проекті заводу Hadded у Саудівській Аравії.

У табл. 4.7 і 4.8 наведені абсолютні і відносні зміни технологічних і техніко-економічних показників процесу Midrex у результаті його еволюції, розбитої на шість етапів. У табл. 4.7 прийняті наступні позначення: ПГ – відсоток природного газу, що вдувається у газ-відновник перед введенням його в реактор; ТВГ – температура відновлювального газу на вході в реактор; ТШР – температура шихтових матеріалів в реакторі; O₂ – витрата кисню; ВПГ – витрата природного газу. Вартість енергоносіїв –

це вартість природного газу і кисню при їх ціні 1,8 \$ США/1,056 МДж і 42 \$ США/т.

Таблиця 4.7
Еволюція абсолютних технологічних показників процесу Midrex на різних етапах його розвитку

Етапи	Показники							
	ПГ %	ТВГ °С	ТШР °С	Продуктивність, т/год.	O ₂ , нм ³ /Г од.	ВПГ, нм ³ /Го д	Витрата електроенергії, кВт·год./т	Вартість енергоносіїв, \$ США/т
1	4,5	780	789	88,8	-	268,6	135	19,65
2	3,5	850	814	100,3	-	262,3	120	19,19
3	3,5	918	834	110,3	-	257,9	109	18,87
4	4,5	1050	860	121,5	17,5	260,3	99	20,10
5	3,0	961	857	129,2	30,2	265,8	93	21,28
6	3,0	1050	898	133,6	41,2	264,6	90	21,83

У табл. 4.7 за базовий варіант прийнятий перший етап. Вартість енергоносіїв у першому базовому етапі прийнята: кисень – 42 \$ США/тонну; природний газ – 1,8 \$ США/1,056 МДж; електроенергія – 0,04 \$ США /кВт·год. Витрата кисню в четвертому і п'ятому етапах віднесена до його витрати в шостому етапі.

Таблиця 4.8
Відносні зміни технологічних показників процесу Midrex по етапах розвитку, част. од.

Етапи	Продуктивність	Вартість енергоносіїв	Витрати		
			кисень	природний газ	електроенергія
1	1,0	1,0	-	1,0	1,0
2	1,13	0,957	-	0,976	0,885
3	1,241	0,927	-	0,960	0,806
4	1,368	0,960	0,425	0,969	0,731
5	1,455	0,997	0,733	0,990	0,687
6	1,504	1,015	1,000	0,985	0,665

Таким чином, в результаті еволюції за питомою продуктивністю процес Midrex значно випереджає доменний процес, за витратою теплової енергії знизився до рівня доменних печей, а за одиничною потужністю агрегатів порівнявся з доменними печами середніх розмірів. Конкуренція з доменним процесом буде можлива, якщо 1 ГДж коксу виявиться дорожчим ніж природного газу.

Подальший прогрес у просуванні процесу Midrex на ринки збуту можливий у разі використання альтернативних до природного газу енергоносіїв, таких як вугілля, важкі залишки переробки нафти, відходи виробництва органічного походження тощо, а також в комбінації з іншими процесами, наприклад, Cogex.

4.2.2. Досвід використання установок Midrex в Росії на Оскольському електromеталургійному комбінаті (ОЕМК)

Цех металізації ОЕМК складається з чотирьох установок Midrex загальною потужністю 1,7 млн. т на рік [4.5].

На початку експлуатації установок виникли труднощі, що полягали в нерівномірності ступеня металізації і вмісту вуглецю в окатишах, недостатній масовій частці вуглецю в них і відсутності технологічних прийомів його регулювання; нерівномірності температурного поля зони охолодження печі, обмеження продуктивності установки через утворення спіків окатишів.

Хімічний аналіз показав, що ступінь металізації окремих окатишів змінювався від 10 до 100 %, а масова частка вуглецю від 0,1 до 6,0 %. Це пояснювалося нерівномірністю розподілу потоку відновлювального газу за перерізом печі. У центр печі потрапляв газ проміжної зони і зони охолодження зі зниженим тепловим і відновлювальним потенціалом. Частково вдалось усунути цей недолік за рахунок скидання 1500 – 4000 м³/год охолоджуючого газу в паливний. В результаті цього коефіцієнт варіації в одиничних пробах зменшився за металевим залізом з 40 до 16 %, а за вуглецем удвічі.

Питання підвищення масової частки вуглецю в кінцевому продукті вдалося вирішити за рахунок організації перетікання частини холодного конвертованого газу в охолоджуючий газ і подачі природного газу в проміжну зону через фурми.

В охолоджуючий газ подавався природний газ в кількості 500– 1000 м³/год., а перетікання охолоджуючого конвертованого газу складало 2000 – 5000 м³/год з частковим скиданням охолоджуючого газу в паливний. Ці заходи дозволили підвищити абсолютний вміст вуглецю в окатишах на 0,8 – 1,0 %.

Існуючий пристрій подачі охолоджуючого газу в шахтну піч не забезпечував рівномірного охолодження металізованих окатишів. Найбільш гарячий сектор розташовувався між вертикальними площинами введення відновлювального газу і колошникового газовідводу. Це призводило до надмірно високих температур в одному з вихідних каналів і на кожусі печі. В результаті одержали підвищену витрату охолоджуючого газу. Охолоджуючий газ, особливо при високих температурах, містив велику кількість пари води, яка взаємодіяла з відновленим залізом і вуглецем, що знижувало якість окатишів.

Для усунення цього недоліку розробили додатковий фурменний пристрій введення охолоджуючого газу, що дозволив рівномірно охолоджувати металізовані окатиші за рахунок перерозподілу центрального і фурменного охолоджуючого газу.

В результаті на 15 % скоротилася загальна витрата охолоджуючого газу, знизилася температура газу на виході із зони і кожуха до прийнятних меж.

Для запобігання утворенню спіків і нерівномірного сходу шихти була прийнята технологія роботи на зниженій температурі газу 680 – 700⁰С замість 760 ⁰С за проектом. Це дозволило вийти на проектну продуктивність. Проте металізований продукт був схильний до вторинного окислення, що не дозволяло відвантажувати його стороннім споживачам. Крім того, в цьому випадку мала місце перевитрата енергоносіїв.

Довелося повернутись до експлуатації установок при підвищених температурах, для чого комбінат, ЦНДІЧОРМЕТ, Все-союзний заочний політехнічний інститут (ВЗПІ) провели широкі

дослідження в цьому напрямку. Нова технологія припускала роботу при температурі відновлювального газу 880 – 910 °С і включала обробку поверхні окислених окатишів мінеральними речовинами, які утворювали захисний шар, що перешкодив їх спіканню у процесі металізації, а також режими регулювання масової частки вуглецю в окатишах в залежності від температури відновлювального газу.

Все це дозволило підвищити годинну продуктивність на 10 – 15 % і зменшити витрату природного газу на 15 – 20 %.

Проте відновлення при 900 °С призвели до зниження масової частки вуглецю в окатишах до 0,5 – 0,6 %. Тому для забезпечення масової частки вуглецю в межах 0,5 – 2,0 % було здійснене підведення природного газу в проміжну зону печі і розроблені режими науглецьовування металізованого продукту.

Крім того, в результаті підвищення температури процесу, а також нанесення захисного шару на поверхню окатишів, схильність до вторинного окислення і самозаймання значно зменшились, стало можливим транспортувати їх і зберігати на відкритих складах.

З підвищенням температури відновлення з 680 до 900 °С механічна міцність окатишів зросла з 600 – 800 до 900 – 1100 Н/окатиш, міцність в обертовому барабані (фракція + 5 мм) – з 91 до 94%, опір стиранню (фракція - 0,5 мм) – з 1,5 до 0,7 %, а вихід дрібняка мінус 3 мм зменшився з 2,2 до 1,5 %.

Таким чином, розроблена технологія виявилася найбільш прийнятною для OEMK з погляду якості окатишів, продуктивності відновлювальних агрегатів і економії енерговитрат.

Разом із переходом на відновлення при підвищеній температурі була визначена найбільш сприятлива крупність окатишів, які завантажувалися в шахтну піч. Якнайкращі показники установки досягаються при масовій частці класів 9 – 11 мм на рівні 35 – 50%, 9 – 15 мм – не менше 85 %, вихід фракції більше 13 мм повинен бути мінімальним. Для отримання такого гранулометричного складу замість проектних колосникових грохотів були встановлені роликові, на яких відповідним чином відрегульовані величини зазорів.

Використання окатишів заданої крупності призвело до збільшення продуктивності реакторів на 2 % і зниження витрати природного газу на 0,5 %.

Неофлюсовані окатиші з концентрату Лебединського ГЗК мали підвищене розм'якшення і схильність до утворення спіків, що не дозволяло вести процес при температурі відновлювального газу вище 680 °С. Додаток ж у шихту 1,5 – 3,0 % вапняку дає можливість одержувати добре відновлені окатиші з меншою схильністю до утворення спіків. Спіки, в цьому випадку, не утворюються до температури відновлювального газу 760 °С.

В результаті цих досліджень і виходячи з можливостей устаткування відділення подрібнення бентоніту, здійснили виробництво окатишів основністю 0,3 – 0,5. Подальше збільшення основності до 0,6 – 0,8 вимагатиме будівництва відділення подрібнення вапняку.

Нижче наведені хімічний склад (%) і фізичні властивості металізованих окатишів OEMK

Fe _{зар}	90,5	S	0,004
Fe _{мет}	87,0	P	0,011
Ст. металізації, %	96,1	Cu	0,006
C	1,7	Zn	0,002
SiO ₂	3,9	Pb	0,001
CaO	2,0	Ti	0,020
MgO	0,26	Sb	0,001
Al ₂ O ₃	0,28	As	0,001
MnO	0,035	Sn	0,002

Фізичні властивості

Насипна щільність, т/м ³	1,7 -1,9
Середній розмір, мм	5-15
Міцність на роздавлювання, Н/ок.	> 900.

Перехід на виробництво офлюсованих окатишів призвів до зниження витрати металургійного вапна в електросталеплавильному цеху на 10-15 кг/т сталі, підвищення продуктивності відновлювальних шахтних печей і зменшення витрати природного газу.

Металізовані окатиші перероблені на чотирьох електродугових печах, місткістю 150 т кожна з трансформатором потужністю 90 МВ·А. У шихті електродугових печей, використовується від 60 до 100 % металізованих окатишів. Освоєно 2000 марок якісних вуглецевих і легованих сталей. В електросталеплавильному цеху, окрім цих печей є чотири установки для продування металу аргонном, дві установки порційного вакуумування. Сюди ж входять два агрегати комплексної обробки сталі з трансформаторами потужністю 24 МВ·А з перемішуванням металу аргонном; чотири 4-х рівчаккових МНЛЗ радіального типу для відливання заготовок перерізом 300 x 360 мм, чотири печі для регламентованого охолодження заготовок до температури 300 °С; дві лінії для обробки струменем дробу, огляду і очищення поверхні безперервнолитих заготовок абразивними кругами.

Потужність електросталеплавильного цеху – 2,2 млн. т заготовок на рік, які потім спрямовуються у два сортопрокатні цехи. Цех №1 виробляє великосортний прокат, трубку заготовку і квадратну заготовку для перекаату, а цех № 2 виготовляє дрібно - і середньосортний прокат.

Цікаво відзначити екологічну сторону роботи OEMK. Якщо викиди пилу і діоксиду сірки на інтегрованих металургійних комбінатах країн СНД складають відповідно 5 і 3 кг на тонну сталі, то на OEMK ці викиди 1,64 і 0,25 кг/т. Такі показники обумовлені, головним чином, відсутністю коксохімічного й агломераційного виробництва і виплавою сталі в електродугових печах.

4.3. Процес Danarex.

4.3.1. Основи процесу

Технологія виробництва губчастого заліза способом Danarex була розроблена фірмою Danieli на основі процесу Arex фірми Sidor, Венесуела [1.1-1.3].

У вересні 1999 року фірма Danieli придбала технологію та патенти Arex і приступила до створення нового процесу, який назвали Danarex. Цей процес заснований на газовому твердофазному відновленні окатишів, кускової залізної руди або їх суміші у

здвоєному шахтному реакторі, що забезпечує отримання високометалізованого та повністю пасивованого губчастого заліза із регульованим вмістом вуглецю у вигляді Fe_3C . Такий продукт одержав товарне найменування Supermetallic. Вуглець, що міститься у металізованому продукті, повністю використовується у сталеплавильному процесі, будучи ефективним джерелом хімічної енергії.

Однією головною перевагою процесу є самореформінг (самоконверсія) нагрітого природного або синтетичного газу безпосередньо у шахтній печі при контакті з гарячим губчастим залізом в інжекційній зоні реактора, після часткового окислення газу-відновника киснем. Дана технологія дозволяє виробляти до 50 % відновлювального газу.

Іншою важливою перевагою процесу є виробництво пасивованого продукту, що робить можливим його зберігання та транспортування, не вдаючись до брикетування.

Пасивація відбувається, по-перше, завдяки порівняно високій температурі відновлювального газу, що зменшує контактну поверхню губчастого заліза. По-друге, і це, мабуть головне, пасивація здійснюється у навуглецьовувальному конусі реактора, де продукт омивається у протитечії гарячого природного газу. Металізований матеріал знаходиться тут при температурі вище 700°C більше півтори години. Це дозволяє вуглецю при розкладанні метану відклатися на поверхні губчастого заліза і встигнути дифундувати у середину кристалічної решітки металу, утворюючи карбід заліза. Останній перешкоджає окисленню металізованого продукту на відкритому повітрі. Масову частку вуглецю у губчастому залізі можна регулювати в межах від 1,5 до 4 %. Концентрація вуглецю вибирається відповідно до вимог електродугової плавки. На рис. 4.7 показана діаграма рівноваги заліза і сумішею CH_4/H_2 при тиску 3 бар. Склад навуглецьовуваного газу у конусі реактора (пунктирна крива) такий, що він завжди лежить праворуч від рівноважної кривої α $\text{Fe}-\text{Fe}_3\text{C}$, тобто знаходиться у стабільному полі утворення карбиду заліза.

Нижче наведені реакції, які здійснюються у процесі Danarex:

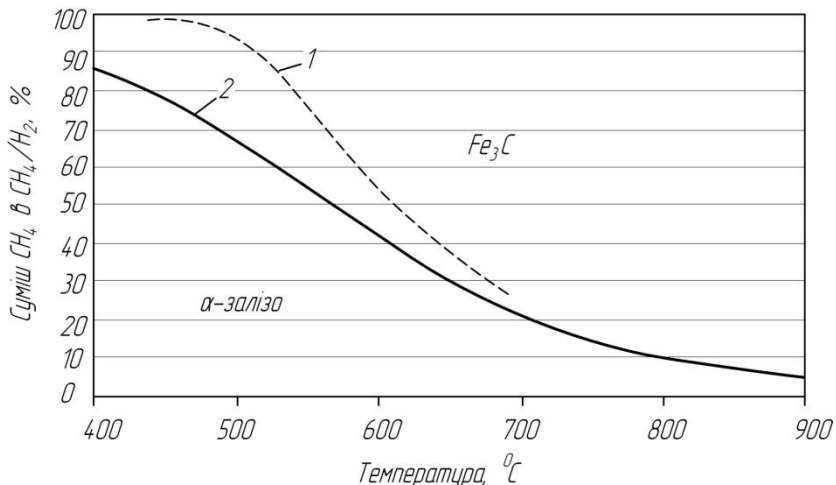
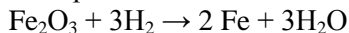
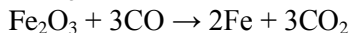


Рис. 4.7. Діаграма рівноваги CH₄/H₂ – Fe

- реакції відновлення:

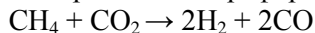


$$\Delta H_0 = 0,1051 \text{ МДж/моль}$$

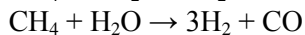


$$\Delta H_0 = 0,018 \text{ МДж/моль}$$

- реакції самореформінгу

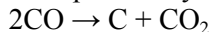


$$\Delta H_0 = 0,247 \text{ МДж/моль}$$

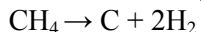


$$\Delta H_0 = 0,206 \text{ МДж/моль}$$

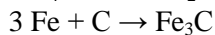
- реакції вуглецювання



$$\Delta H_0 = 0,17 \text{ МДж/моль}$$



$$\Delta H_0 = 17,9 \text{ ккал/моль}$$



$$\Delta H_0 = 0,024 \text{ МДж/моль}$$

Пристрій реактора відрізняється зведеною конструкцією, в одній частині реактора відбувається нагрів та відновлення руди, а в іншій самореформінг та пасивація. У реакторі також є подвійне інжекторне кільце, що забезпечує рівномірний розподіл газу та температури профілем шахти.

Технологічна схема процесу Danagex наведена на рис. 4.8.

Відходний газ, зі зведеного реактора, прямує у двозонний скубер-охолоджувач, де спочатку зволожується і очищається у трубі Вентурі, а потім, проходячи через ущільнений шар скрубера, охолоджується і підсушується. Після цього очищений відхід-

ний газ компримується і потім вже рециркуляційний газ розділяється на два потоки. Один з них, змішаний з природним газом і паром (щоб уникнути відкладення вуглецю), надходить у реформер, а інший – в охолоджувач, де висушується, а потім - у нагрівач для підвищення температури до 900 – 920 °С.

Після проходження реформера перший потік газу змішується із рециркулюючим газом, що виходить із нагрівача, а також із нагрітим природним газом та киснем і вже як нагрітий газ-відновник подається у здвоєний реактор.

З реактора металізований та навуглецьований продукт завантажуються у спеціальну посудину із зовнішнім охолодженням. В установці Danarex цикли охолоджуючих відхідних газів розділені, щоб забезпечити велику гнучкість управління процесом. У охолоджуючій посудині закінчується пасивація заздалегідь пасивуючого продукту злегка окислювальним газом. Губчасте залізо вивантажується із охолоджувача з температурою приблизно 500°С без необхідності його брикетування.

У табл. 4.9 наведені діаметри та продуктивності реакторів, розроблених фірмою Danieli, а у табл. 4.10 і 4.11 - усереднений склад губчастого заліза Supermetallic та питомі витрати матеріалів і енергії на його виробництво.

Таблиця 4.9

Продуктивність реакторів

№ п/п	Тип реактора Danarex	Діаметр реактору, м	Продуктивність, т/год	Річна продуктивність, млн. т
1.	Mini	4,0	50	0,4
2.	Small	5,5	113	0,9
3.	Medium	6,0	150	1,2
4.	Large	6,5	188	1,5
5.	Jumbo	7,0	250	2,0

Таблиця 4.10

Склад губчастого заліза Supermetallic

№ п/п	Найменування компонентів	Кількість, %
1.	Fe _{газ.}	91-94
2.	Fe _{метал.}	83-89
3.	Ступінь металізації	92-96

Продовження таблиці 4.10

4.	Пуста порода	2-6
5.	Оксид заліза	5-9
6.	Вуглець у вигляді Fe ₃ C	1,5-4,0
7.	Шихта: окатиші кускова руда	70-100 0-30

Таблиця 4.11

Питомі витрати матеріалів та енергії на виробництво
однієї тони Supermetallic

№ п/п	Найменування	Розмірність	Питома витрата
1.	Оксид заліза	т	1,42
2.	Природний газ	ГДж	9,61
3.	Кисень	м ³	32
4.	Гідратоване вапно	кг	1,5
5.	Електроенергія	кВт-год	105
6.	Вода	м ³	1,5

Процес Danagex спроектований так, щоб забезпечити низькі викиди пилу, парникових газів, а також оксидів сірки і азоту. Величина емісії цих компонентів вказана у табл. 4.12

Таблиця 4.12

Емісія речовин в навколишнє середовище

Викиди	Розмірність	Кількість
У атмосферу:		
- гази	м ³ /т губки	1350
- пил	мг/м ³	< 2,0
	г/т губки	< 2,7
- CO ₂	м ³ /т губки	< 250
	кгС/т губки	< 134
- SO ₂	мг/м ³	< 6,5
	г/т губки	< 8,8
- NO _x	мг/м ³	< 150
	г/т губки	< 203
У відкриті водоймища:		
вода	м ³ /т губки	0,07
шлами (TSS)	мг/л	28
pH		7,9

Акустичне забруднення навколишнього середовища від працюючих двигунів і механізмів не перевищує 85 децибел.

4.3.2. Перспективи промислового освоєння процесу Danagex

В теперішній час в різних частинах світу будуються дві промислові установки Danagex, що використовують технологію та устаткування фірми Danieli.

У жовтні 2005 р. набув чинності контракт між фірмами Danieli і Jindal Steel and Power Ltd. на розробку проекту будівництва установки в Ангулі, штат Орісса, Індія.

У проекті передбачено спорудження установки Danagex із внутрішнім діаметром шахти 7 м та продуктивністю 2 млн. т (220–250 т/год).

У цеху буде функціонувати установка Lurgi для газифікації вугілля, що виробляє синтетичний газ із необхідним вмістом метану для його автореформінгу та навуглицьовування металізованого продукту. Для компенсації різниці тиску у обох вузлах установки Danagex - газифікаторі високого тиску і відновлювальній шахті низького тиску – передбачений турборозширювач, що одночасно знижує тиск синтетичного газу та утилізує енергію.

Шихта буде містити до 70 % окатишів і до 30 % кускової залізної руди або складатися з 100 % окислених окатишів. При такій шихті витрата енергії складе 9,3 ГДж/т губчастого заліза або 622 м³ синтетичного газу на одну тонну, а витрата кисню чистою 95 % - 12 м³/т.

У цьому проекті залізо прямого відновлення у холодному стані надходитиме у нову електродугову піч. Передбачена, також, можливість на наступному етапі освоєння процесу забезпечити завантаження у електродугу гарячого металізованого продукту.

Фірма Jindal приступила до будівництва даного промислового об'єкту на початку 2006 року і збирається закінчити будівельно-монтажні роботи на початку 2008 року, тобто від підписання контракту до пусканалагоджувальних випробувань пройде приблизно 26 місяців. Приблизний ситуаційний план установки показаний на рис. 4.9.

Установка вироблятиме високометалізований пасивований продукт Supermetallic із ступенем металізації 94 % та масовою

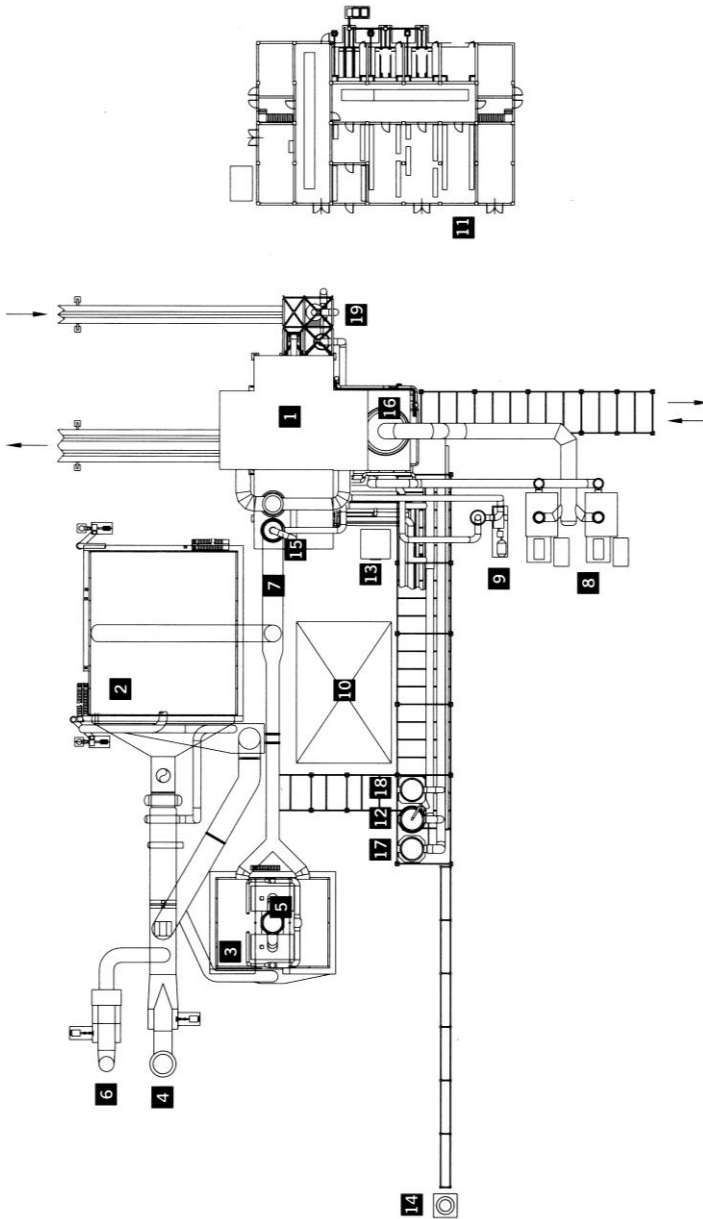


Рис. 4.9. Ситуаційний план установки Danagex

Рис. 4.9. Ситуаційний план установки Danagex: 1 – піч для відновлення; 2 – реформер; 3 – нагрівач; 4 – труба реформера; 5 – труба нагрівача; 6 – головний нагнітач; 7 – введення кисню; 8 – газові компресори; 9 – компресор охолоджувального газу; 10 – газові задвижки; 11 – центральна лабораторія та електрообладнання; 12 – відновлювальний газ після охолодження; 13 – аналітична лабораторія; 14 – факельна система; 15 – охолоджувальний газ після охолодження; 16 – скруббер газу, що відходить; 17 – Фільтр паливного газу; 18 – фільтр рециркуляційного газу; 19 – обезпилувач.

часткою вуглецю у формі карбїду заліза 1,5-2,5 %. Річний фонд робочого часу нетто складе 333 дні або 8000 годин.

Фірми Danieli та Jindal тісно співробітничатимуть при спорудженні цього цеху, який є частиною широкомасштабного проекту і включає також будівництво фабрики окатишів, сталеплавильного цеху із ділянкою безперервного лиття заготовок, прокатного стану та електростанції. На початковому етапі реалізації проекту необхідні окислені окатиші поступатимуть із фабрики, що входить до складу фірми. Вугілля та залізна руда подаватимуться із існуючих місцевих складів.

Інший проект для Ceara Steel (Бразилія) об'єднав три компанії: фірму CVRD – постачальника сировинних матеріалів, фірму Dongkuk – основного покупця слябів та фірму Danieli – основного розробника.

Даний проект включає установку Danagex із гарантованою річною продуктивністю 1,7 млн. т та максимальною – 2 млн. т, сталеплавильний цех з 220-тонною електродуговою піччю на постійному струмі та ділянку безперервного лиття заготовок із вуглецевих марок сталей потужністю 1,5 млн. т на рік.

Контракт між фірмами на будівництво комплексу був підписаний в кінці жовтня 2005 року. Планується, що комплекс Ceara Steel з установкою Danagex буде готовий до введення в експлуатацію у 2008 році, тобто від підписання контракту до пусконаладжувальних робіт пройде 30 місяців.

Технічні характеристики установки Ceara Steel практично мало чим відрізняються від установки Jindal.

За не уточненими даними 2005 року будівництво комплексу Danagex продуктивністю 2 млн. т на рік обходиться приблизно у 300 млн. євро.

5. Безкоксова металургія виробництва рідкого чавуну в печах Corex і перспективи українського шахтно-горнового агрегату (ШГА)

5.1. Безкоксова доменна піч Д.К.Чернова

В кінці XIX сторіччя великий російський металург Д.К.Чернов вніс значний внесок у подальший розвиток безкоксової металургії, запропонувавши доменну піч розділену на дві самостійні зони: 1) твердофазного відновлення матеріалів газом при помірних температурах у шахті і 2) високотемпературної плавки відновленого матеріалу без надлишку твердого вуглецю [5.1]. Нижче наводиться опис печі та технології отримання чавуну безкоксовим методом Чернова в його викладі, запозичена нами з монографії І.Г.Товаровського «Доменна плавка. Еволюція, хід процесів, проблеми і перспективи» [5.2].

«Для досягнення пропонованої нами мети необхідно пропустити через піч два окремі потоки газів: один по шахті вгору назустріч руді, яка спускається для відновлення заліза, а інший в область горна для розплавлення відновленого заліза і шлаків, з відведенням продуктів горіння з горна убік, щоб вони не потрапляли в шахту печі і не заважали відновлювальному потокові.

На підставі всього вищевикладеного можна прийти і до практичного рішення нашої задачі. Уявімо собі доменну піч такої будови, яка зображена на рис. 5.1. Шахта *A* поповнюється рудою і флюсом з додаванням невеликої кількості деревинного вугілля, коксу або необвугленого палива, чи без такого додавання. У пояс *B*, який відповідає поясові цементації звичайних доменних печей, через отвори *a*, *a...* вдувається нагрітий (приблизно до 1000 – 1100 °C) генераторний газ, за можливістю звільнений від водяної пари і водянистих продуктів сублимації сирого палива; газ цей, пробираючись між кусками руди, нагріває її, відновлює залізо і направляється в газовідвідну трубу *C* через зроблені в ній отвори *c...* Такий спосіб відведення газів обумовлює пронизування ними всієї товщі рудного стовпа за всім поперечним перерізом; значний спуск труби слугує, головним чином, для зменшення опору

рухові газів і, отже, для зменшення їх тиску. Відновлена руда **D** яка опускається в горн, розплавляється з флюсом за рахунок теплоти горіння газів, що вдуваються скрізь отвори **d, d...**; повітря для спалення газів вдувається крізь отвори **d', d'...**, які розташовані між газовими отворами рядами або в шаховому порядку.

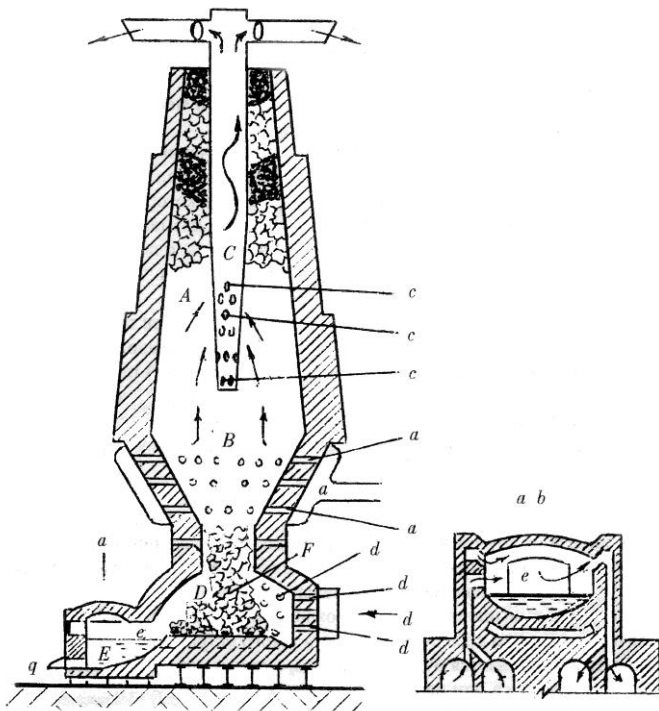


Рис. 5.1. Безкоксова доменна піч (по Д.К. Чернову)

Для розвитку дії полум'я на рудний стовп **F**, горн **D** є значно розширеним; полум'я газів, охопивши довкола рудний стовп **F**, втягується скрізь бічне вікно **e** в передній закритий горн **E**, який з'єднаний з особливою димовою трубою. Цей горн, зображений також у поздовжньому розрізі по лінії **ab** на рис. 5.1, являє собою рід газової регенеративної печі, з тією особливістю, що через нього проходить, окрім свого полум'я, полум'я центрального гор-

на , що входить у вікно e ; це полум'я разом із продуктами горіння газів горна E виходить у загальну димову трубу.

Передній горн E виконує роль приймача для металу і шлаків; але для усунення охолодження в ньому металу, воно опалюється газами, що проходять через регенератори. Таким чином, в центральному горні рудний стовп F , постійно оплавляючись зовні, стоншується і розм'якшується, а тому зсаджується під тиском рудної маси, що спускається з шахти, внаслідок чого встановлюється безперервне сходження рудної засипки. Залізо, що оплавляється, і шлаки постійно стікають круговим похилим жолобом і крізь вікно e в горн E ; тут шлаки спливають на поверхню металеві ванни, і в міру підняття її рівня виводяться жолобом (рис. 5.1); коли ж рівень металу підходить до цього жолоба, то після перемішування ванни і додавання до неї дзеркального чавуну або феромарганцю, феросиліцію і т.п., в залежності від призначення металу (як у мартенівській печі), метал випускається крізь вікно q , яке пробивають, і розливається як звичайно.

Регулювання відновлення заліза і ступеня його зневуглецювання в такій печі може бути досягнуте, з одного боку, додаванням в шихту деякої кількості вуглистих речовин, а з іншого - більшою або меншою інтенсивністю топки в центральному нижньому горні в порівнянні з температурою і кількістю відновлювальних газів, що вдуваються в піч крізь отвори a, a, \dots . Діючи таким чином, ми можемо досягти того, що піч даватиме за бажанням чисте залізо, вуглецеву сталь або навіть чавун.

Переходячи до деяких подробиць дії печі і догляду за нею, зупинюся на способі постачання її газами. Відновлювальний газ, що готується в генераторах із дуттям, заздалегідь до введення в отвори a, a, \dots повинен бути нагрітий приблизно до $1000 - 1100^\circ\text{C}$; це легко досягається без особливого підігріву, якщо генератори з дуттям будуть розташовані поблизу печі. Щоб уникнути при цьому великої втрати теплоти, можна прибудувати генератори до самих стінок печі проти заплічників, як показано на рис. 5.2. Дія генератора N відрізняється від дії звичайних тим, що волога, яка виділяється зі свіжозавантаженого палива і перші водянисті продукти сухої перегонки відводяться окремо від власне генератор-

ного газу, який, унаслідок цього, збагачується вуглецевим окислом і набагато є сушішим і гарячішим за звичайні генераторні гази.

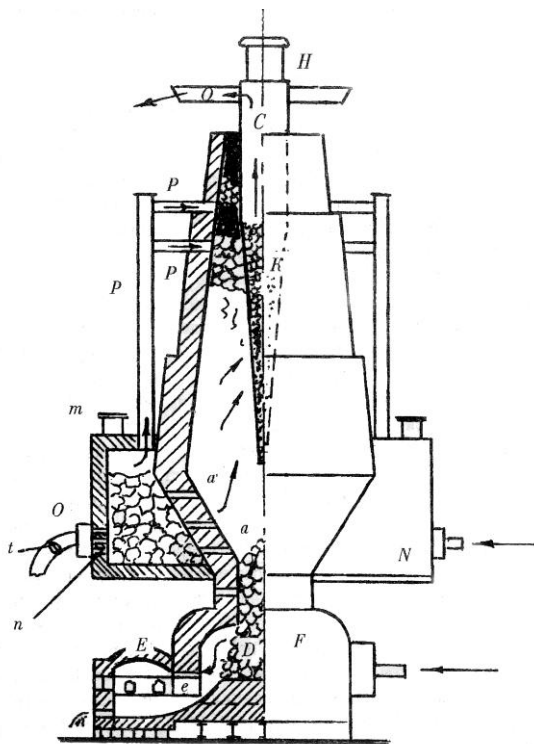


Рис. 5.2. Безкоксова доменна піч з газогенератором (по Д.К. Чернову)

На рис. 5.2. буквою *O* позначена повітропровідна труба з регулюючим клапаном *t*, що доставляє повітря в коробку, а звідки крізь отвори *n, n...* у генератор *N*. Тут повітря входить у товстий шар розжареного палива, що обвуглилося; вуглецевий окисел, що утворюється, з частиною азоту входить у піч крізь отвори *a, a...*; продукти ж сухої перегонки і волога палива, що завантажується через воронку *m*, піднімаються з частиною азоту повітря трубою

P, а потім за її відростками *p, p* у верхню частину печі, де проходять крізь свіжозавантажену шихту *i*, віддавши їй свою теплоту, виходять з печі через колошник або відводяться особливим газовловлюючим апаратом; регулювання кількості продуктів сухої перегонки, що випускаються з генератора, досягається за допомогою клапанів у відростках *p, p*. Генератори *N* можуть бути встановлені і на деякій відстані від стін печі, лише б у газопроводах, що йдуть від них, газ не охолоджувався нижче 1000 – 1100 °С.

З огляду на те, що відновлення заліза з його окислу за допомогою вуглецевого окислу здійснюється без витрати теплоти ззовні, внесена в піч нагрітими газами теплота витратиться лише на нагрів руди і флюсу, а тому газу, що входить у піч із генератора з температурою 1000 – 1100 °С, при вході в трубу *C* матимуть температуру близько 800 °С. Ця обставина дає можливість регенерувати газу в трубі *C*, якщо в останню помістити деревне вугілля, як показано на рис. 5.2; для засипки цього вугілля слугує воронка *H*, розташована нагорі труби *C*; надлишок вугілля, що засипається, виходитиме з нижнього отвору труби *C* разом із золою і буде рухатися з рудним стовпом у нижній горн. Регенерований газ може слугувати для розплавлення відновленого заліза і шлаків у центральному горні *D* і в передньому горні *E*. Для цього з великою зручністю може бути застосована нафта, що розпилюється форсунками за допомогою нагрітого повітря крізь отвори, подібні отворам *d, d...*, які зображені на рис. 5.1, або електрика» [5.1].

Цікаво, як Д.К.Чернов передбачив процеси Corex, ШГА і т.п., в сенсі розділення зон відновлення і плавлення, а також використання газогенератора для отримання відновлювального газу з вугілля.

У 1960 р. Н.І. Красавцев, займаючись підвищенням ефективності доменної плавки, звернув увагу на нездоланну суперечність доменного процесу [5.3]. Вона полягає в тому, що, з одного боку, потрібно забезпечити оптимальні умови для відновлення оксидів, для чого потрібний надлишок монооксиду вуглецю, а з іншого, необхідно досягти максимального використання теплотворної здатності коксу. Для цього потрібне спалення всього вуглецю

коксу до діоксиду вуглецю, чого в доменній печі здійснити не можна.

Ця суперечність, органічно властива доменному процесу, велими ускладнює питання про знаходження найбільш оптимального режиму. Якщо підійти до цього питання з іншої точки зору, то на думку Н.І.Красавцева, рішення може бути простим.

При процесі відновлення в усіх випадках потрібно витратити одну і ту ж кількість енергії – рівно стільки, скільки її виділяється при утворенні оксиду. Ця кількість енергії повинна бути витрачена як при прямому, так і при непрямому відновленні. Інше питання, скільки енергії буде одержано при окисленні відновника? При прямому відновленні цієї енергії буде одержано мало і в результаті отримується велика витрата тепла, а при непрямому виділення тепла при окисленні відновника значно збільшується, внаслідок чого витрата енергії на відновлення істотно скорочується. Але при цьому потрібно мати надлишок монооксиду вуглецю, допалювання якого в доменній печі не може бути здійснено. Таким чином, в умовах доменної печі другий процес – окислення відновника – може бути виконаний тільки частково.

Кращі результати можуть бути одержані, якщо розділити доменний процес на два окремих процеси, які здійснюються незалежно один від одного.

У завершальній стадії здійснюється остаточне відновлення оксидів заліза, а також плавлення і шлакоутворення; кокс спалюється до монооксиду вуглецю, відновлення ведеться виключно або майже виключно прямим шляхом, бо швидке здійснення процесу відновлення до кінця можливе тільки при високих температурах. Гази, що утворюються на цій стадії, практично не містять діоксиду вуглецю, використовуються в іншому агрегаті, де здійснюється перша стадія процесу – попереднє відновлення оксидів заліза; після того, як газ здійснив роботу попереднього відновлення, він повністю допалюється до діоксиду вуглецю в шарі руди для її попереднього підігріву.

Проведені проф. Н.І.Красавцевим розрахунки показують, що витрата вуглецю при двоступінчастому процесі є нижчою, ніж

найнижча витрата, що коли-небудь отримувалась у доменних печах того часу.

Отже, істотна перевага двоступінчастого процесу перед звичайним доменним – значне зниження витрати вуглецю, особливо високоякісного пального – коксу.

Але крім економії вуглецю процес отримання чавуну, який складається з двох стадій має, на думку Н.І.Красавцева, й інші переваги перед звичайним доменним:

1. Відкриваються великі можливості для подальшого значного форсування процесу в другій стадії. Останнє стає можливим за рахунок: а) значного зменшення кількості газів у печі внаслідок скорочення витрати пального; б) зменшення кількості первинного шлаку в результаті малого вмісту в шихті оксидів заліза, що можуть переходити в шлак; в) відняття від заліза кисню в умовах достатньо високих температур виключно прямим шляхом; ця реакція відбувається дуже швидко, внаслідок чого час перебування плавильних матеріалів у печі може бути вельми нетривалим.

2. Попереднє відновлення руди в спеціальному агрегаті в першій стадії процесу дозволяє не тільки скоротити об'єм роботи, що виконується у другому агрегаті, але значно спростити характер процесів, що здійснюються в ньому, створюючи тим самим сприятливі передумови для повної автоматизації управління процесом плавки [5.3].

Звичайно, автор цитованої роботи мав на увазі доменну піч, що працює на металізованій сировині. Але його обґрунтування розділення агрегату на відновлювальний і плавильний, як і ідея Д.К.Чернова виявилось співзвучним теперішньому часу і використовується різними розробниками процесів безкоксової металургії не залежно від того знали вони про цих вчених чи ні.

5.2. Процес Corex і його реалізація у промисловому масштабі

5.2.1. Опис процесу й установки

У 1978 році був виданий патент на процес отримання чавуну у двох роздільно працюючих агрегатах, який одержав назву Со-

тех: відновлювальна шахта і плавильна установка, що використовує для отримання чавуну вугілля.

Процес Corex – це серйозний конкурент доменного процесу. Він розроблений фірмами Korf Engineering (Німеччина) і Voest Alpine (Австрія).

Спочатку цей процес випробовувався на напівпромисловій установці продуктивністю 60000 т/рік.

В кінці 1989 року був введений в експлуатацію перший промисловий комплекс Corex-1000 з фактичною продуктивністю 315 тис. т чавуну на рік на заводі фірми Iscor у Преторії (ПАР).

У 1992 році фірма Voest Alpine підписала контракт на будівництво агрегату Corex-2000 продуктивністю 2000 т/добу на металургійному заводі Pohang Works (Південна Корея). Агрегат почав працювати в листопаді 1995 року.

У цьому ж році фірма Voest Alpine уклала контракт на будівництво аналогічного агрегату на металургійному заводі фірми Saldanha Steel Ltd в ПАР. Агрегат був введений в експлуатацію у грудні 1998 року. Газ, що відходить з установки Corex, на цьому заводі після відмивання від діоксиду вуглецю використовується в модулі Midrex. Одержувані чавун (650000 т/рік) і губчасте залізо використовуються для виплавки сталі в електродугових печах.

У серпні 1999 року почав діяти перший агрегат Corex-2000 на металургійному заводі Jindal Vijayanager Steel (JVSL) в Індії, а в другому кварталі 2001 року введений в експлуатацію другий агрегат Corex. Відхідний газ установок використовується як паливо на заводській електростанції і на фабриці огрудкування для випалення окатишів. Одержуваний чавун спрямовується на переробку в двох кисневих конвертерах місткістю по 150 т.

Установка Corex (рис. 5.3) схожа на доменну піч, розділену на два агрегати. Попереднє твердофазне відновлення кускової залізної руди, окатишів або їх суміші здійснюється в шахтній печі. Відновлення здійснюється в протитечії газом, що складається з CO й H₂, при температурі 800 – 850 °С. Тривалість перебування сировини в печі складає 7 – 9 годин. Потім через герметичну завантажувальну систему (процес ведеться при тискові приблизно 500 кПа), вугілля і гарячий продукт зі ступенем металізації 90 –

93 % шнековими пристроями подаються зверху у плавильний реактор-газифікатор, футерований шамотною і високоглиноземистою цеглою.

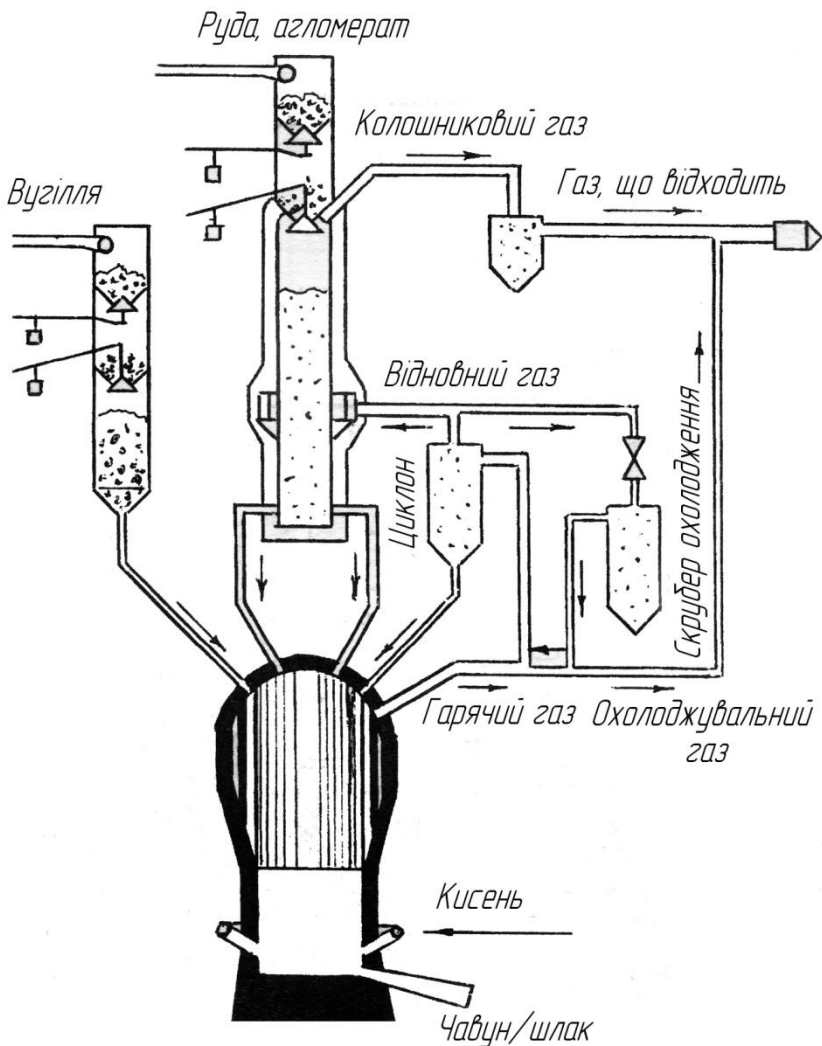


Рис. 5.3. Схема процесу Corex

Тут відбувається плавлення губчастого заліза і остаточне відновлення оксидів заліза з шлаку вугіллям. Для спалення вугілля в реактор-газифікатор через фурми в шар вугілля вдувають кисень.

Газ, що утворюється, проходячи через шар вугілля і губчастого заліза, охолоджується до температури 1000 °С (під куполом печі-газифікатора). За цих умов леткі речовини і смоли з вугілля розкладаються на монооксид вуглецю і водень.

Гарячий газ із печі-газифікатора очищається від пилу в циклонах і через фурми вдувається в нижню частину відновлювального реактора. Уловлений в циклонах пил, що містить вугілля і залізо, вдувається в піч-газифікатор. Необхідну температуру відновлювального газу 800 – 850 °С, який вдувається в шахтну піч, одержують, підмішуючи до гарячого газу холодний відновлювальний газ.

Надмірний газ після шахтної печі в кількості більше 2000 м³/т чавуну з питомою теплотою згоряння 6,7 – 8,0 МДж/м³ утилізувався всередині заводу для енергетичних цілей або після очищення від СО₂ передається на установку для виробництва губчастого заліза.

Процес Corex постійно вдосконалюється. Одним із технологічних нововведень є застосування дрібної залізної руди в кількості до 10-12 % від маси металошихти, яка завантажується у плавильний реактор-газифікатор через завантажувальний пристрій для вугілля. Це дозволило скоротити витрати кисню і твердого палива довівши їх до 518 м³/т і 993 кг/т відповідно на установці Corex–2000. Рекордні показники роботи цього модуля були зафіксовані в Індії – добова продуктивність – 3065 т, при максимальній частці кускової руди і рудного дрібняка в шихті – 47,1 % і максимальній частці дрібняка – 12,2 %.

Практика роботи установок Corex показала, що добавка коксу в кількості 5 – 15 % до вугілля, що завантажується в реактор-газифікатор підвищує продуктивність установки. Наявність коксу у вугільній насадці сприяє збільшенню зони горіння, поліпшенню передачі тепла до шлаку і металу, розташованих безпосередньо під цією зоною. Кокс, в основному, використовують при пуску і

зупинці агрегату Corex, а також для стабілізації процесу при відхиленнях від заданих параметрів.

У ІV кварталі 2007 року введена в експлуатацію найпотужніша установка Corex-3000 річною продуктивністю 1,5 млн. т/рік на заводі фірми Baosteel біля м. Шанхай в Китаї (рис. 5.4) [5.4].

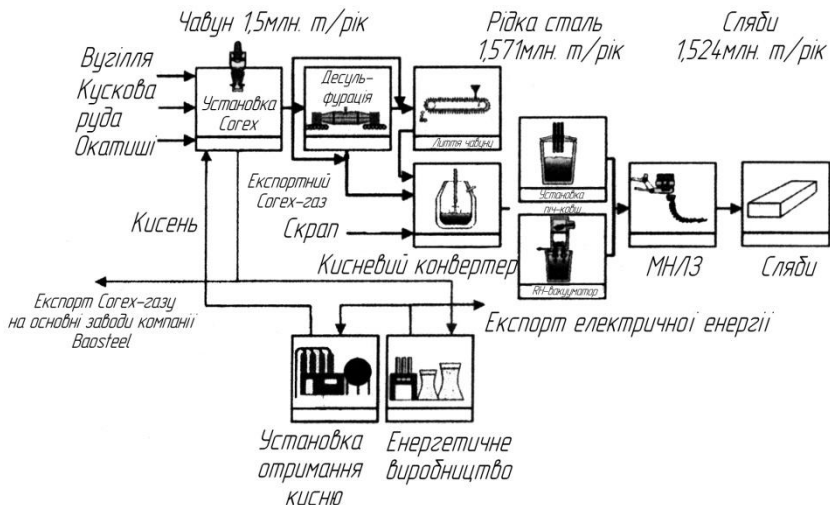


Рис. 5.4. Етап 1 запланованого технологічного маршруту на металургійному комбінаті, Luoijing

Установка Corex фірми Posco в м. Пхохані (Південна Корея) була реконструйована і переведена на процес Finex. Замість відновлювальної шахти для попереднього відновлення кускової залізної руди був встановлений чотириступінчастий реактор з киплячим шаром для відновлення рудного дрібняка, який після остаточного відновлення піддають гарячому брикетуванню, і потім подають у плавильний реактор-газифікатор, що залишився від установки Corex. Разом з цим також споруджена установка для брикетування вугілля [4.4]. В березні 2003 р. установка Finex була введена в дію. Результати її роботи дозволили ухвалити рішення про спорудження установки продуктивністю 1,5 млн. т/рік у м.Пхохані (рис. 5.5).

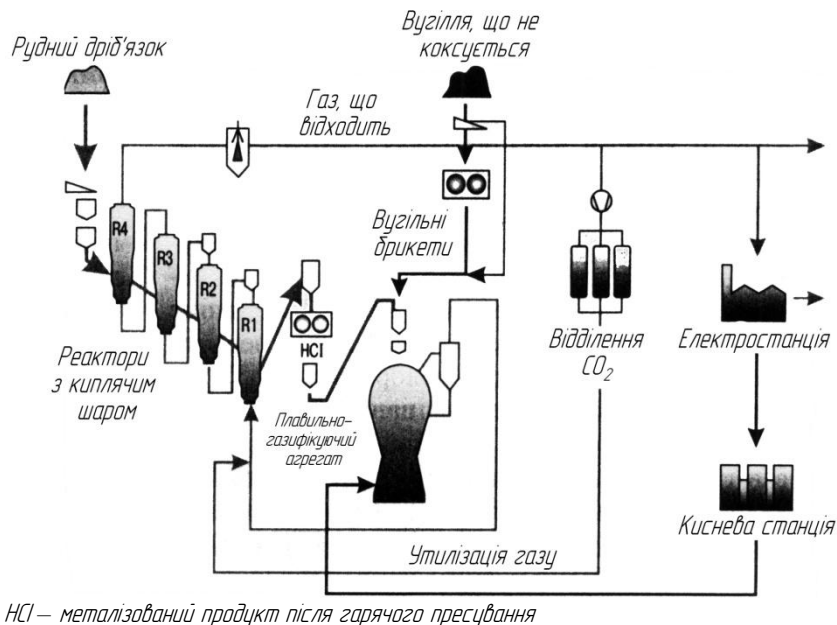


Рис. 5.5. Схема процесу Finex

Таким чином, прийнята технологічна схема дозволяє докорінно поліпшити охорону довкілля, оскільки відпадає необхідність не тільки в коксохімічному заводі, але й агломераційній фабриці.

Проектується два модулі Corex для металургійного заводу фірми Rosco в Індії продуктивністю по 2 млн. т на рік гарячого металу. Будівництво модулів планується закінчити в 2011 році.

Типовий для процесу Corex баланс сировини, палива, енерго-ресурсів і одержуваних продуктів наведений в табл. 5.1.

При експлуатації установки Corex у печі-газифікаторі утворюється коксова насадка. Для забезпечення нормальної роботи агрегату в період його пуску, як уже згадувалося, замість вугілля використовують кокс. Його також завантажують перед зупинкою агрегату. Робота агрегату Corex без коксу вимагає точного регулювання стану печі - газифікатора, оскільки напівкокс, що утво-

Таблиця 5.1.

Презентабельні величини питомих витрат палива, сировини і інших на виробництво однієї тонни чавуну

№ п/п	Матеріали, продукти і т.д.	Одиниці вимірювання	Витрата	Вихід
1	Вугілля	кг	980	
2	Окатиші	кг	1480	
3	Вапняк	кг	112	
4	Доломіт	кг	130	
5	Кисень	м ³	540	
6	Азот	м ³	80	
7	Електроенергія	кВт·год	75	
8	Пара	кг	15	
9	Інші види палива, окрім вугілля	ГДж	0,5	
10	Вода	м ³	1,5	
11	Трудовитрати оперативного персоналу	люд.год	0,14	
12	Витрати на обслуговування	дол. США	4-6	
13	Побічні продукти:			
	- гранульований шлак	кг		315
	- колошниковий газ	ГДж		13,2

рюється з вугілля, має меншу міцність, менші розміри і менш однорідний за розміром ніж кокс. Все це вимагає забезпечення вищого ступеня металізації губчастого заліза, яке виробляється в шахтному реакторі, більш рівномірного розподілу газового потоку, оптимізації висоти шару коксової насадки і витрати вдуваного кисню. У зв'язку з цим до фізико-хімічних властивостей вугілля, зокрема до реакційної здатності, горючої міцності і до їх гранулометричного складу виставляються особливі вимоги.

Встановлено, що вугілля, використовуване в процесі Corex, повинне мати наступні параметри:

Таблиця 5.2

Параметри вугілля для процесу Corex

Параметри вугілля	Значення параметрів
Масова частка нелеткого вуглецю	55 – 65 %
Масова частка летких речовин	25 – 30 %
Масова частка сірки	< 0,5 %
Масова частка золи	< 12 %
Теплотвірна здатність	> 29,33 МДж/кг

Продовження таблиці 5.2

Параметри вугілля	Значення параметрів
Реакційна здатність (CRI)	< 35 %
Гаряча міцність (CSR)	> 40 %
Середній розмір кусків	20 – 30 мм

У табл. 5.3 наведені характеристики чавуну, який одержують у доменних печах і агрегатах Corex фірми Posco.

Таблиця 5.3

Характеристика доменного чавуну і установки
Corex заводу фірми Posco

Якість чавуну	Доменна піч	Установка Corex
Температура чавуну, °С	1497 – 1517	1485 – 1525
Масова частка, %:		
C	4,8	4,7
Si	0,16 - 0,71	0,39 - 1,31
S	0,005 - 0,031	0,006 - 0,032
Прихід сірки в піч, кг/т	2,75	4,7-6,0
Витрата флюсуючих добавок, кг/т	1,6	271
Теоретична температура горіння палива на фурмах, °С	2200	3300
Масова частка золи в коксі/вугіллі, %	11,0 - 11,4	13,6 - 20,4

Метал, який одержують у процесі Corex практично аналогічний доменному чавуну за масовою часткою вуглецю, кремнію, сірки і температурою.

Основні труднощі, які довелося долати для забезпечення виходу на проектну продуктивність агрегату Corex-2000, пов'язані як з роботою шахтного відновлювального реактора, так і з експлуатацією печі-газифікатора. Так, в шахтному реакторі мали місце:

- втрата рівня засипки;
- спікання металізованих окатишів і складності з їх вивантаженням;
- стопоріння шнекових розвантажувальних пристроїв;
- низькотемпературне руйнування руди;
- недостатній ступінь металізації окатишів;
- утворення застійних зон;

- завантаження в реактор великої кількості дрібняка.
У плавильній печі-газифікаторі мали місце:
- порушення теплообміну в шарі вугілля і металеві шихти;
- коливання теплового стану горна;
- порушення ходу випусків продуктів плавки;
- зменшення довжини чавунної льотки;
- незбалансоване завантаження в піч губчастого заліза.

Кінець кінцем труднощі, що виникли з роботою обох реакторів модулів Corex-2000 були подолані.

Є резерви підвищення ефективності процесу Corex. Так, наприклад, випробування показали, що дрібні металургійні відходи, включаючи замаслену окалину можна завантажувати безпосередньо у плавильну піч-газифікатор. Можливе також завантаження в піч-газифікатор і задалегідь окускованих відходів, що включають окрім залізвмісних матеріалів, вугільний дрібняк, пластмаси, органічні відходи і замаслену окалину.

В даний час собівартість чавуну Corex на заводі фірми Posco є меншою, ніж на доменних печах малого об'єму, але більшою, ніж на великих доменних печах. Використання відходів і дешевого вугілля є одним з шляхів зниження собівартості чавунів установок Corex.

Розробники процесу вважають за можливе зменшити капітальні витрати на будівництво установок Corex – 2000 на 20 %. За їх оцінкою, в умовах, наприклад, США будівництво модуля Corex-2000, залежно від розташування заводу, складе 180 – 195 млн. доларів.

Питомі капітальні витрати зараз на будівництво такої установки складають близько 265 дол. США на 1 тону річної продуктивності за чавуном, для порівняння, питомі витрати на будівництво доменного цеху – 300 дол./т.

5.2.2. Досвід експлуатації установок Corex [5.4]

В Індії у штаті Карпатана поблизу селища Торанагпу фірмою Jindal побудований завод повного металургійного циклу з двома установками Corex типу С -2000 і фабрикою огрудкування.

У 1999 році перша установка Corex була введена в експлуатацію з річною продуктивністю 815 тис. тонн чавуну.

5.2.2.1. Підготовка сировини для установки Corex

Для забезпечення стійкої роботи був побудований цех підготовки сировини (ЦПС), в задачі якого входили приймання, складування, усереднення і грохотіння сировини, що прибуває. Він складається з:

- дільниці вивантаження сировини – вагоноперекидач із гідроприводом і системою зважування вагонів безпосередньо на вагоноперекидачі;
- відкритого складу місткістю 420 тис. т для зберігання вугілля, обладнаного двома укладальниками – забірниками, продуктивністю 1200 т/год. при укладанні і 500-600 т/год. в режимі усереднення;
- відкритого складу місткістю 216 тис. т для залізорудної сировини, марганцевої руди, флюсів, кварцитів;
- дільниці для грохотіння вугілля обладнана двома грохотами фірми Shenk, продуктивністю 250 т/год. з площею просіювання 16,8 м²; сита набираються з 21-єї плити з отворами 8x16 мм, виготовлених з поліуретану; грохотінню піддається вугілля крупністю 0 – 510 мм; готовий продукт це фракція 8 – 50 мм; ефективність грохотіння 90 %;
- дільниці грохотіння залізорудного матеріалу (руда, окатиші) і флюсів; обладнана одним грохотом фірми Shenk, сито грохоту складається з 14 плит з коміркою сита розміром 10x10 мм; грохотінню піддають матеріал крупністю 0 – 25 мм з виділенням готової фракції 6 – 25 мм; ефективність грохотіння окатишів складає 95 %; для грохотіння флюсів встановлені два грохоти із сіткою індійського виробництва, яка самоочищається, продуктивністю 150 т/год., готова фракція крупністю 6-25 мм.

При грохотінні матеріалів відсів складає: для вугілля – 30,5%, флюсу – 18,6 %.

Є установка для просушування вугілля перед подачею його в шихтові бункери установки Corex. Якщо вологість вугілля перевищує 5 %, його сушка здійснюється на віброрешітці. Гаряче повітря подається знизу в гору.

Подача матеріалів на склад і зі складу здійснюється системою конвеєрів зі швидкістю руху стрічок конвеєрів 2,4 м/с, що дозволило використовувати стрічку шириною 800 мм.

Всі приводи конвеєрів мають гідромуфти, що виключає зупинки через порив пальців і т.п. Загальна довжина конвеєрних стрічок складає 25 км.

5.2.2.2. Вимоги до якості сировини

Виробництво металу на установці Corex фірми Jindal здійснюється з використанням енергетичного вугілля різних родовищ.

Основними критеріями використання вугілля є масова частка вуглецю не менше 55 %; золи не більше 25 %, летких 35 % і сірки не більше 1 %. Дотримання цих умов забезпечує формування міцного дегазифікованого шару вугілля в печі-газифікаторі. Допустимий розмір куска вугілля знаходиться в межах 0 – 50 мм. При цьому, кусків крупністю більше 10 мм повинно бути не менше 50%, а інші 50 % повинні містити фракції розміром менше 2 мм не більше 10 % і розміром менше 1 мм не більше 5 %. Якщо індійське вугілля не відповідає цим вимогам, то фірма Jindal купує вугілля для установки в Австралії.

Склад вугілля, що вживається (усереднений за 1999 – 2000р.р.): вуглець – 80,0 %; леткі – 32,0 %; зола – 11,0 %; сірка – 0,57 %.

У шихті установки може використовуватись як залізна руда, так і окатиші. При роботі на руді продуктивність установки за чавуном знижується. До пуску власної фабрики огрудкування в шихті використовували окатиші інших індійських підприємств та з Бахрейна. Склад окатишів: Fe – 65,4 %; SiO₂ – 2,8 %; CaO – 2,9%; P₂O₅ – 0,07 %; SO₃ – 0,01 %. Індійська руда містить 64,3 % Fe; 2,9 % SiO₂ і 3,5 % Al₂O₃. Гранулометричний склад руди 6 –

25мм, при цьому, фракції крупніше 30 – 25 мм не більше 50%, а фракції менше 6 мм не більше 5%.

Вапняк містить 49,8 % CaO; 2,82 % MgO; 4,40 % SiO₂; 1 % Al₂O₃; 41 % втрати при прожарюванні (в.п.п.) і вологи не більше 5 %. Доломіт містить 29,5 % CaO; 20,2 % MgO; 2,5 % SiO₂; 0,85 % Al₂O₃; 46 % в.п.п. і вологи не більше 5 %.

Крупність флюсів 30 – 6 мм, зокрема фракції крупніше 50 – 30 мм не більше 5 %; а фракції менше 6 мм не більше 5 %.

Для наведення необхідного складу шлаку використовують кварцит з 95 % SiO₂ і 0,51 % Al₂O₃.

Для корегування процесу відновлення і плавлення використовується кокс наступного складу: вуглець – 85 %; зола – 15 % і сірка – 0,5 %. Розмір кусків коксу 50 – 8 мм, а фракції менше 8 мм – не більше 5 %.

5.2.2.3. Конструктивні особливості установки

Як вже згадувалося, установка складається з двох роздільних систем - шахти і горна, в першій відбувається відновлення, а в другому газифікація вугілля, до відновлення і плавлення матеріалів. Чавун і шлак видаляються через льотки.

Для горіння вугілля в горн подається чистий кисень. У табл. 5.4 наведені основні технічні характеристики установки Corex фірми Jindal.

У плавильному горні-газифікаторі відбувається газифікація і згорання вугілля, одержаний газ відводиться 4 газопроводами. Завантаження матеріалу і відведення газу відбувається через купол плавильного горна-газифікатора, причому для відновлених матеріалів і вугілля використовуються різні пристрої. Подача шихти в шахту і вугілля в горн-газифікатор здійснюється за допомогою конвеєрів. Завантажувальний конвеєр шахти розташований під кутом 90⁰, ширина його стрічки 2000 мм. На робочій гілці стрічки розташовані кишені для подачі матеріалу, що складаються.

Таблиця 5.4

Технічні характеристики установки Corex

№ п/п	Найменування	Дані	Примітка
1.	Відновлювальна шахта	Об'єм: 660 м ³ Діаметр: 7,03 м (рівень подачі газу) Висота: 24,325 м. Шнекові живильники для перевантаження матеріалу з шахти в реактор-газифікатор: 6 шт.	Робочий тиск в шахті 2,8 бар.
2.	Плавильний реактор-газифікатор	Завантажувальний апарат: 1 шт. Об'єм : 2290 м ³ . Діаметр: купола – 14 м, горна - 7,5 м. Висота: 27 м. Кисневі фурми: 26 шт. Пальники для спалення пилу: 4 шт. Льотки: 2 шт.	
2.1.	Ливарний двір	Механізм для відкриття льотки: 2 шт. Гармати для закриття льотки: 2 шт.	
2.2.	Шлаковий гранулятор (механічний)	Басейн для прийняття гранульованого шлаку: 2 шт. Гранулятор: 1 шт.	
3.	Завантаження вугілля	Завантажувальний пристрій: 1 шт. Шнековий живильник: 1 шт.	
4.	Розливна машина	Для отримання чушок холодного чавуну: 1 шт.	
5.	Чугуновізні ковши	Місткість: 130 т	

Горн футерується як і горн доменної печі й охолоджується 28 холодильниками, встановленими у два ряди.

Установка має потужне водно-силове господарство для охолодження агрегатів, механізмів і очищення газу. Використовується водооборотне постачання.

Витрата води, м³/год:

- охолодження обмурівки	1300
- охолодження механізмів	1120
- подача води на скрубери	2110
- на вторинне охолодження води	2160

У цеху є аварійна водопровідна башта для охолодження основних дільниць у разі аварій з насосною станцією. На випадок аварійного відключення електроенергії є дизельна установка автоматичного включення.

Для уловлювання пилу з відхідних газів служать скрубери, де газ очищається до 5 мг/м^3 пилу. Перед надходженням газу у скрубери він проходить очищення в сухому циклоні. Після чого, частина його надходить у відновлювальну шахту, а інша - у скрубери і вже потім спрямовується іншим споживачам.

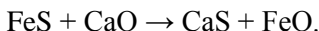
Для уловлювання шламів, що надходять із системи газоочищення призначене фільтрувальне відділення, що включає радіальний згущувач, фільтри і насосну станцію. Згущена пульпа зневоднюється на фільтрі площею 24 м^2 . Відфільтрований шлам містить 30 % Fe, 45 % C і 25 % $\text{SiO}_2 + \text{CaO}$.

5.2.2.4. Технологія плавки залізовмісної сировини на установці Corex

Для відновлення 1 т залізорудної сировини потрібно 1100 нм^3 газу. Установа продуктивністю 100 т/год. виробляє $175\,1000 \text{ нм}^3$ газу калорійністю $12,57 \text{ МДж/м}^3$.

Матеріал, відновлений у шахті, за допомогою шести шнекових живильників подається у плавильний горн-газифікатор, де лягає на тверду постіль з дегазованого вугілля, утворюючи за висотою порівняно невеликий шар. При цьому вісь фурми ніби розділяє сформований стовп матеріалу на два нерухомих шари. У верхньому шарі відбувається дегазація вугілля і протікають реакції прямого відновлення. Хімічний склад за залізом матеріалу, відбраного вище рівня фурменної зони: 85,56 % $\text{Fe}_{\text{зар}}$ і 41,5 % $\text{Fe}_{\text{мет}}$. У цій зоні окрім заліза відбувається також відновлення марганцю і кремнію.

Нижній нерухомий шар, який стикається з шлаком, відіграє важливу роль з переведення сірки у шлак за реакцією:



Для здійснення досить повного переходу сірки у шлак коефіцієнт розподілу сірки $K_s = (S)/[S]$ повинен бути рівним 20, (S) і $[S]$ відповідно масова частка сірки у шлаку і металі.

Для повнішого переходу сірки у шлак необхідна певна висота стовпа нерухомого шару з відхиленням за верхнім і нижнім рівнем ± 1 м.

Шихтове навантаження в горні-газифікаторі у відношенні до системи шлак-метал поводиться інакше, ніж у доменній печі, оскільки відновлювальний і плавильний процеси здійснюються в різних реакторах.

У доменній печі розплавлений метал і шлак стікають вільно через порожнечі між кусками коксу в горні, а рух шихти відбувається ніби суцільним потоком. У горні-газифікаторі розплавлений метал і шлак рухаються через пори постелі, утвореної газифікованим вугіллям. Під час звільнення горна від чавуну і шлаку, стовп матеріалу переміщується вниз, оскільки він стикається з розплавом. Після закриття льотки, в міру накопичення розплаву в горні, стовп матеріалу піднімається.

Загальну масу шихти можна розрахувати, якщо відняти величину сили виштовхування газу, що виділяється при газифікації вугілля. Стовп матеріалу може плавати на поверхні шлаку, якщо із загальної маси шихти відняти масу шлаку і металу.

Під час відкриття льотки першим починається витікання чавуну, оскільки шлак знаходиться вище за вісь льотки. У міру спорожнення горна шар матеріалу починає опускатися вниз. Викид випаленого матеріалу починається в той момент, коли шар матеріалу досягає рівня осі льотки. Цього не можна допускати, бо виникає так званий «ефект льотки», який призводить до корозії і руйнування вуглецевих блоків горна, поду і навіть досягає фурменої зони. Тому, на відміну від випуску чавуну в доменній печі, де випуск вважається закінченим, коли через льотку починають вилітати шматки коксу; випуск на установці Corex закінчується, коли шихта досягає встановленого нижнього рівня, коливання якого допускаються в межах ± 1 м.

5.2.2.5. Особливості експлуатації установки Corex і технологічні показники її роботи

У процесі роботи персоналом установки приділяється велика увага підтримці температури газу-відновника близько 800 °С. У разі перевищення цієї температури в газ подається пара.

Ця увага підтримці сталої температури викликана тим, що відновлений матеріал подається в горн-газифікатор шнековими живильниками. При зростанні температури вище 800 °С окатиші збільшуються в об'ємі, руйнуються і відбувається злипання матеріалу, що не тільки різко погіршує розподіл газу в шахті, але й утворює купол над живильниками і матеріал перестає завантажуватись. Це може призвести до аварії, що і трапилася в 1998 році при першому запуску установки.

Для стійкого ведення процесу дуже важливо також підтримувати температуру купола горна-газифікатора на рівні 1000 °С. Умовою досягнення цієї температури є утворення CH_4 у відновлювальному газі, а якщо температура куполу збільшується більше 1000 °С це означає, що знижується відношення $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$ і відбувається інтенсивна карбонізація газу.

Регулювання температури виконується за рахунок збільшення вологості вугілля або збільшення кількості супутніх матеріалів, що входять у вугільну подачу (окатиші, руда, відсів флюсу).

Технологічні показники установки наведені в табл. 5.5.

Таблиця 5.5

Технологічні показники установки Corex-2000 на заводі фірми Jindal

№ п/п	Показники	Розмірність	Значення показника
1	2	3	4
1.	Продуктивність	т/добу	2400
2.	Продуктивність годинна	т/год.	100
3.	Витрата кисню: на фурми на форсунки для спалювання пилу	$\text{м}^3/\text{год.}$	484 77
4.	Температура куполу	$^{\circ}\text{C}$	981
5.	Ступінь металізації сировини	%	90
6.	Вихід колошникового газу	$\text{м}^3/\text{год}$	116397

Продовження таблиці 5.5

1	2	3	4
7.	Перепад тиску в шахті	кПа	5,1
8.	Позиція завантажувального апарату	град.	2,5
9.	Температура відновлювального газу	⁰ С	794
10.	Температура в сухому циклоні	⁰ С	800
11.	Температура за висотою шахти, відмітки: 50,4 м 63,2 м 65,0 м	⁰ С	608 633 654
12.	Температура колошникового газу	⁰ С	200
13.	Температура чавуну	⁰ С	1477
14.	Склад чавуну	%	C - 4,11 Si - 1,53 S - 0,057 P - 0,084
15.	Склад шлаку	%	CaO - 37,31 MgO - 14,94 SiO ₂ - 31,84 Al ₂ O ₃ - 12,4 FeO - 0,36 S - 1,22
16.	Загальна кількість експортного газу	т/год.	1718012
17.	Калорійність газу	МДж/м ³	12,57
18.	Витрата матеріалів окатиші паливо (вугілля) флюси	кг/т	1172 1067 797
19.	Витрата води на охолодження	м ³ /т	3,69
20.	Витрата азоту	нм ³ /т	186
21.	Загальна маса подач у горн-газифікатор: паливо кварцит рудна добавка	т	1047 32,6 131,2
22.	Загальна маса подач у відновлювальну шахту: суміш окатишів руда флюс кокс	т	957,94 372,559 206,4 102
23.	Кількість подач (місткість 1 подачі 9 м ³) в годину		4
24.	Чистий час роботи	%	93

Вважається, що перевагами процесу є робота на вугіллі і виробництво середньокалорійного газу, який успішно використовується для виробництва електроенергії та інших цілей.

Питомі капітальні витрати на установку Corex-2000 склали 256 дол. США на 1 т готової продукції.

Недоліки проекту Corex-2000 на заводі фірми Jindal наступні:

- накопичення фенолу у воді оборотного циклу;
- незадовільне фільтрування згущених шламів, волога в кеку досягає 12-13 %;
- мала місткість бункерів у відділенні шихтоподачі (580 м³);
- одна лінія конвеєрів подачі сировини в бункери шихти, що призводить до втрати у виробництві.

5.2.3. Вдосконалення установки Corex [5.5]

Дослідницькі роботи з вдосконалення конструкції і технології Corex направлені на підвищення продуктивності агрегатів і оптимізацію систем розподілу металеві шихти і вугілля, а також на вдування пиловугільного палива.

Головний висновок, який був зроблений на підставі досвіду експлуатації модулів Corex-2000 полягав в тому, що можна досягти вищого рівня продуктивності існуючих агрегатів. Продуктивність модулів можна збільшити за рахунок незначних змін конструкції основних агрегатів, а також за рахунок адаптації допоміжного устаткування або окремих елементів, наприклад складу сирих матеріалів, систем газоочищення, діаметру газового трубопроводу. Еволюція установок Corex показана на рис. 5.6.

Після зміни профілю плавильного агрегату і системи охолодження конструкція зон горна і заплечиків будь-якої установки є практично ідентичною аналогічним елементам доменної печі рис.5.7.

Були випробувані різні варіанти подачі відновлювального газу в шахту установки і визначений варіант, який буде реалізований у наступних проектах.

Як показали дослідження, для отримання вищих виробничих показників необхідно, в першу чергу, поліпшити системи розпо-

рез горизонтальну швидкість вугілля на виході з вугільного ка місце зіткнення основного вугільного потоку і шару зміщене на 1 м від центру (рис. 5.8).

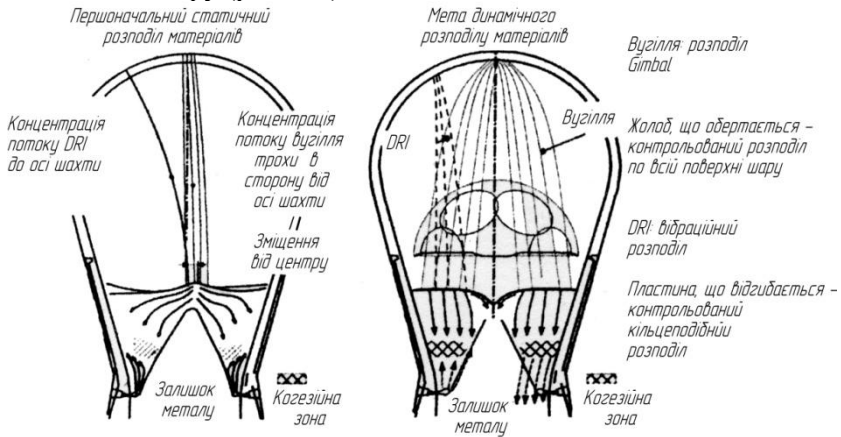


Рис. 5.8. Розподіл матеріалів в плавильному реакторі Corex

В результаті нерівномірного опускання високотемпературних зон досягали достатньо великих кількостей не піролізованого вугілля, що було причиною небажаних стрибків тиску. Цю ситуацію вдалося поліпшити за допомогою центрування вугільного потоку з використанням центруючого листа. Установка такого статичного пристрою з рифленою поверхнею дозволила розподіляти вугілля за більшою поверхнею. В результаті вдалося збільшити висоту вугільного шару і підвищити рівень робочого тиску реактору. Це, у свою чергу, призвело до стабілізації температури і складу чавуну, зменшення питомих витрат матеріалів і енергоносіїв, і більш рівномірного перебігу технологічного процесу.

Подальші поліпшення технології пов'язані із застосуванням динамічної системи розподілу вугілля типу Gimbal (рис. 5.9). Розподільна система повністю закрита газонепроникним кожухом і встановлюється безпосередньо на фланець плавильного горна. Дана система складається з жорстко закріпленої вхідної труби і розподільного самопливного спускового жолоба, який кріпиться за допомогою карданних кілець, що забезпечують похилий і



*Сумісна розробка VAI/VAI-UK
та Saldanha, Pasco*

*Високотемпературне застосування
(до 1100°C) всередині
плавильного реактора*

*Використання на установці Corex
типу C-2000 компанії Saldanha (2004р.)
та Pasco (2005р.)*

Рис. 5.9. Розподільна система Corex типу Gimbal.

обертальний рух розподільного жолоба. Пристрій приводиться в рух за допомогою двох гідравлічних циліндрів, які діють на розташовані над карданним шарніром кільця. В результаті руху гідравлічних циліндрів розподільний жолоб може застосовуватися для кільцевої, спіральної, точкової, сегментної або секторної за-сипки при різних значеннях швидкостей подачі вугілля, що забезпечує контрольований процес його розподілу в об'ємі плавильного горна.

Переваги розподільного пристрою типу Gimbal полягає в рівномірному зносі за колом труби, що забезпечує тривалий термін його роботи. Це проста і недорога, не споживаюча великих витрат на обслуговування система може застосовуватися аж до 1100°C.

Ця система розподілу вугілля вже успішно експлуатується на підприємствах компаній Saldanha і Posco.

На підприємстві компанії Saldanha Steel в результаті впровадження системи розподілу вугілля типу Gimbal отримані наступні результати:

- підвищення стабільності процесу роботи плавильного горна-газифікатора і всього агрегату, що привело до поліпшення якості чавуну і газу для інших споживачів;
- зменшення витрати вугілля на 10 %, причому даний показник продовжує знижуватися;
- підвищення захисту вогнетривкого футерування за рахунок контрольованого газового потоку у вугільному шарі.

Розроблена нова система завантаження відновленого продукту для його рівномірного розподілу у плавильному горні за поверхнею вугільного шару за колом радіусом – 2 – 4 м.

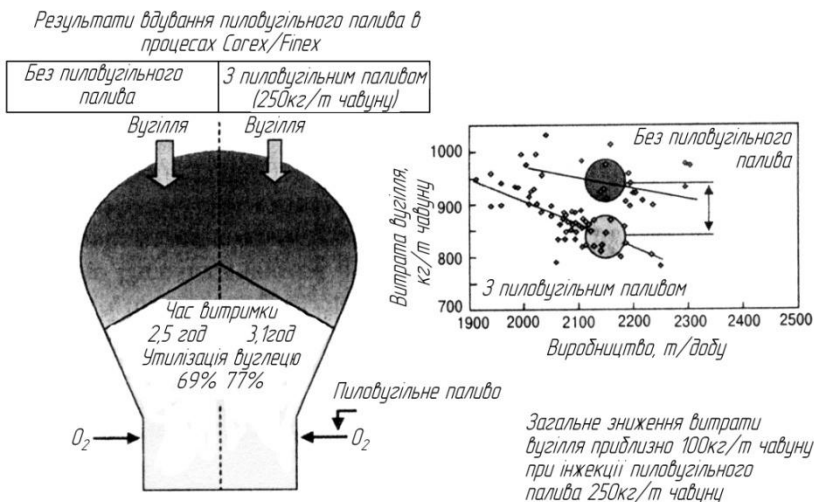


Рис. 5.10. Результати експлуатації системи вдвудання вугільного пилу для процесів Corex/Finex.

Проведені у виробничих умовах випробування показали, що розподіл металізованого продукту робить значний вплив на характер експлуатації плавильного горна. При відхиленні засувки подачі матеріалу і тим самим потоку від центральної осі плавильного горна відбувається погіршення режиму його роботи, а також призводить до збільшення теплових втрат через охолоджуючий

пристрій. Для підтримки необхідної температури чавуну під час випробувань були вимушені збільшити на 4 % подачу коксу.

Нова система розподілу металізованого продукту успішно використовується на установці Corex компанії Saldanha Steel.

На демонстраційній установці Corex/Finex компанії Posco випробуване ще одне нововведення. В зоні горна біля кисневих форсунок був встановлений пристрій для вдування вугільного пилу (рис. 5.10). При вдуванні 250 кг пилу на одну тонну чавуну загальна витрата вугілля знижується приблизно на 100 кг до рівня 820 кг. Час перебування вугілля у вугільному шарі збільшується на 20 %, що приводить до підвищення використання вуглецю з 69% до 77 %.

Всі ці нововведення використані у проекті установки Corex-3000 компанії Baosteel, а також будуть використані на всіх інших наступних установках.

Треба підкреслити, що оптимізація конструктивних елементів і технології не завершена, тому слід чекати нових економічно вигідних рішень у проектах Corex.

5.3. Шахтно-горновий агрегат (ШГА)

Проф. І.Г.Товаровський зі співробітниками, аналізуючи розвиток доменної плавки і безкоксової металургії, запропонували проект шахтно-горнового агрегату, що продовжував розробку Д.К.Чернова. Подальша робота з урахуванням досвіду освоєння процесу Corex дозволила сформулювати пропозиції, які викладаються нижче [5.6].

5.3.1. Конструктивні рішення щодо перебудови доменної печі у шахтно-горновий агрегат

Шахта і горн розділені суцільною перегородкою, яка для шахти є днищем, а для горна – склепінням (рис. 5.11 і 5.12).

Склепіння виконане не плоским, а у вигляді віяла складок. Верхні ребра (гребні) складок є горизонтальними або наближе-

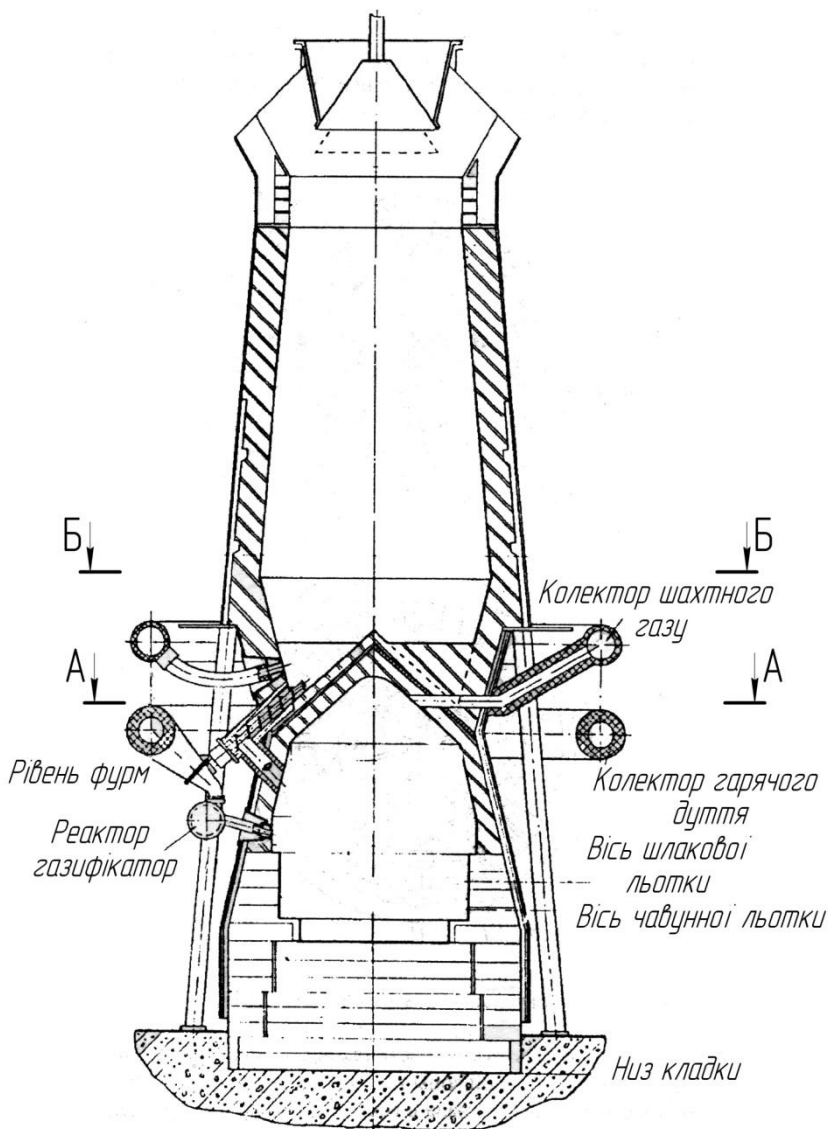


Рис. 5.11. Вертикальний перетин шахтно-горнового агрегату.

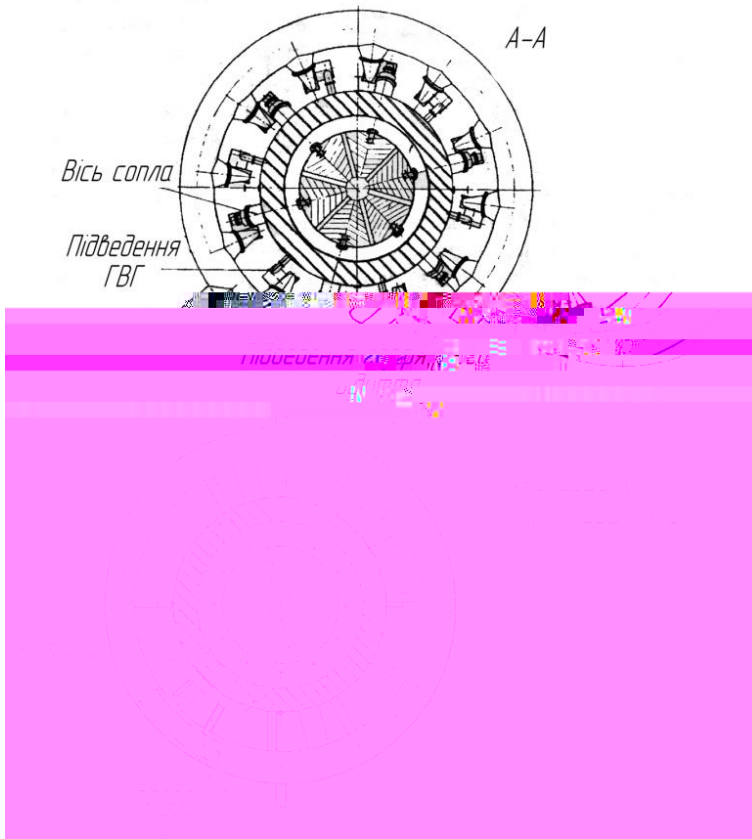


Рис. 5.12. Горизонтальні перетини шахтно-горнового агрегату.

ними до горизонту. Нижні ребра (впадини) мають нахил до периферії. Бічні грані складок у вертикальному циліндричному перерізі утворюють «пилу». Нахил впадин та бокових граней до горизонту наближено відповідає куту природного відкосу матеріалів. Складкове склепіння спирається на заплечики шахти, які підсилені мараторним кільцем. Заплечики розділяються складками

склепіння на трикутники, які належать поперемінно шахті й горну.

Така конфігурація склепіння дозволяє:

- створити жорстку конструкцію для сприйняття навантаження від матеріалу в шахті;
- максимально економно використовувати висоту доменної печі, оскільки складчаста перегородка є одночасно днищем шахти, що має похилі грані, якими матеріал рухається до вузлів перевантаження, і склепіння горна, під яким збирається газ та спрямовується до газовідводів.

Вздовж ребер впадин склепіння у стінках заплечиків встановлені шнекові перевантажувачі шихти із розвантажувальними жолобами, якими матеріал із шахти перевантажується в горн. Вісі шнекових перевантажувачів встановлені за радіусами і за тим же кутом до горизонту, що і ребра впадин, що дозволяє, по-перше, забезпечити безперешкодне сходження матеріалу, і, по-друге, забезпечити проходження вісі шнека у вертикальній площині нижче грані кільцевої труби гарячого дуття, що знадобиться для безперешкодної зміни шнека. Кількість складок склепіння кратна кількості фурм горна.

Описана конструкція днища шахти, в поєднанні з регульованими за кількістю обертів шнековими перевантажувачами, забезпечує плавке та кероване перевантаження матеріалів із шахти у горн.

Газовідводи з'єднуються кільцевою трубою, на якій є патрубкі для фурм шахти. Таким чином, горновий газ передається із горна у шахту. Від кільцевої труби горнового газу є відвід на систему рециркуляції, що дозволяє регулювати кількість відновлювального газу, який подається у горн.

Фурми шахти розташовуються рівномірно навколо у місцях найбільшого розпушення матеріалу (0,5 – 3,5 калібру фурми).

Охолоджений газ із системи рециркуляції (горновий газ при його надлишку або очищений колошниковий) подається в горн через жолоби шнекових перевантажувачів. Разом з цим газом в горн подаються флюси та домішки.

Горн ШГА має циліндричну частину, конічну фурменну зону, до якої прилягають заплечики та склепіння.

По колу фурменної зони розташовані фурми з прифурменими реакторами-газифікаторами (ПРГ), які з'єднані з кільцевою трубою гарячого дуття.

До ПРГ підведені магістралі подачі меленого вугілля та кисню.

Таким чином, конструкція кожуха ШГА відрізняється від кожуха доменної печі деякою зміною геометричних розмірів фурменної зони і заплечиків, а також наявністю склепіння горна.

Охолодження кожуха горна, фурменної зони, заплечиків та шахти виконується за допомогою чавунних плитових холодильників та звичайної системи охолодження. Охолодження склепіння з боку шахти із заповненням простору між трубами змійовика теплопровідною замазкою. Вогнетривке футерування шахти вирішується традиційно, причому можна очікувати значно ліпшої стійкості цього футерування, оскільки в шахті ШГА немає зон високих температур (газ подається з температурою не більше 900⁰С), а отже, немає шлакоутворення, яке руйнує цеглини.

Футерування заплечиків, фурменної зони, горна та лещаді також не відрізняється від традиційних рішень. Футерування склепіння має бути виконане з обох боків – з боку шахти та з боку горна. З боку шахти це може бути шамотне футерування, яке укладається поверх охолоджуючих змійовиків, і прикрите захисними плитами зі зносостійкого чавуну, а з боку склепіння, ймовірно, найбільш доцільним є футерування вогнетривким бетоном, який заливається між кожухом склепіння та захисними підвісними плитами. Може розглядатись також і футерування підвісного цеглою для склепінь.

Завантаження залізовмісних матеріалів на колошник виконується таким же способом і за допомогою того ж обладнання, що й у звичайну домену піч. Для покращення газодинаміки протитечії у шахті бажано передбачити відсів дрібняку 0-5 мм перед завантаженням.

5.3.2. Принцип дії ШГА

При опускання матеріалу у шахті та заплечиках відбувається відновлення оксидів заліза відновлювальним газом, який вдувається у шахту, до ступеня металізації 75 – 85 % при температурах газу до 900⁰С, за яких зберігається твердофазний стан матеріалів. Значення максимальної температури у шахті, за якої повністю зберігається твердофазний сипкий стан матеріалів, встановлена на підставі досліджень.

Відновлений матеріал перевантажується в горн шнековими перевантажувачами із регульованого швидкістю перевантаження (рис. 5.13).

Продукти газифікації вугілля (ПГВ) надходять у шар металізованих матеріалів, що завантажуються на поверхню розплаву у горні. У шарі відбувається плавлення матеріалів, до відновлення оксидів та часткове науглецювання металу за рахунок надлишкового твердого вуглецю, який міститься в ПГВ. У циліндричній частині горна відбувається розділення розплаву на метал і шлак з періодичним випуском їх через льотки.

Гарячий відновлювальний газ (ГВГ), піднімаючись у склепінну частину горна, змішується з холодним відновлювальним газом (ХВГ), який вдувається у цю область задля отримання температури не більше за температуру початку розм'якшення матеріалів – 900⁰С.

Отриманий газ надходить у колектор, а з колектора – у фурми і частково у газопровід на охолодження для отримання ХВГ.

Матеріал у горні не займає увесь об'єм, між поверхнею матеріалу та склепінням є вільний, заповнений газом простір, що призводить до утворення у горні над шаром рідких чавуну та шлаку псевдозрідженого шару матеріалу, в якому, з властивими псевдозрідженому шару високими швидкостями тепло – і масообміну, відбувається нагрів матеріалу, що надходить, його плавлення та відновлювальні реакції як непрямого, так і прямого характеру.

Для того, щоб забезпечити можливість такої роботи горна, рудні жолоби введені у горн через стінки фурменої зони на невеликій висоті над поверхнею матеріалу. Такий спосіб введення

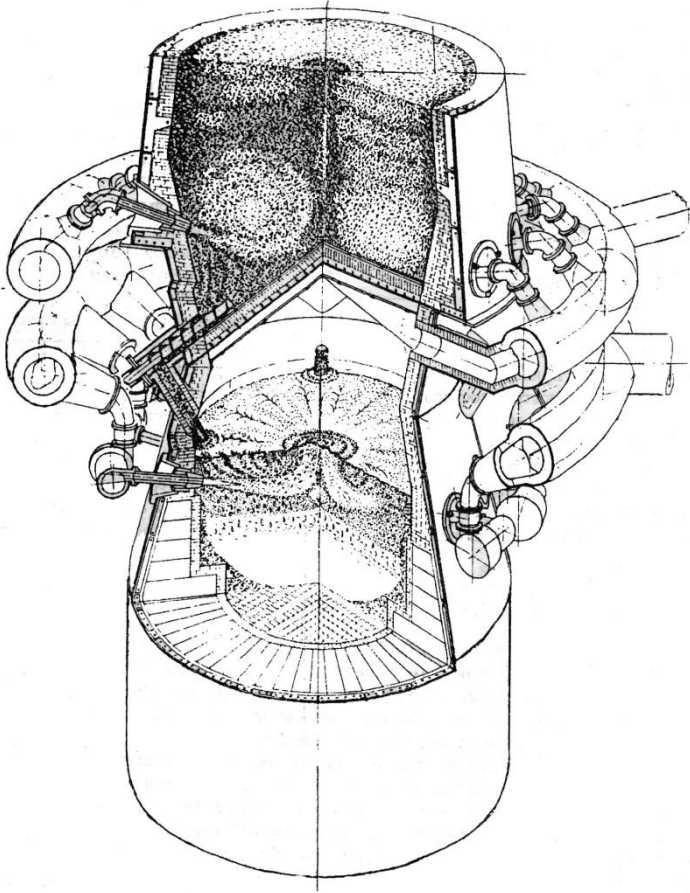


Рис. 5.13. розподіл та рух матеріалу в шахті та горні ШГА.

матеріалу у горно забезпечує виключення перетину струменю матеріалу, який зсипається з потоком газу, що виходить із горна, що, у протилежному випадкові, призвело б до активного винесення із горна пиловидної фракції матеріалу та утруднило б роботу шахти.

Газовідводи розташовані у верхніх точках стін горна під стелею складок склепіння. Завдяки цьому рух газу в горні формується

ся наступним чином: газ із шару матеріалів виходить у центральній частині горна, що обумовлено характером руху фурменого струменя у шарі. Цей центральний стовп газу спрямовується догори під склепіння і розділяється на рукави до газовідводів, проте у просторі між цим центральним стовпом, склепінням та стінками горна неминуче виникає тороподібний вихровий потік, в якому рух газу відбувається від центру – вгору – до периферії склепіння– вниз вздовж стін горна – до центру над шаром матеріалу.

Пилові частинки у цьому вихорі набувають відцентрову силу, спрямовану до склепіння, стінам та поверхні матеріалу.

ГВГ, що виходить із шару має температуру 1200 – 1300 °С. У цих умовах пиловидні рудні частинки дуже швидко нагріваються, відновлюються, співударяючись у турбулентному потокові коагулюють, потрібна швидкість їх витання збільшується через зростання розмірів та густини, а відцентрова сила, що підвищується зі збільшенням маси частинок, відкидає їх до периферії потоку на стінки та поверхню матеріалу.

Таким чином, можна собі уявити собі механізм своєрідної термохімічної сепарації відхідного із горна газового потоку від пиловидних частинок.

Наявність псевдозрідженого шару у горні відмічена розробниками процесу Corex.

5.3.3. Основні технологічні показники ШГА

В основу методики визначення витрати вугілля, дуття та інших ресурсів, а також визначення кількості, складу та параметрів газів покладені автономні матеріальні та теплові баланси шахти, горна та суміщений матеріально-тепловий баланс агрегату [5.2].

У якості вихідних даних прийняті склади залізовмісної сировини та вугілля, а також параметри процесу, що є характерними для комбінату “Запоріжсталь”.

Для завантаження через колошник використовується кускова залізовмісна сировина-агломерат, окатиші, залізна руда. Розмір кусків 5 – 50 мм. Фракція 0 – 5 мм відсівається перед заванта-

женням у шкіри. Склад шихти підбирається виходячи із максимального офлюсування.

На етапі освоєння технології використовується моношихта зі 100 % офлюсованого агломерату, а окатиші, залізна руда та вапняк подаються в якості добавок для коректування основності.

В якості добавок періодично подаються також металодобавки та кускове вугілля (5 – 50 мм) марки Т.

Таблиця 5.6

Орієнтований хімічний склад матеріалів, %

Найменування матеріалів	Fe	FeO	SiO ₂	CaO	MgO	Al ₂ O ₃	MnO	S	P
Агломерат	55,0	12,0	9,2	10,7	0,8	1,0	0,1	0,05	0,02
Залізна руда	54,5	2,0	19,0	0,4	0,2	0,5	0,1	0,02	0,01
Вапняк	0,5	-	1,5	53,0	0,7	0,8	-	0,10	0,01

У газифікатор подається пилоподібне паливо (або інша вуглецевмісна сировина). Використовується вугільний концентрат фракції 0 – 3 мм, підсушений до вологості 1 %.

Є можливим використання вугілля різних марок, наприклад, концентрати із пісного та газового вугілля, склад робочої маси яких після сушіння наводиться у табл. 5.7.

Таблиця 5.7

Склад робочої маси вугілля, %

Концентрат із вугілля	C ^p	H ^p	O ^p	N ^p	S ^p	w ^p	A ^p
Пісного	81,5	3,0	3,0	1,5	2,0	1,0	8,0
Газового	75,3	5,0	7,5	1,7	1,5	1,0	8,0

Флюси, а також залізовмісні та інші добавки, в тому числі колошниковий пил, подаються у горн печі в область перевантажувальних вузлів матеріалів із шахти у горн. Подавання здійснюється шляхом інжекції подрібнених матеріалів крупністю 0 – 3 мм.

Параметри показників проектованої плавки наведені в табл.5.8.

Таблиця 5.8

Показники проекрованої плавки

№ п/п	Показники	Розмірність	Значення
1	2	3	4
1.	Температура шихти при завантаженні у шахту	$^{\circ}\text{C}$	250
2.	Температура шихти при перевантаженні із шахти у горн	$^{\circ}\text{C}$	870
3.	Температура колошникового газу	$^{\circ}\text{C}$	400
4.	Температура газу на вході у шахту	$^{\circ}\text{C}$	900
5.	Витрати тепла на охолодження шахти	% від теп.пот	8
6.	Винесення колошникового пилу	кг/т	30
7.	Ступінь металізації у шахті	%	80
8.	Температура металу та шлаку	$^{\circ}\text{C}$	1500
9.	Витрати тепла на охолодження горна	% від теп.пот	10
10.	Річний фонд робочого часу	діб	357
11.	Продуктивність	т/добу тис. т/рік	2000 714
12.	Витрата матеріалів: агломерат вугілля (0-3 мм) у т.ч. - вуглецю - вапняку (0-3 мм)	кг/ т мет. кг/т мет. кг/ т мет. кг/т мет.	1821 658 517 67
13.	Кількість шлаку	кг/т мет.	490
14.	Кількість ГВГ, що надходить з газифікаторів	$\text{м}^3/\text{т мет.}$	1442
15.	Загальна кількість горнового газу	$\text{м}^3/\text{т мет.}$	1579
16.	Кількість рециркулюючого газу	$\text{м}^3/\text{т мет.}$	922
17.	Те ж саме у % від горнового газу	%	58,4
18.	У тому числі товарного газу	$\text{м}^3/\text{т мет.}$	312
19.	Колошниковий (товарний горновий) газ: кількість температура вміст: CO CO ₂ H ₂ H ₂ O N ₂ Теплотворність	$\text{м}^3/\text{т мет.}$ $^{\circ}\text{C}$ % % % % % кДж/м ³	1267 (312) 400 (50) 29,1 (60,6) 32,4 (0,9) 5,8 (12,0) 6,2 26,5 (26,5) 4306

Продовження таблиці 5.8

1	2	3	4
20.	Вміст у металі: Si Mn S C	% % % %	0,5 0,1-0,2 0,03 4,0
21.	Вміст у шлаку: SiO ₂ Al ₂ O ₃ CaO MgO MnO FeO S	% % % % % % %	37,0 6,5 46,3 3,3 0,1 0,4 2,4

Розробники ШГА зробили порівняння кращих можливих показників ШГА, процесу Corex і доменної плавки.

Найбільш істотні переваги безкоксової технології в ШГА виражаються у вартісних показниках.

Вартість палива у варіанті ШГА менша, ніж в доменній печі на 21 – 23 %, і менше, ніж в процесі Corex на 6 – 8 %.

При порівнянні трьох найбільш перспективних технологій: доменної печі, Corex і ШГА автор [5.2] зробив наступні висновки.

Малококсова плавка в доменній печі характеризується вищою тепловіддачею вуглецю за рахунок введення великої кількості нагрітого дуття. Це визначає істотно меншу витрату натурального палива, ніж у нових технологіях, і трохи менша загальна витрата енергоресурсів (в умовному паливі). Головними перевагами безкоксових технологій є менша, приблизно на 20 %, вартість палива і виключення шкідливих викидів коксохімічного виробництва.

Промислово освоєний процес Corex дозволяє вирішувати вказані економічні і екологічні проблеми, проте вимагає значних інвестицій на будівництво нової установки. ШГА, маючи, згідно з розрахунками, вартість палива на 21 – 23 % менше, ніж у доменній печі і на 6 – 8 % нижче, ніж у установок Corex, може бути споруджений в ході капітального ремонту і реконструкції домен-

ної печі при невеликих додаткових витратах. Іншою перевагою ШГА його автори вважають, що можна одержувати регульований склад металу від чавуну до сталевого напівпродукту з 1,5 – 2 % вуглецю.

Звичайно, кажучи про все це, необхідно не забувати, що установки Corex і тим більше доменні печі є вже добре освоєними в широкому промисловому масштабі агрегатами, тоді як ШГА існує тільки на папері.

Ми вважаємо, що справою честі для господарюючих суб'єктів в Україні є реконструкція в найближчий час хоч би однієї доменної печі з перетворенням її в шахтно-горновий агрегат і проведення повномасштабних дослідів для відпрацювання конструкції і технології багатообіцяючого агрегату.

Не можна допускати, щоб наш час був часом упущених можливостей.

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокускованої дрібної руди і вугілля

6.1. Процес Hismelt

6.1.1. Пілотні випробування

Ідеї безкоксової відновлювальної плавки дрібної залізної руди, що виключають її окускування з'явилися ще на початку двадцятого сторіччя. З тих пір була запропонована, досліджена і випробувана велика кількість різних методів, але на початку двадцять першого століття найбільших успіхів досяг процес Hismelt [6.1].

У 1993 – 1996 роках у м. Квінані, Західна Австралія, фірма Rio Tinto (Hismelt Corporation) спільно з фірмою Midrex відпрацьовувала процес відновлювальної плавки на пілотних установках. Спочатку на горизонтальній, яка пропрацювала 5000 годин, а потім вертикальній з діаметром плавильно-відновлювального реактора (ПВР) 2,7 м.

На спорудження демонстраційної установки Hismelt з річною продуктивністю 100 тис. т було витрачено 100000 дол. США.

Горизонтальна піч установки могла обертатися навколо своєї осі. Проте через складність агрегату і великої витрати вогнетривів у 1997 році ця установка була зупинена і почали відпрацьовувати технології з ПВР вертикального типу (рис. 6.1). За допомогою верхньої фурми для допалювання газів, що виділяються з розплавленої ванни, вдувалося збагачене киснем дуття нагріте до 1200 °С. Купольна частина реактора була виконана з водоохолоджувальних панелей.

Вугілля і руда вдувались у розплав через нахилені до вертикальної осі реактора фурми, які розташовані за колом у бічних стінках реактора. За напрямком руху вдуваних через фурми струменів газу-носія, що включали в собі частинки руди, вугілля і флюсу, можна було виділити три зони, що відрізнялися характером здійснюваних у них процесів:

- зона інжекції; ця зона в шарі шлаку на виході струменя з сопла фурми, в якій частинки вдуваних шихтових матеріалів ще не

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

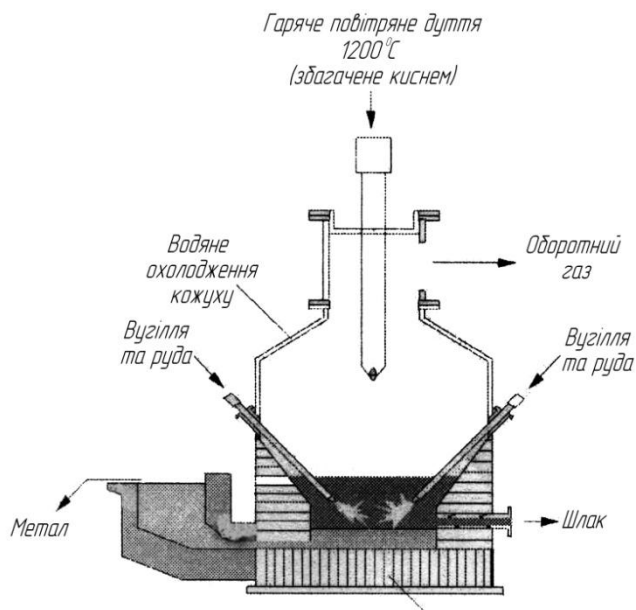


Рис. 6.1. Конвертер для прямого відновлення заліза, який використовують в процесі Hismelt.

нагрілися і не зазнали хімічних перетворень, струмінь газу інжектував в себе краплі рідкого шлаку;

- зона підігріву шихти і піролізу вугілля, де частинки шихти нагрівалися за частки секунди, і в якій починався піроліз вугілля з виділенням CO , H_2 , вуглеводнів і сажі;

- зона проникнення частинок шихти, частково піролізованого вугілля і крапель шлаку в металеву ванну; у вугільних частинках завершувався процес піролізу, рудні частинки плавилася, оксиди заліза відновлювалися розчиненим у металі вуглецем, краплі шлаку активно взаємодіяли з металом.

Верхня і середня зони розплаву активно барботувались струменями газу-носія і пузирями монооксиду вуглецю, що утворилися при відновленні заліза. В результаті значна частина об'єму реактора була зайнята шлакометалевою емульсією, що містила частинки вугілля і сажі, які брали участь у процесах відновлення

оксидів заліза в шлаку і навуглецьовування металу. Високий вміст закису заліза у шлаку цієї реакційної зони, що досягав 3 – 6 %, був причиною низького вмісту кремнію і марганцю та великого вмісту сірки в металі, а також високого ступеня переходу фосфору у шлак, що досягав 80 – 95 %.

У верхній частині реактора Hismelt над шлакометалевою ванною здійснювалось допалювання відновлювального газу, який виходив з розплаву, і частинок вугілля і сажі, що виносяться газом, за рахунок кисню, що подавався сюди через вертикальну фурму гарячого, збагаченого киснем, дуття.

Випуск чавуну і шлаку здійснювався окремо. Чавун через сифон з придонної частини реактора безперервно надходив у накопичувач, з якого періодично випускався. Випуск шлаку здійснювали через шлакову лютку в нижній частині реактора.

В залежності від виду використовуваних сирих матеріалів розрахункова річна продуктивність агрегату складала від 50000 до 100000 т. За період із лютого 1997 року до червня 1999 року ця дослідна установка пропрацювала 132 дні і виплавила 22100 т чавуну при використанні вугілля з масовою часткою вуглецю від 50,0 до 73,2 %, золи від 4,8 до 12,0 % і летких від 9,8 до 38,5 %, а також коксового дріб'язку. В якості залізорудних матеріалів використовували дрібну руду з масовою часткою заліза 61,0 % і фосфористу руду з 62,4 % заліза і 0,12 % фосфору, сталеплавильні шлами з 53,3 % заліза і 10,0 % вуглецю та губчасте залізо з 90,5% заліза і ступенем металізації 84,2 %.

Типовий чавун містив 4,1 – 4,5 % вуглецю; 0,02 – 0,06 % марганцю і 0,02 – 0,04 % фосфору. Температура чавуну складала 1400 – 1500 °С.

6.1.2. Промислова установка в м. Квінані

У другій половині 2004 року за даною технологією був побудований і введений в експлуатацію в м. Квінані завод фірми Rio Tinto продуктивністю 0,8 млн. т на рік з плавильно-відновлюваль-

ним реактором діаметром 6 метрів. Вартість проекту оцінюється в 208 млн. дол. США.

Виробництво чавуну на цьому заводі здійснюється у дві стадії: попередній нагрів залізної руди та її плавлення з використанням вугілля та добавок. Принципова схема ланцюга апаратів установки Hismelt зображена на рис. 6.2 і 6.3, а загальний вид заводу представлений на рис. 6.4.

Проект установки для попереднього нагріву залізної руди базується на принципі киплячого шару, який успішно використовували на заводі Sircored у м. Поїнт Лісас, в Тринідаді і Тобаго.

Схема ланцюга апаратів установки для попереднього нагріву руди зображена на рис. 6.5, а схема підготовки вугілля – на рис. 6.6.

Установка для попереднього нагріву дрібної залізної руди окрім реактора киплячого шару включає циклони і апарати Вентурі.

Руда дозується, і шнековими живильниками подається в апарат Вентурі першої стадії, нагрівається і підсушується газом, що відходить з циклонів другої стадії. Руда, відокремлена від газу на першій стадії циклонів, самопливом подається у другу стадію апаратів Вентурі, де видаляється приблизно 70 % втрат при прожарюванні (в.п.п.).

Після розділення газу і твердого у другій стадії циклонів, підігріта руда прямотечею надходить у нагрівач киплячого шару, де завдяки частковому спалюванню газу, що відходить з ПВР при температурі приблизно 1000 °С руда нагрівається до 850 °С.

Гарячий пил, що надходить із апарату Вентурі, також завантажується в реактор киплячого шару. Кільцева область навколо центрального сопла використовується для регулювання киплячого шару завдяки низьким швидкостям псевдозрідження. Для підтримки температури киплячого шару на рівні 850 °С вводиться невелика кількість повітря в реактор через кільце навколо центрального сопла. Це повітря, змішуючись з відхідними газами ПВР здійснює часткове допалювання H_2 та CO , що вносить додаткову кількість тепла у процес.

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

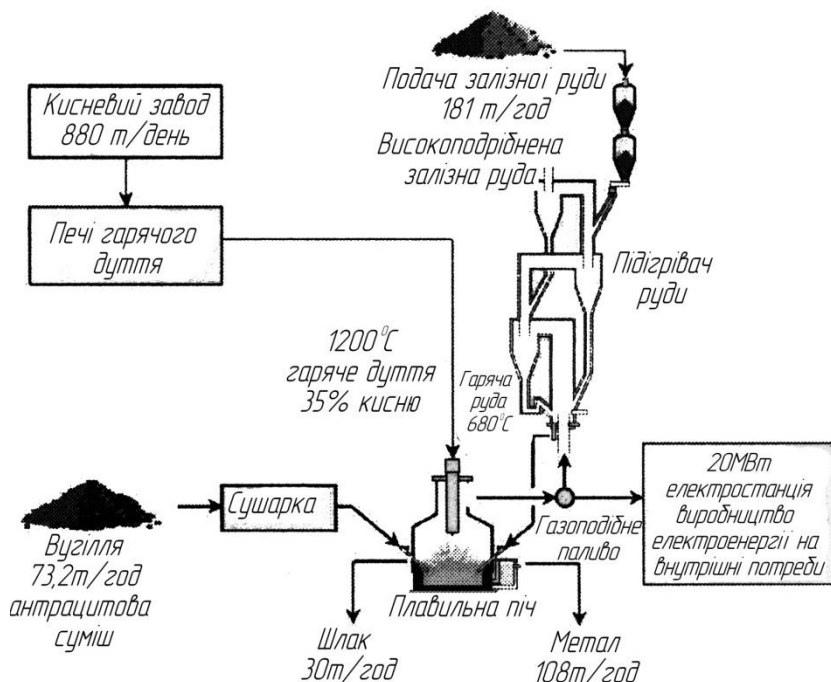


Рис. 6.2. Принципова схема процесу Hismelt

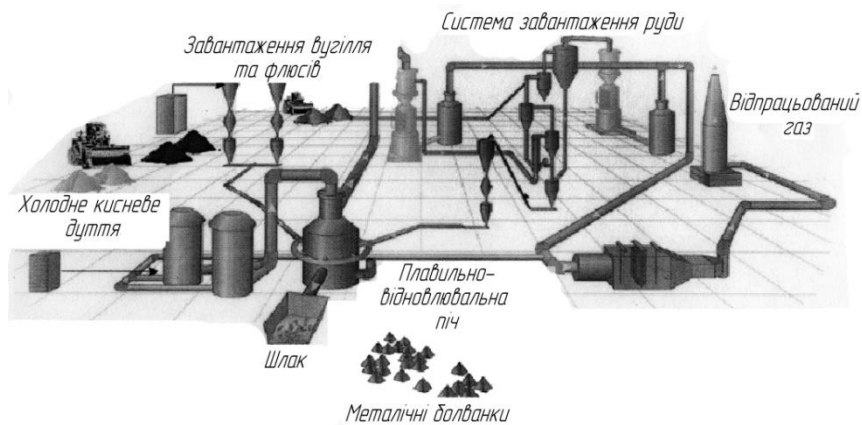


Рис. 6.3. Схема ланцюгу апаратів установки заводу

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля



Рис. 6.4. Загальний вигляд заводу Hismelt в Квініні

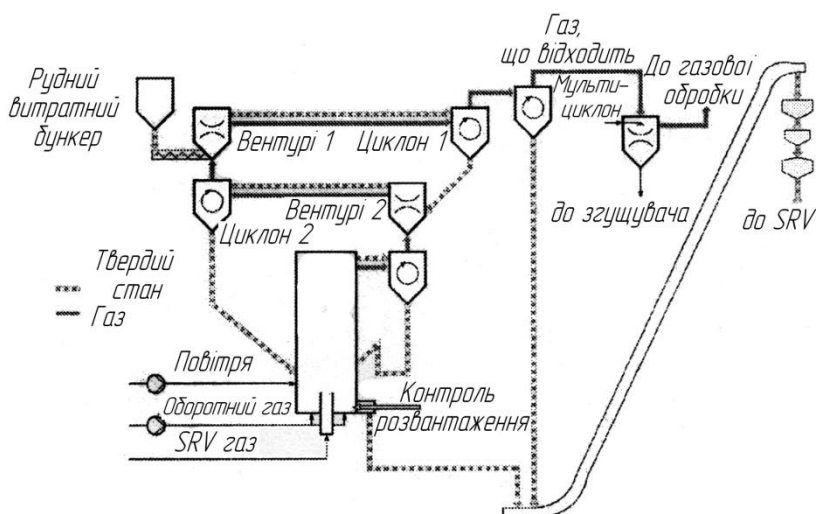


Рис. 6.5.Схема ланцюгу апаратів установки для руди

Гарячі гази, що відходять від установки попереднього нагріву руди очищаються в батарейному циклоні, а вловлений пил разом з нагрітою рудою з реактора киплячого шару збирається в його нижній частині, звідки ковшовим елеватором транспортується на

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

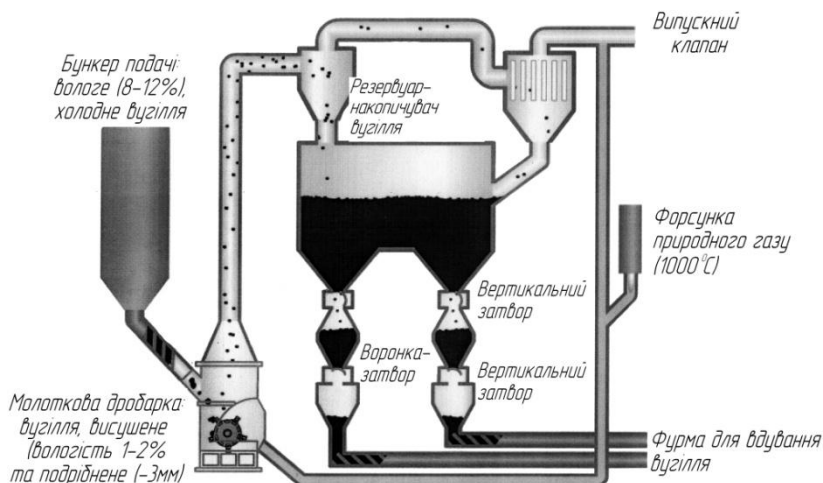


Рис. 6.6. Схема підготовки вугілля

верх збірного бункера. Воронка цього бункера сполучена з системою пневмотранспорту і пристроєм для вдування у ПВР. Нагріта руда, підсушене вугілля і флюси вдуваються з високою швидкістю через вісім кисневих фурм, які розташовані за периметром ПВР на рівні ванни. Через чотири фурми вдувають вугілля та вапно, а через інші чотири – заздалегідь нагрітій до 600 – 850 °С залізорудний дріб'язок і доломіт (5 %). Оксиди заліза швидко відновлюються, в результаті утворюється ванна розплавленого металу, в якій розчиняється вуглець, що міститься у вугіллі. Допалювання до 60 % монооксиду вуглецю здійснюється шляхом подачі в піч гарячого дуття, збагаченого 35 % киснем. Передачі теплоти допалювання у ванну з розплавом заліза сприяє зона високої турбулентності над ванною. Процес здійснюється під тиском у реакторі 0,8 - 1,0 бар. Відокремлений від шлаку рідкий чавун безперервно випускається через відкриту форкамеру – накопичувач. Перед розливанням зливків чавун піддається десульфурації вапном і магнієм. Шлак викачується з ПВР періодично. Для запуску установки необхідний розплавлений метал. Відхідний газ з невикористаною енергією залишає плавильно-відновлювальний реак-

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

тор очищається і спрямовується в підігрівач руди та на вироблення електроенергії для потреб заводу. Схема очищення відхідних газів зображена на рис. 6.7.

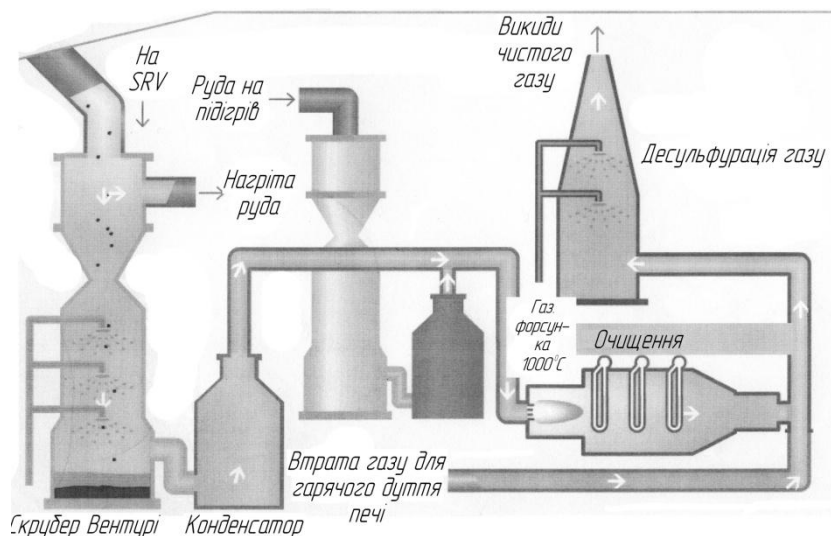


Рис. 6.7. Схема очищення відхідних газів

При роботі з австралійською дрібною фосфорною рудою процес Hismelt має серйозну перевагу перед доменним процесом, оскільки фосфор, що міститься в руді окислюється і майже повністю переходить у шлак. В австралійському родовищі Маррамамба зосереджено 500 млн. т високофосфористої залізної руди, з якої за допомогою процесу Hismelt легко може бути виплавлений малофосфористий метал.

6.1.3. Шляхи вдосконалення процесу Hismelt і його перспективи

Вдосконалення технології виплавки металу в установках Hismelt автори проекту пов'язують, в основному, з вдосконален-

ням підготовки руди, палива та добавок. І в першу чергу йдеться про попередній нагрів і відновлення руди в киплячому шарі.

Системи киплячого шару можна розділити на три типи: барботований киплячий шар, циркулюючий (такий, що розширюється) киплячий шар і транспортний реактор (рис. 6.8).

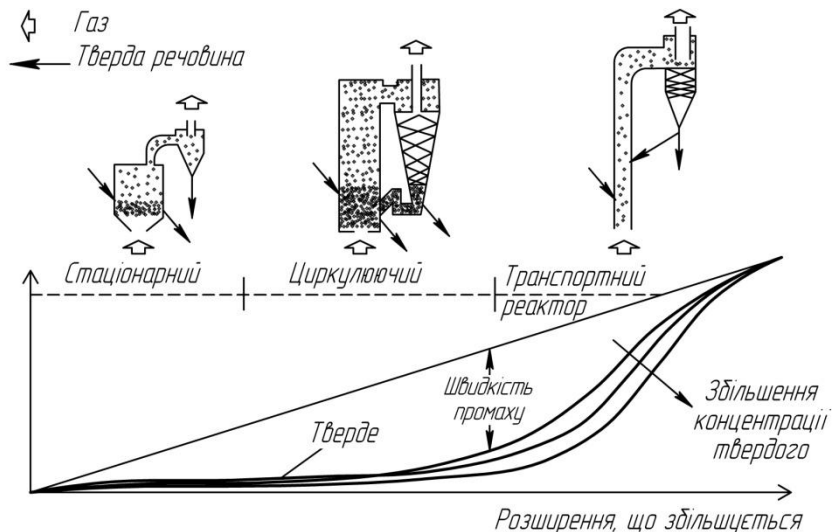


Рис. 6.8. Характеристики основних типів киплячого шару

У барботованому (або стаціонарному) киплячому шарі швидкість газу є помірною і знаходиться в інтервалі 0,4 – 1,5 м/с. Видно чіткий перехід між областю з високою концентрацією твердих частинок і газовою областю з низькою концентрацією частинок у реакторі. Така система, в основному, використовується, коли переробляються дуже дрібні матеріали і потрібно уповільнити реакції для кращого контролю.

У циркулюючому киплячому шарі швидкість руху газу є вищою ніж в стаціонарному і складає 3,0 – 9,0 м/с. Підвищена концентрація частинок спостерігається в нижній частині реактора. Градієнт концентрації частинок за висотою є менш виразним, але все ще існує. Велика кількість частинок виноситься з реактора з

відхідними газами. Швидкісна відмінність між газовою фазою і твердими частинками досягає максимуму, тому нагрів і масопередача приблизно в 10 разів є вищими, ніж у шарі, що барботує.

У транспортному реакторі швидкість газового потоку є максимальною (10 – 30 м/с). Частинки рівномірно розподілені за висотою реактора. Час перебування частинок у реакторі є невеликим, відмінність у швидкостях між газовою фазою і твердими частинками стає мінімальною, і, отже, знижується тепло- і масопередача. На практиці така система застосовується, коли головним є транспорт матеріалу і дуже малий час реакції, наприклад при підігріві.

Як вже було показано, установки киплячого шару у процесі Hismelt використовуються для попереднього нагріву і транспортування гарячої руди у плавильно-відновлювальний реактор.

Попередній нагрів руди до інжектування у ПВР був насущною потребою для збільшення продуктивності процесу Hismelt і зниження витрати палива. Ще більша вигода може бути одержана в результаті підігріву і попереднього відновлення залізної руди. Для цього запропоновано об'єднати процес Circofer з плавильно-відновлювальним реактором Hismelt (рис. 6.9).

Процес Circofer використовує в якості відновника вугілля і здійснюється при температурі 950 °С із замкнутим обігом газу і енергії. При комбінації установки Hismelt і Circofer можна досягти ступеня металізації залізородної сировини 85 % і різкого підвищення продуктивності.

Інший варіант попереднього нагріву і відновлення - це комбінація процесу Circochar і Hismelt (рис. 6.10). В процесі Circochar використовується вугілля з високим вмістом летких речовин і дрібна залізна руда.

Продуктивність плавильно-відновлювального реактора Hismelt діаметром 6 метрів при подачі в нього холодної руди складає 500000 т на рік, а завантаження заздалегідь нагрітої руди на установці в м. Квінані підвищило річну продуктивність до 800000 т. Впровадження процесу Circochar за тих же умов, за розрахунками

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

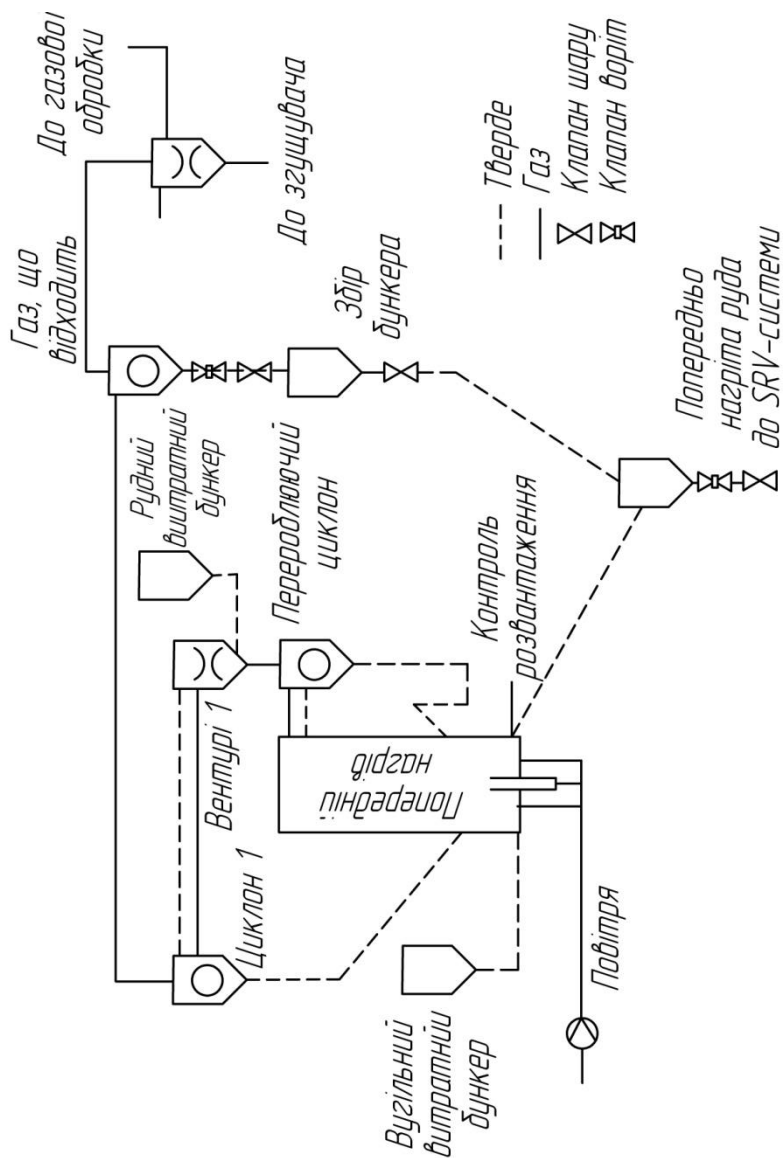


Рис. 6.10. Схема принципу процесу Sirosochar

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

розробників проекту, збільшить продуктивність заводу до 2,4млн. т на рік.

Наступний етап у розвитку процесу Hismelt – це будівництво реактора діаметром 8 метрів. Чекають, що завод з такими реакторами досягне річної продуктивності 5 млн. тонн рідкого металу при умові використання попередньо нагрітої та відновленої руди.

Процес з використанням підігрітої руди вигідний з погляду екологічної безпеки. При використанні холодної руди, споживання вугілля складає приблизно 0,8 т/т рідкого металу з викидом приблизно 2 т діоксиду вуглецю на 1 т металу. Попередній нагрів зменшує питому витрату вугілля до 0,6 т/т рідкого металу, а комбінація Circofer з Hismelt зменшить споживання вугілля до 0,45т/т, а виділення діоксиду вуглецю знизиться до 1,3 т/т рідкого металу.

Фірма Hismelt, щоб продемонструвати намічену перевагу в капітальних і експлуатаційних витратах свого процесу над доменним наводить наступні дані (табл. 6.1 – 6.4).

Таблиця 6.1

Капітальні витрати на будівництво доменних печей і модулів Hismelt різної потужності

№ п/п	Агрегати	Продуктивність, млн. т/рік	Капітальні витрати, дол. США	
			млн. дол.	дол./т.рік
1.	Доменна піч № 1	1,09	355	326
2.	Доменна піч № 2	2,36	880	373
3.	Доменна піч № 3	1,09	388	356
4.	Доменна піч № 4	2,43	1088	448
5.	Hismelt 1	0,5	155	310
6.	Hismelt 2	0,58	150	259
7.	Hismelt 3	0,63	180	286 ^{*1}
8.	Hismelt 4	1,50	286	191 ^{*2*3}

*1 – включаючи установку для підігріву руди;

*2 – включаючи установку для виробництва губчастого заліза за способом Circofer;

*3 – при будівництві заводу з 3-х модулів капітальні витрати на 1 т чавуну знижуються до рівня 140 – 150 дол. США на рік.

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

Таблиця 6.2

Вартість сировинних матеріалів, палива,
трудовитрат і технічного обслуговування,
прийняті у розрахунках

№ п/п	Матеріали	Одиниці вимірювання	Вартість, дол. США
1.	Кокс	т	120
2.	Вугілля	т	40
3.	Кускова руда	т	30
4.	Дрібна руда	т	25
5.	Металургійні відходи	т	5
6.	Окатиші	т	41
7.	Агломерат	т	50
8.	Скрап із відвалів	т	20
9.	Сирі флюси	т	20
10.	Випаленні флюси	т	75
11.	Природний газ	ГДж	3
12.	Коксовий газ	ГДж	1,8
13.	Трудовитрати	чол. год/т	20
14.	Технічне обслуговування	дол. США/т	4

Таблиця 6.3

Витрата сировини, палива і
собівартість чавуну на
модулях Hismelt різної потужності

№ п/п	Матеріали і паливо	Hismelt 1	Hismelt 2	Hismelt 3	Hismelt 4
1.	Дрібна руда, т/т	1,48	0,91	1,48	1,28
2.	Металеві відходи, т/т	0	0,71	0	0,3
3.	Вугілля, т/т	0,85	0,65	0,68	0,46
4.	Випалений флюс, т/т	0,11	0,01	0,09	0,02
5.	Кисень, м ³ /т	217	231	161	217
6.	Природний газ, ГДж/т	2,9	2,9	1,9	1,1
7.	Собівартість, дол. США/т	122,78	96,48	108,97	89,63

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокускованої дрібної руди і вугілля

Таблиця 6.4

Витрата сировини, палива і собівартість чавуну на доменних печах різної потужності

№ п/п	Матеріали і паливо	ДП №1 1,09 млн. т/рік	ДП №2 2,36 млн. т/рік	ДП №3 1,09 млн. т/рік	ДП №4 2,43 млн. т/рік
1.	Кокс, т/т	0,4	0,32	0,34	0,47
2.	Пиловугільне паливо, т/т	0	0,14	0,12	0
3.	Кускова руда, т/т	0	0	0,01	0,33
4.	Металеві відходи, т/т	0	0	0,04	0
5.	Окатиші, т/т	1,46	1,05	1,25	0,31
6.	Агломерат, т/т	0	0,55	0,19	0,95
7.	Скрап, т/т	0,03	0,01	0,14	0
8.	Флюс, т/т	0,24	0,38	0,57	0,87
9.	Кисень, м ³ /т	63	82,88	70	16,54
10.	Природний газ, ГДж/т	5,6	1,1	1,8	0
11.	Коксовий газ, ГДж/т	0	0	0	1,19
12.	Собівартість, дол. США/т	156,67	151,49	153,94	168,94

У табл. 6.5 наведений склад доменного чавуну і чавуну установки Hismelt, ці дані свідчать, що метал Hismelt відповідає вимогам сталеплавильного виробництва після проведення відповідної десульфуратії.

Таблиця 6.5

Хімічний склад і температура чавуну, виробленого у доменній печі та на установці Hismelt

№ п/п	Склад і температура чавуну	Доменний чавун	Чавун Hismelt
1.	Вуглець, %	4,5	4,1-4,5
2.	Кремній, %	0,2-0,8	0
3.	Марганець, %	0,2-0,6	0,02-0,06
4.	Фосфор, %	0,11-0,07	0,02-0,04
5.	Сірка, %	0,02-0,06	0,01-0,20
6.	Температура, °С	1430-1500	1465-1495

Як уже згадувалося, відсутність коксової насадки у горні агрегату Hismelt і шлак із приблизно 5 % закису заліза дозволяє одержувати низькокремнистий і низькофосфористий метал. Застосування такого металу в кисневому конвертері може призвести до зниження собівартості сталі на 10 дол./т. Таке ж зниження собівартості можна очікувати, згідно з розрахунками фірми, і в електросталеплавильному виробництві з печами місткістю 140 т і потужністю трансформатора 80 МВА при заміні шихти із металобрухту на шихту із рідкого чавуну. Крім того, за рахунок скорочення часу плавки приблизно на 20 хвилин очікується підвищення річної продуктивності електродугової печі до 530 000 т.

При використанні у процесі Hismelt в якості вихідної сировини дрібнодисперсних металургійних відходів очікується, що собівартість чавуну може знизиться до 60 – 70 дол./т.

Хоча наведені тут результати економічних розрахунків демонструють перевагу процесу Hismelt над доменним виробництвом, проте треба мати на увазі, по-перше, що ці розрахунки виконані, в основному, для умов Австралії, а, по-друге, як і всі результати фірмових економічних досліджень до певної міри носять рекламний характер.

Проте головними перевагами процесу Hismelt слід вважати можливість використання некоксового вугілля і дрібної залізної руди з підвищеним вмістом фосфору, а також те, що не дивлячись на певні труднощі, фірмі Rio Tinto вдалося освоїти промислове виробництво металу на заводі в м. Квінані в кількості 800 тис. т на рік і є плани розширення заводу до річної продуктивності 1,6 млн. т.

6.2. Процес «Російська плавка» - Ромелт

6.2.1. Опис процесу

Процес Ромелт розроблений Московським інститутом сталі і сплавів [6.1]. Технологія Ромелт була повністю відпрацьована у процесі переробки різних видів залізорудної сировини, включаю-

чи відходи металургійного виробництва, на установці з площею поду 20 м^2 (рис. 6.11) на Новоліпечькому металургійному комбінаті в Росії. На цій установці було виплавлено більш ніж 40 тис. т чавуну.

У процесі Ромелт шихту, що складається із залізовмісних матеріалів, енергетичного вугілля і флюсів, подають в піч на поверхню шлакової ванни з бункерів через вагові дозатори за допомогою системи конвеєрів без спеціального змішування. При плавіці залізовмісних матеріалів оксиди металів переходять у шлак. Залізо зі шлаку відновлюється вугільними частинками і вуглецем, розчиненим у краплях заліза. Краплі відновленого заліза навуглецьовуються і опускаються на подину печі через зону спокійного шлаку, утворюючи металеву ванну з температурою вище $1450 \text{ }^\circ\text{C}$.

Шлакова ванна через бічні фурми продувається кисневмісним дуттям. Відновлювальний газ, що утворюється у процесі піролізу вугілля, при його неповному згоранні у шлаку до CO і відновленні заліза, частково допалюється над шлаковою ванною киснем, що подається через другий ряд фурм. Ступінь допалювання газів у печі може змінюватися в широких межах. При його збільшенні знижується витрата палива і збільшується продуктивність.

Пічні високотемпературні гази видаляються з робочого простору, проходять котел-утилізатор, де повністю допалюються за рахунок подачі в котел повітряного дуття, і газоочищення.

Шихтові матеріали подаються в піч безперервно, випуск металу і шлаку здійснюють безперервно або періодично, через роздільні сифонні пристрої.

В даний час у М'янма (колишня Бірма) споруджується промислова установка Ромелт для переробки залізної руди продуктивністю 240 тис. т чавуну на рік.

Порівняно з процесом Hismelt процес Ромелт, на думку авторів проекту, має ряд переваг [6.1].

По-перше, в процесі Ромелт залізовмісну сировину, вугілля і флюс подають в шлакову ванну самопливом зверху без попередньої обробки. В процесі Hismelt здійснюється попередня сушка і

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

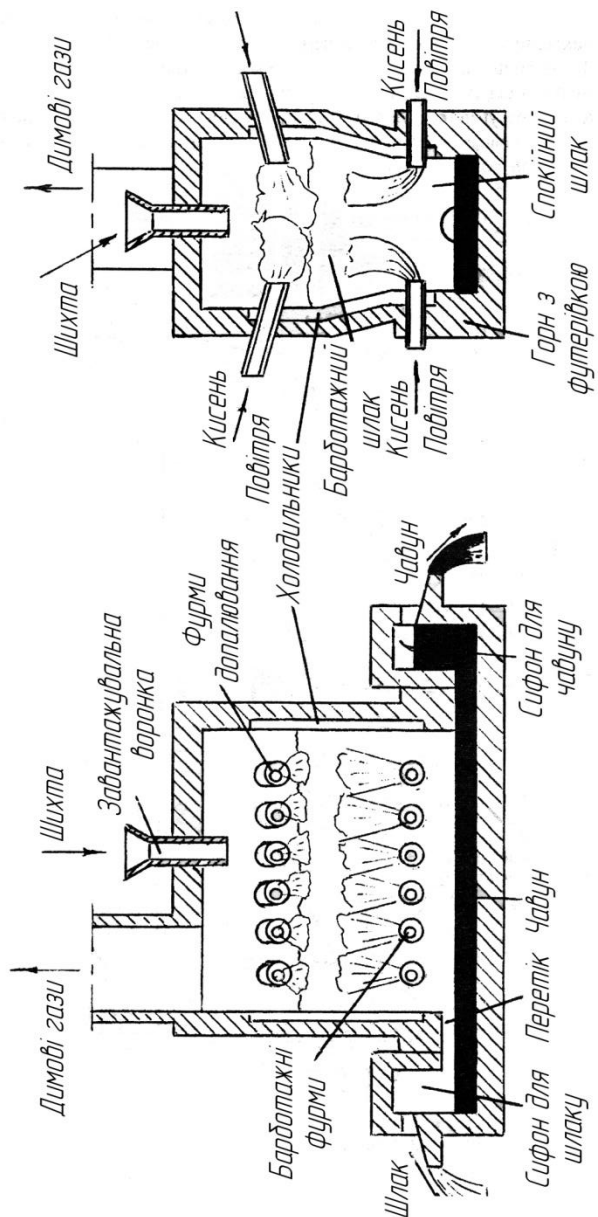


Рис. 6.11. Схема процесу рідкофазного відновлення РОМЕЛТ

нагрів дрібної руди, після чого її змішують із подрібненим вугіллям і флюсом та інжектують у ванну через водоохолоджувальні похилі фурми. За такого способу завантаження, як вважають автори [6.1], руда повинна виконувати абразивну руйнівну дію на канал фурми. Крім того, процес Hismelt вельми чутливий до порушень у дозуванні вугілля. Оскільки оксиди заліза, що надходять у металеву ванну, взаємодіють із вуглецем чавуну, незбалансоване завантаження вугілля може призвести до зневуглецювання металеві ванни і неконтрольованого спінювання шлаку.

По-друге, використання у процесі Hismelt збагаченого киснем гарячого повітря для допалювання пічних газів, дозволяє зменшити в цілому споживання технічного кисню. Проте при цьому значно зростає пиловинесення, навантаження на газоочищення і збільшуються втрати на нагрів азоту. Тому, на думку [6.1], неочевидна доцільність використання повітря замість кисню.

По-третє, в обох процесах реалізована схема одностадійного рідкофазного відновлення, застосовується енергетичне вугілля, кисень, тепло вторинних енергетичних ресурсів (ВЕР) використовується для вироблення електроенергії. Проте схема ланцюга апаратів процесу Hismelt є складнішою, ніж процесу Ромелт. Піч останнього працює під невеликим розрідженням, тому відпадає необхідність у додатковому устаткуванні для підтримки тиску. Виключається і установка для помолу вугілля, комплекс агрегатів киплячого шару для підігріву руди, виробництво азоту, складне інжекційне устаткування.

6.2.2. Переваги рідкофазних процесів відновлення

Відомо, що для рідкофазного відновлення у процесах Ромелт, Hismelt та до них подібних не потрібна сировина з таким високим вмістом заліза, як в агрегатах твердофазного відновлення, наприклад, Midrex і НуL. При твердофазному відновленні вся пуста порода вноситься в електропіч, а для забезпечення необхідної високої температури шлаку при плавці потрібна значна добавка

вапна. Це призводить до великого виходу шлаку, що здорожує виробництво сталі.

Досить жорсткі вимоги ставляться до хімічного складу шихти при твердофазному відновленні. Наприклад, небажаною є наявність легких елементів – миш'яку і цинку, оскільки випаровуючись у гарячій зоні печі, вони концентруються у верхній холодній частині шахти, порушуючи кладку і хід процесу. Крім того, існують досить жорсткі обмеження на вміст фосфору в шихті, оскільки він практично залишається у продуктах твердофазного відновлення. Ну і, звичайно, для твердофазного відновлення потрібна окускована сировина.

Для процесу Ромелт та інших плавильно-відновлювальних методів одержання металу вимоги до вмісту заліза в шихті є значно нижчими, ніж для твердофазних. Це обумовлено рядом обставин.

1. Основну частину пустої породи в руді, як правило, складає діоксид кремнію у складі кварцу або силікатів. Увесь діоксид кремнію, що міститься в шихті, повністю залишається в металізованих продуктах, які використовуються для виробництва сталі в електродугових печах. На вимоги технології сталеплавильного переділу основність шлаку повинна складати 2 – 3. Тому на кожен відсоток SiO_2 у шихті треба додавати у сталеплавильному процесі 2 – 3% CaO . При виробництві металу процесами рідкофазного відновлення необхідна основність шлаку складає 0,8. З урахуванням надходження SiO_2 із золою вугілля, це вимагатиме добавки близько 1 % CaO на кожен відсоток SiO_2 в шихті.

2. В електросталеплавильному виробництві для розплавлення шлаку використовується електроенергія, а при рідкофазному відновленні – тепло від горіння вугілля. З урахуванням ККД виробництва електроенергії, який складає близько 40 %, витрати палива на розплавлення однієї і тієї ж кількості шлаку в електропечі будуть приблизно у три рази вищими, ніж у процесі рідкофазного відновлення.

3. Температура сталеплавильного шлаку складає близько $1650\text{ }^\circ\text{C}$, температура шлаку процесу рідкофазного відновлення –

близько 1450 °С. Тобто втрати тепла зі шлаком у сталеплавильній переробці є істотно вищими, ніж при виробництві чавуну. Тому з погляду енерговитрат збільшення на 1 % вмісту SiO₂ в шихті для твердофазних процесів рівнозначне збільшенню на 6 – 9 % SiO₂ в шихті для процесів рідкофазного відновлення.

Для рідкофазних процесів придатні руди, які легко збагачуються як і ті, що збагачуються важко, з масовою часткою заліза в шихті близько 55 %. При вищій масовій частці заліза показники виробництва чавуну поліпшуються, при меншому – дещо погіршуються, але істотно в меншій мірі, ніж у випадку металізованої сировини. Леткі елементи у процесі рідкофазного відновлення виносяться з печі у вигляді пилу і виводяться з процесу. Їх присутність у шихтових матеріалах не є перешкодою для використання. Крім того, як вже наголошувалося, в процесах рідкофазного відновлення велика частка фосфору залишається у шлаку. Тому є можливість переробляти залізну руду з підвищеною масовою часткою фосфору.

У найбільш широко вживаних способах твердофазного відновлення заліза використовується конвертований природний газ, який стає все більш дефіцитним із тенденцією його подорожчання. Для рідкофазних плавильно-відновлювальних процесів паливом слугує широко поширене рядове некоксовне вугілля з порівняно незначною тенденцією збільшення ціни.

Металізовану сировину твердофазних процесів можна використовувати в якості замітника брукхту як у кисневих конвертерах, так і в електродугових печах. При цьому низький вміст домішок кольорових металів дозволяє виробляти більш якіснішу сталь у порівнянні з використанням металевого брукхту. Проте заміна брукхту металізованою сировиною збільшує витрати у сталеплавильній переробці. На кожні 10 % збільшення металізованих продуктів у шихті електроплавлення витрата електроенергії, за даними В.А. Роменця, збільшується в середньому на 3 %, електродів – на 8 %, а продуктивність зменшується на 4 %.

Чавун рідкофазного відновлення може використовуватись для виробництва сталі в киснево-конвертерному виробництві і як добавка брухту до 50 % у електросталеплавильному.

Чавун, як і металізована сировина, має низький вміст кольорових металів і також забезпечує високу якість сталі, яка виробляється. При цьому використання рідкого чавуну в шихті електропечей замість металобрухту знижує витрати сталеплавильного переділу. При частці рідкого чавуну в шихті електроплавлення 30–50 % продуктивність електродугових печей збільшується на 22–32 %, а витрата електроенергії знижується на 27–45 %, витрата електродів – на 14–24 %.

Щодо попутної продукції при виробництві чавуну, то до неї можна віднести електроенергію в кількості 800–1200 кВт·год на тонну металу і гранульований шлак. Електроенергії, яку виробляють достатньо для власних потреб виробництва чавуну і потреб сталеплавильного переділу. Гранульований шлак внаслідок низького вмісту сірки й оксидів заліза, а також невисокої основності придатний для використання в будівництві.

6.2.3. Економічне порівняння процесу Ромелт з іншими способами безкоксової металургії

Економічні розрахунки виконані в Московському інституті сталі і сплавів [6.1].

Для проведення порівняльної оцінки відібрані процеси Midrex, НуL-III, Corex і Ромелт. Розрахунки виконані для умов нового будівництва. У зв'язку з відмінностями в металургійній цінності продукції, що виробляється, розрахунки доведені до етапу виробництва литої сталевих заготовки. Методичні підходи до економічної оцінки, повний розрахунок і порівняльний аналіз економічних показників виробництва первинного заліза і сталі в цінах Західної Європи і внутрішніх цінах Росії раніше були опубліковані в журналі «Металург», № 11, 2000 рік. Проаналізовані результати розрахунків цих же показників з урахуванням прогнозу російських цін на енергоносії до 2015 року.

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

Таблиця 6.6

Економічні показники різних процесів виробництва заліза,
дол. США/т.

Показники	Чавун		Металізована сировина	
	Corex	Ромелт	Midrex	HyL-III
продуктивність установки, тис. т/рік	800	500	1000	1000
повна собівартість*	<u>116,13</u> 67,91	<u>94,49</u> 59,17	<u>136,24</u> 43,28	<u>142,08</u> 46,92
в т.ч. сировина й основні матеріали	<u>60,18</u> 20,30	<u>41,02</u> 16,12	<u>65,10</u> 20,44	<u>67,43</u> 21,17
флюси	<u>4,72</u> 0,81	<u>8,82</u> 2,06	-	-
паливо	<u>49,00</u> 23,00	<u>54,48</u> 24,20	<u>34,80</u> 4,27	<u>36,74</u> 4,51
витрати на переділ	<u>57,21</u> 33,43	<u>60,84</u> 30,64	<u>29,43</u> 15,73	<u>34,46</u> 18,96
попутна продукція	<u>64,08</u> 14,96	<u>79,50</u> 18,62	-	<u>4,13</u> 0,98
питомі капвкладення	419,09	277,24	249,00	305,25
в т.ч. власне цех із загальнозаводським господарством	265,00	130,00	200,00	250,00
окатиші	50,75	-	49,00	50,75
пиловидне вугілля	-	-	-	-
кисень	35,84	57,05	-	-
електроенергія вторинних енергосурсів	67,50	84,60	-	4,50
вапно	-	5,59	-	-
мінімальна продажна ціна**	<u>164,52</u> 115,14	<u>126,93</u> 90,76	<u>166,6</u> 74,41	<u>178,7</u> 87,26

* У чисельнику – в цінах Західної Європи, у знаменнику – у внутрішніх цінах Росії.

** Ринковий аналог зведених витрат. Розрахований при нормі дисконту 10 %.

Як випливає з даних табл. 6.6, за будь-яких цін кращі економічні показники при позадоменному виробництві чавуну можуть

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

бути досягнуті при використанні процесу Ромелт, а при виробництві металізованої сировини – при використанні процесу Midrex. З урахуванням цього співробітниками Московського інституту сталі і сплавів були розраховані показники виробництва сталі для міні-металургійного заводу за трьома технологічними схемами.

Перша схема передбачає використання в шихті електродугової печі (ЕДП) 35 % рідкого чавуну процесу Ромелт.

Друга схема передбачає використання в шихті ЕДП замість відповідної кількості брухту 60 % металізованих окатишів Midrex.

За третьою схемою сталь виготовляють зі 100 % металобрухту.

Розрахунки вели на підставі того, що установки Ромелт і Midrex споруджуються у складі інтегрованого міні-заводу. Тому витрати на сировину – чавун Ромелт і окатиші – Midrex враховувалися за собівартістю і капіталоемністю їх виробництва, а привізний брухт, матеріали та ресурси, що надходять зі сторони, – за цінами на їх придбання. Результати розрахунків за трьома схемами наведені в табл. 6.7.

Таблиця 6.7

Економічні показники виробництва литої сталеві заготовки за різними технологіями, дол. США/т

Показники	Ромелт - ЕДП*	Midrex - ЕДП	Металобрухт-ЕДП
1	2	3	4
продуктивність ЕДП, тис. т на рік	1200	800	1000
повна собівартість**	<u>221,79</u> 108,61	<u>278,98</u> 106,63	<u>250,18</u> 103,24
в т.ч. сировина за вирахуванням відходів	<u>143,79</u> 74,57	<u>164,54</u> 67,16	
додаткові матеріали	<u>9,77</u> 2,85	<u>10,34</u> 2,99	
витрати на переділ	<u>56,16</u> 20,18	<u>87,25</u> 30,34	
з них: електроенергія	<u>17,88</u> 4,23	<u>31,68</u> 7,94	

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

Продовження таблиці 6.7

1	2	3	4
електроди	<u>3,12</u> 3,12	<u>4,94</u> 4,94	
питомі капвкладення	286,92	429,15	204,51
в т.ч. власне в цех з загально-заводським господарством	170,00	250,00	200,00
чавун Ромелт	111,73	-	-
металізовані окатиші	-	174,30	-
кисень	2,72	2,04	2,04
вапно	2,47	2,81	2,47
мінімальна продажна ціна	<u>258,33</u> 136,29	<u>332,57</u> 155,89	<u>278,43</u> 127,97

* ЕДП – електродугова піч.

** У чисельнику – в цінах Західної Європи, у знаменнику – у внутрішніх цінах Росії.

Головний висновок при її аналізі полягає в тому, що рівень витрат на виробництво високоякісної сталі за схемою Ромелт – ЕДП за обох варіантів цін є нижчим, ніж за схемою Midrex – ЕДП. Так питомі капітальні витрати при виробництві литої заготовки за схемою Midrex – ЕДП склали 429 дол./т, а за схемою Ромелт – ЕДП – 286 дол./т, що є на 33 % нижче. Це пов'язано, головним чином, зі збільшенням продуктивності ЕДП.

Повна собівартість сталеві литої заготовки, одержаної з використанням у шихті металізованих окатишів Midrex, яка розрахована в цінах Західної Європи, складала 279 дол./т, а з використанням у шихті чавуну Ромелт – 220 дол./т, тобто зниження витрат у другому варіанті відносно першого, складало 11 %. У цінах Росії 2000 року ті ж показники визначилися на рівні, відповідно, 106,6 дол./т і 108,6 дол./т.

Істотно менша в цінах Росії величина поточних витрат стала наслідком великих конкурентних переваг російської металургії в 2000 році через відносну дешевизну всіх видів ресурсів. А значно менший розрив у собівартості литої заготовки за аналізованими варіантами (0,6 %) пояснюється виключно низькою вартістю при-

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

родного газу. У 2000 році ціна природного газу в Росії складала 13,5 дол./тис. м³ проти 110 дол./тис. м³ у Західній Європі.

Інтеграція Росії у світову економіку призведе до зміни рівня цін на основні види енергоносіїв. Прогнозована динаміка цін на енергоносії за даними Мінекономрозвитку Росії наведена в табл.6.8.

Таблиця 6.8

Динаміка цін на основні види енергоресурсів

Рік	Вугілля		Природний газ		Електроенергія	
	карб./т	%	карб./тис.м ³	% до ціни вугілля	карб./МВт·год.	% до ціни вугілля
2000*	644	100	378	58,7	364	56,52
2005*	990	100	1240	125,25	745	75,25
2010**	1300	100	2405	185	1123	86,38
2015**	1535	100	2795	182,08	1302	84,82

* Факт в умовах Центру Європейської частини Росії

** Прогноз Мінекономрозвитку.

Така динаміка цін позначиться на конкурентоспроможності металургії й ефективності альтернативних технологій.

В табл. 6.9 наведені економічні показники виробництва металу при різному рівні цін на паливно-енергетичні ресурси.

Таблиця 6.9

Зміна економічних показників виробництва заліза і сталі при прогнозованому рівні цін на енергоносії, дол./т*

Рік, район	Технологічні схеми виробництва заліза і сталі			Співвідношення цін	
	Ромелт - ЕДП	Midrex - ЕДП	Металобрухт -ЕДП*	Газ/вугілля	Газ/електроенергія
1	2	3	4	5	6
Собівартість					
2000	59,2/102,6	43,3/106,6	49,0/103,2	0,59	0,96
2005	69,2/125,0	60,6/136,6	64,8/130,1	1,25	1,66
2010	78,7/147,2	82,0/169,4	80,2/156,6	1,85	2,13
2015	86,0/160,0	89,8/184,0	89,3/171,1	1,82	2,15
Західна Європа	94,5/221,8	136,2/279,0	125,0/250,2	2,24	2,00

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

Продовження таблиці 6.9

1	2	3	4	5	6
Мінімальна продажна ціна					
2000	90,8/136,3	71,4/155,9	128,0	0,59	0,96
2005	101,0/159,2	89,2/186,6	155,4	1,25	1,66
2010	10,8/181,9	111,0/220,2	182,6	1,85	2,13
2015	18,2/195,0	19,1/235,1	197,5	1,82	2,15
Західна Європа	126,9/258,3	166,6/332,4	278,4	2,24	2,0

* У чисельнику – показники виробництва первинного заліза, у знаменнику – литої сталевий заготовки.

** У знаменнику наведені ціни на металобрухт, що змінювалися пропорційно до збільшення собівартості доменного чавуну.

Порівняльна ефективність напрямків безкоксового виробництва металу багато в чому визначається співвідношенням цін на взаємозамінні види палива. При співвідношенні цін газ/вугілля 0,59 (2000 р.) витрати на виробництво окатишів Midrex є істотно нижчими за витрати на виробництво чавуну Ромелт. При збільшенні співвідношення до 1,85 (2010 р.) положення справ змінюється. Собівартість і продажна ціна чавуну Ромелт стає нижчою за собівартість і продажну ціну металізованого продукту. Збільшення цього співвідношення до 2,24 (Західна Європа) робить виробництво металізованої сировини вкрай не ефективним.

Фактична зміна цін на вугілля і природний газ дещо відрізняється від прогнозованої, проте тенденція випереджаючого зростання ціни природного газу явно виявляється.

6.3. Процес Circored

Особливостями даного процесу є застосування техніки циркулюючого киплячого шару і водню в якості відновника. За завданнями фірми-розробника Outokumpu Technology така технологія дозволяє організувати високоефективне і економічне виробництво, що не завдає шкоди навколишньому середовищу [6.3.].

Після завершення науково-дослідних та інженерних розробок у 1996 р. був укладений контракт про будівництво у Тринідаді і 220

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

Тобаго першого заводу з використанням устаткування і технології Circored. Після закінчення будівництва заводу і пуску в експлуатацію були швидко досягнуті проектні показники. Завод працював на рівні 105 % проектної продуктивності. Але в жовтні 2001 року він був зупинений через труднощі, що виникли на ринку зі збутом гаряче брикетованого заліза. У 2004 р. фірма International Steel Group придбала цей завод у компанії Cliffs and Associates Ltd. і він відновив свою роботу в листопаді 2004 р. Зараз дане підприємство належить компанії Mittal Steel.

Через обмеження з забезпечення заводу воднем він був завантажений лише на 80 % проектної продуктивності. До липня 2005 року було вироблено більш ніж 300 тис. т високоякісного гаряче брикетованого заліза, періодично продуктивність перевищувала проектну – 63 т брикетів на годину. Досягнуто високої якості брикетів: ступінь металізації більше 95 % і постійна густина більше $5,2 \text{ г/см}^3$. У табл. 6.10 наведені деякі показники роботи заводу у порівнянні з проектними [6.3].

Таблиця 6.10

Порівняння проектних і фактичних показників роботи заводу за технологією Circored

№ п/п	Показники	Проектні	Досягнуті
1.	Маса вологого матеріалу, що спрямовується на попередній нагрів, т/год.	101,6	105
2.	Продуктивність з гарячебрикетованого заліза, т/год.	63,5	65,0
3.	Руда/гарячебрикетоване залізо, т/т	1,49	1,55
4.	Витрати природного газу на 1 т гарячебрикетованого заліза, м^3	354	351
5.	Витрата електроенергії, кВт/год./т	125	127

Вироблені 300 тис. тонн гаряче брикетованого заліза без будь-яких ускладнень було перероблено в електродугових печах деяких заводів. Технологічна схема процесу Circored зображена на рис. 6.12.

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

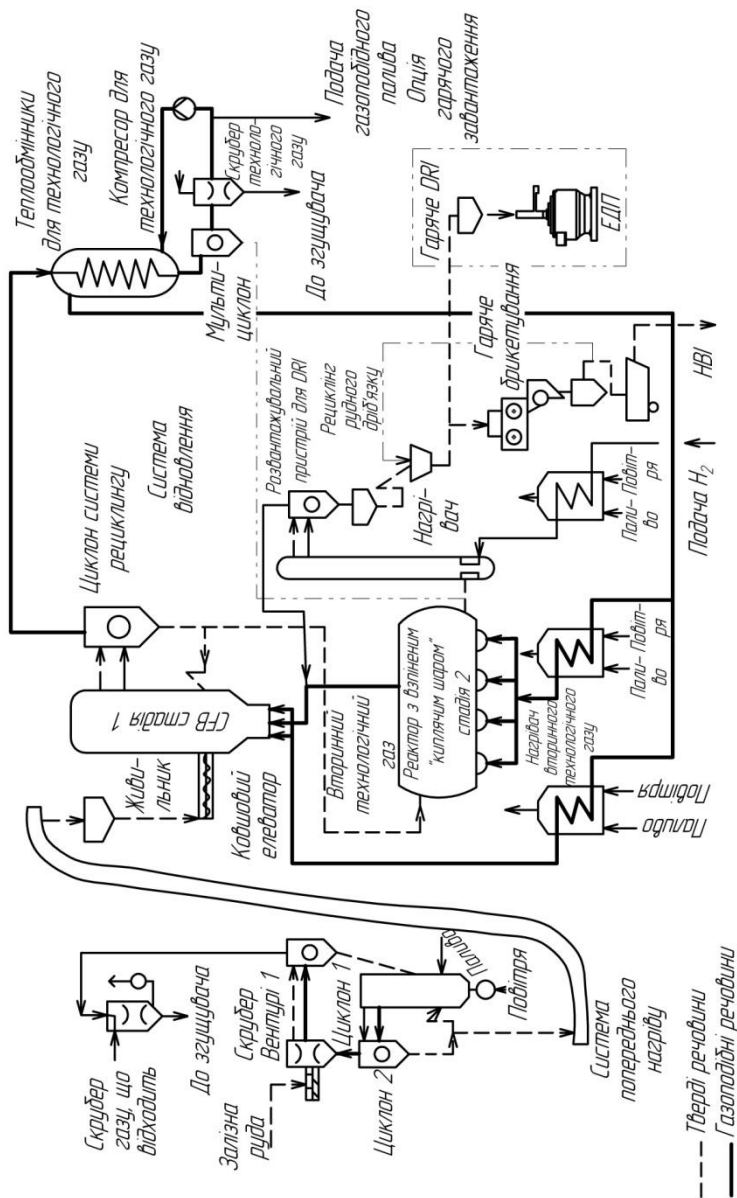


Рис. 6.12. Схема удосконаленого процесу SFCored з трубчатим живильником (SFCB – реактор з циркулюючим «кислячим» шаром)

Процес базується на використанні двостадійного відновлювального агрегату CFB/FB, який працює при тискові 4 бар.

Перед початком відновлення рудний дріб'язок крупністю 0,1–2 мм заздалегідь нагрівають до температури близько 900 °С в реакторі CFB, потім здійснюють попереднє відновлення в реакторі CFB до ступеня металізації 70 %. Остаточне відновлення до ступеня металізації 95 % здійснюють у реакторі киплячого шару FB при температурі 650°С.

Для нагріву відновленого рудного дріб'язку до температури брикетування 700 °С і одночасного пневматичного транспортування за допомогою водню у верхню частину брикетного бункера застосовують імпульсний нагрівач (транспортувальний реактор).

Відмінною особливістю кінцевої продукції даного процесу є відсутність в ній вуглецю. Відомо, що наявність вуглецю в металізованому продукті у вигляді Fe_3C або C забезпечує більш раннє довідновлення залишкового монооксиду заліза, активне кипіння ванни, що призводить до спінювання шлаку зі всіма його перевагами, виключається необхідність інжектування вуглецю в піч і ін.

Використання в електропечах відновленого заліза з нульовим вмістом вуглецю вимагає для підвищення ефективності сталеплавильного процесу інжектування кисню та вуглецю (рис. 6.13). При вмісті в шихті більше 80 % відновленого безвуглецевого заліза необхідним є велике дзеркало рідкого металу, щоб забезпечити такі ж умови ведення процесу, як і в разі використання металізованої шихти з високим вмістом вуглецю. Необхідний високий ступінь металізації шихти і мінімальна кількість пустої породи, при цьому електродугова піч виступає в ролі агрегату для швидкого розплавлення шихти.

Проте розробники вважають, що використання металізованої шихти без вуглецю в електродуговій плавці забезпечує щонайменше рівні технологічні й економічні показники в порівнянні з високовуглецевою шихтою. Однак при цьому електродугова піч повинна бути обладнана сучасними пристроями для інжектування вуглецю.

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

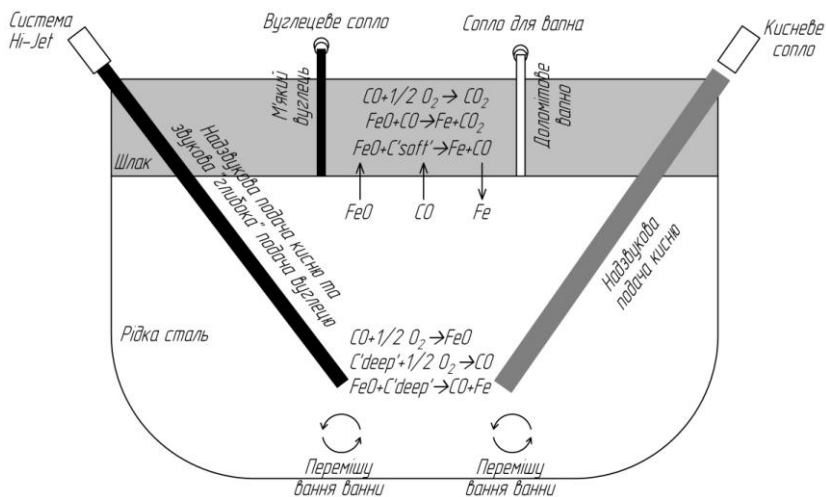


Рис. 6.13. Основні реакції в ванні розплавленого металу

Іншою особливістю технології Circored є стовідсоткове повернення в процес утворюваного пилу. Це забезпечується за рахунок уловлювання та мікрогрануляції пилу за способом запатентованим компанією Outokumpu (рис. 6.14).

В основі патенту Outokumpu (1999 р.) на процес мікрогрануляції залізної руди ультратонких фракцій були покладені дослідження в науково-дослідному центрі Outokumpu у м. Франкфурт-на-Майні (колишня фірма Lurgi). При цьому були вивчені умови мікрогрануляції в міксері Eirich, а також режими обробки сирих гранул у «киплячому» шарі.

Для досягнення поставленої мети шлам після згущувача піддається зневодненню на барабанному фільтрі або фільтрпресі, після чого його змішують з сухим пилом, що надходить з електростатичного пиловловлювача, використовуюваного на стадії попереднього нагріву, а також з невеликою кількістю зв'язуючої речовини. Одержану суміш піддають мікрогранулюванню в міксері Eirich, а необроблені мікрогранули висушують і зміцнюють у системі попереднього нагріву установки Circored. Як відзначають

6. Безкоксова металургія заліза з використанням неокискованої дрібної руди і вугілля

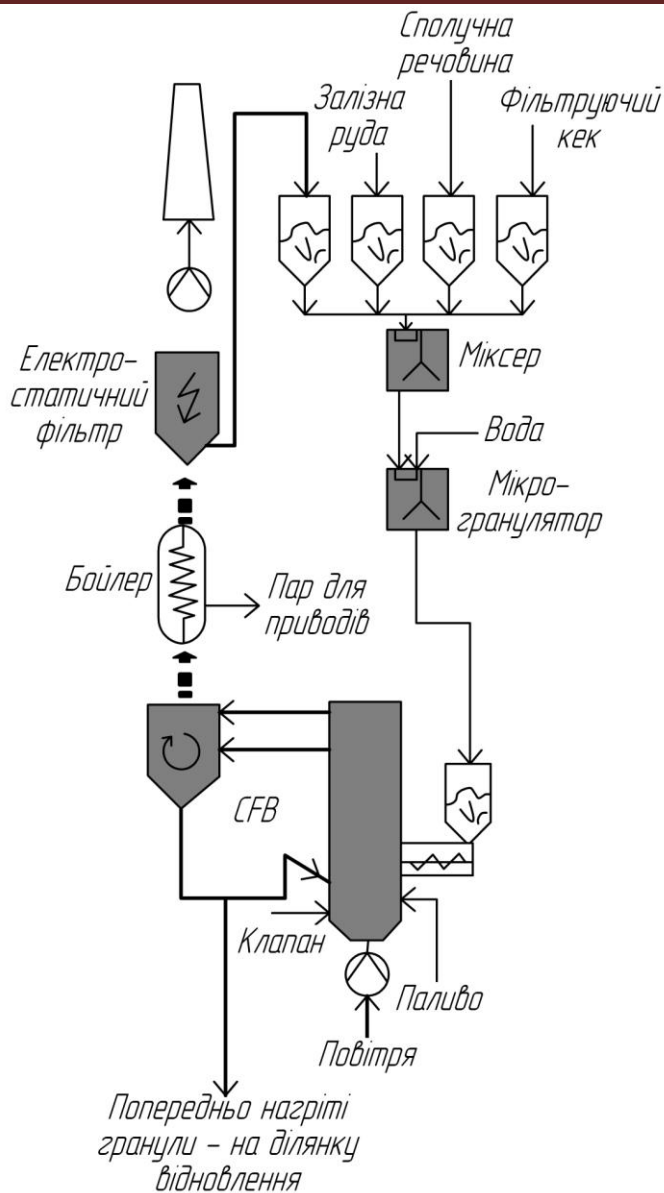


Рис. 6.14. Схема процесу мікрогрануляції

автори, така технологія не вимагає додаткової операції термічного зміцнення.

Основною метою є ширше застосування мікрогрануляції для сирих матеріалів, які надходять ззовні, що забезпечить зниження вартості сировини і підвищення ефективності роботи заводу. Це пов'язано з тим, що на світовому ринку металу спостерігається різке підвищення цін на сталь і одночасне підвищення цін на сировину та паливо. При цьому ціни на окатиші зросли значно сильніше, ніж на рудний дріб'язок. Різниця в цінах на окатиші і рудний дріб'язок дає додаткові переваги виробництву металізованої продукції з руди дрібних фракцій.

Ще привабливішою сировиною для грануляції, на думку спеціалістів фірми, є пил, що надходить із інших установок безкоксової металургії або з інших традиційних металургійних заводів.

Проте, не дивлячись на сказане, слід зазначити складність технологічної схеми Circored і високі інвестиції в неї.

7. Пряме отримання заліза в обертових трубчастих печах

7.1. Кричний процес

В обертових трубчастих печах металізований продукт виробляють за двома принципово різними технологіями з отриманням криці або губчастого заліза. При кричному процесі руда доводиться до розм'якшення і часткового плавлення, а металеве залізо зварюється у крицю – сферичні частинки розміром до 50 мм з включеннями шлаку. Даний метод знайшов промислове застосування ще в 40-х роках минулого сторіччя в Німеччині, а також у ряді інших країн. Звичайно, для цього в якості залізорудної сировини використовували бідні, іноді комплексні руди, що не піддаються збагаченню, дуже різні за хімічним і гранулометричним складом. В якості палива і відновника застосовували як коксовий дріб'язок, так і кам'яне вугілля практично будь-якого складу.

Кричний процес здійснювали в печах завдовжки 60 – 110 м і діаметром 3,6 – 4,6 м. Принциповою відмінною рисою процесу отримання криці була температура закінчення процесу, яка складала 1300 – 1350 °С, при якій пуста порода руди частково розплавлялася, утворюючи в'язкий тістоподібний шлак. У шлаку включені частинки заліза, що укрупнювалися при обертанні печі. Одержаний шлак в кількості 1000 – 1300 кг/т криці з включеннями металевого заліза охолоджувався водою, дробився, піддавався грохотінню і магнітній сепарації.

Використання у промисловості кричного процесу характеризувалося надзвичайно високою витратою палива (33 – 42 ГДж/т), низькою продуктивністю печей і низькою стійкістю вогнетривкого футерування у кричній зоні.

За нашими даними цей процес у промисловому масштабі в даний час практично не застосовується. Докладний опис технології крично-рудного способу виробництва заліза можна знайти в багатьох публікаціях минулих років.

7.2. Виробництво губчастого заліза в обертових трубчастих печах

7.2.1. Процес SL-RN

Металізація залізорудних матеріалів у трубчастих печах може здійснюватись як твердим, так і газоподібним відновником, а також їх комбінацією. В якості залізовмісної сировини можуть використовуватись як бідні, так і багаті залізом матеріали, дрібні або огрудковані.

У 60-і роки минулого століття був розроблений процес SL – RN, при якому металізації піддавалась залізна руда або окатиші в шарі, що пересипається.

Існують різні модифікації цього процесу, в яких змінюються різні деталі, але суть залишається тією самою – відновлення руди у твердому стані здійснюється у трубчастих печах вуглецевмісним паливом, не допускаючи її розм'якшення і розплавлення (рис.7.1).

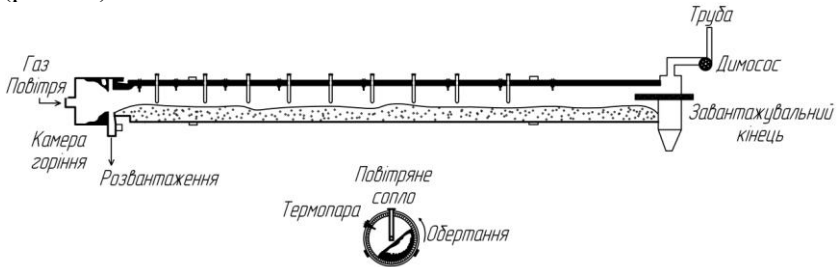


Рис. 7.1. Обертова піч процесу SL – RN

Відновник, він же паливо, подається у піч в кількості, що перевищує стехіометрично необхідну.

У шихту додається вапняк або доломіт з метою запобігання забрудненню губчастого заліза сіркою.

Металізований продукт, який розвантажується з печі піддається охолодженню, грохотінню і сепарації для відділення надлишкового твердого палива, відпрацьованого флюсу та золи. Надлишкове паливо спрямовується в голову процесу, а флюс і зола – у відвал.

Нагрів печі здійснюється спалюванням палива в торцевому пальнику або за рахунок спалювання газоподібних продуктів реакції, які виділяються із шихти пальниками і повітряними фурмами, розташованими за довжиною печі. Опалювати піч можна з розвантажувального кінця, тобто в протитечії руху шихти і газів, і із завантажувального кінця – в прямотечії. При роботі у прямо-течії ступінь використання теплової енергії газів зменшується, проте, можна використовувати коротші печі великої продуктивності внаслідок значної різниці температур газів і шихти. В усіх випадках для підвищення продуктивності прагнуть розширити зону горіння, тобто зону високих температур і для цього підводять повітря за довжиною печі.

Через побоювання настилоутворення температура в печі не перевищує 700 – 1100 °С.

Процес відновлення здійснюється в шарі шихти в дві стадії: утворення відновлювального газу $\text{CO}_2 + \text{C} = 2\text{CO}$ і відняття кисню від оксидів заліза руди $\text{Fe}_n\text{O}_m + m\text{CO} = n\text{Fe} + m\text{CO}_2$.

Перша реакція часто відіграє визначальну роль у сумарному процесі, і, отже, реакційна здатність палива значно впливає на продуктивність печі.

Швидкість процесу відновлення у трубчастій печі залежить також від складу і крупності руди і відновника, температури в робочому просторі печі.

Потреба вуглецю на відновлення оксидів заліза складає 40 – 50 % від загальної витрати вуглецю, 25 – 30 % вуглецю згоряє, і залишок його прямує на рециркуляцію, тобто на повторне використання.

Витрата тепла в обертовій трубчастій печі діаметром 4,6 м і довжиною 110 м на 1 т губчастого заліза складає 15,2 ГДж.

Як уже вказувалось, в процесі SL-RN використовуються будь-які види залізорудних матеріалів і палива. Крупність руди звичайно складає 5 – 20 мм, вугілля – менше 10 мм, флюсу – 0,1 – 1,0 мм. Найбільш сприятливим для процесу є вугілля з низьким ступенем метаморфізму з великою кількістю летких. Бажано, щоб руда і паливо мали тугоплавку поруду.

Кількість газів, що виходять із завантажувальної головки обертової печі складає 3000 – 3500 м³ на одну тунну губчастого заліза, ці гази практично не містять горючих компонентів, їх температура складає 800 – 1000⁰С. Для зниження витрати палива тепло відхідних газів використовують для підігріву шихти на конвеєрних машинах або інших пристроях.

Печі звичайно працюють при невеликому надмірному тиску, щоб уникнути неконтрольованих підсосів.

Матеріал, що вивантажується з печі, охолоджується непрямим шляхом до 40 – 150⁰С у трубчастому охолоджувачі за рахунок охолодження його кожуа водою.

Продукт, який розвантажується, піддається грохотінню для виділення губчастого заліза крупніше 5 мм. Підрешітний продукт спрямовується на магнітну сепарацію. Немагнітний продукт класифікують на крупності +1,65 мм на циркулюючий продукт і дріб'язок. Останній повітряною або мокрою класифікацією звільняють від пилу і спрямовують на рециркуляцію.

Ступінь металізації губки складає 95 %, а масова частка вуглецю – 0,1 – 0,3 %.

Питомі витрати на виробництво 1 т губки за способом SL-RN наведені табл. 7.1.

Таблиця 7.1

Питомі витрати матеріалів і енергії на виробництво однієї тонни губчастого заліза в обертовій трубчастій печі за способом SL-RN

№ п/п	Показники	Одиниці вимірювання	Тип залізорудної сировини	
			руда з 67,9 % заліза	окатиші з 63,0 % заліза
1.	Руда (окатиші)	т	1,51	1,63
2.	Паливо (буре вугілля)	т	0,67	0,69
3.	Доломіт	кг	50	50
4.	Електроенергія	кВт·год	47	50
5.	Витрати тепла	ГДж	14,33	14,75
6.	Свіжа вода	м ³	3	3
7.	Винесення пилу (30 % Fe)	кг	77	60

Процес SL-RN налічує 17 працюючих установок у світі, які у 2000 році виробили 1,17 млн. т губчастого заліза.

Процеси подібні до SL-RN використовуються в Індії, ПАР, Китаї, Перу, які виробили близько 2 млн. т губчастого заліза у 2000 році.

Одна з найбільших побудованих трубчастих обертових печей була піч на заводі Stelco довжиною 125 м, діаметром 6 м, річною продуктивністю 350 тис. тонн; зупинена у 80-і роки з економічних причин.

7.2.2. Промислові установки для отримання губчастого заліза у трубчастих обертових печах

Відомі приклади промислового використання трубчастих печей для відновлення комплексних руд. Так, фірма «Хайвелд стил енд венедієм» в ПАР переробляє титано – ванадієві магнетитові руди на комбінованих установках трубчаста піч – низкошахтна піч із зануреною електричною дугою.

На заводі є чотири трубчасті обертові печі діаметром 4 м і довжиною 60 м продуктивністю по 300 тис. т руди на рік.

Вихідна руда містить 54,0 % Fe; 2,1 % SiO₂; 13,2 % TiO₂ і 1,7% V₂O₅.

Трубчасті печі призначені для часткового (на 50 %) відновлення руди кам'яним вугіллям.

Промита і подрібнена руда змішується з вугіллям і флюсом на стрічковому конвеєрі і подається у трубчасту піч на попереднє відновлення. Продукт видається з трубчастої печі гарячим і завантажуються безпосередньо в електропіч, чим досягається підвищення її продуктивності і значна економія електроенергії.

В результаті плавки заздалегідь відновленої руди одержують чавун з масовою часткою ванадію 1,4 % і вуглецю 4 %, який переробляють на ванадієвий шлак в коливаючихся ковшах.

Надалі були побудовані ще шість обертових трубчастих печей. Якщо спочатку завод був розрахований на 1 млн. т руди на рік, то при розширенні він став переробляти 3 млн. т руди на рік.

Фірма «Нью Зеленд стил» в м. Гленбруку в Новій Зеландії здійснює переробку титано-ванадієвої магнетитової руди в комбінованих установках трубчаста піч-електропіч. Подібна технологія відрізняється від попереднього варіанту вищим ступенем металізації і виробництвом легованої ванадієм сталі.

Вихідною сировиною служить первинний концентрат, одержаний магнітною сепарацією з місцевих титано-магнетитових пісків із подальшим його гравітаційним дозбагаченням.

Відновник – місцеве суббітумінозне вугілля з великою кількістю летких.

До складу установки входить обертова трубчаста піч довжиною 75 м і діаметром 4 м, барабан-охолоджувач довжиною 36 м і діаметром 3,5 м. Руда, проходячи через трубчасту піч, нагрівається і відновлюється до ступеня металізації 58 – 90 % і розвантажується в охолоджувач, звідки виходить з температурою 100 °С. Продукт з охолоджувача надходить на грохотіння і магнітну сепарацію. Металізована сировина, що містить 71,6 % Fe_{заг.}; 9,9 % TiO₂ і 0,7 % V₂O₅, завантажується в електродугову піч для виплавки сталі, легованої ванадієм.

З часом установка була реконструйована та модернізована, внаслідок чого продуктивність трубчастої печі за металізованим продуктом збільшилась з 120 до 165 тис. т/рік. Фірма планувала розширення виробництва, вирішивши побудувати ще чотири трубчасті печі продуктивністю 200 – 250 тис. т на рік. Нові печі повинні мати діаметр 4,6 м і довжину 60 м.

Фірма Сумітомо для японського заводу в м. Касима, розробила технологію повної утилізації всіх металургійних відходів на установці з металізації (рис.7.2).

Перші досліді проводилися на напівпромисловій установці, а потім була введена в експлуатацію промислова установка продуктивністю 200 тис. т на рік.

Вихідним матеріалом були наступні пилоподібні матеріали крупністю менше 0,1 мм:

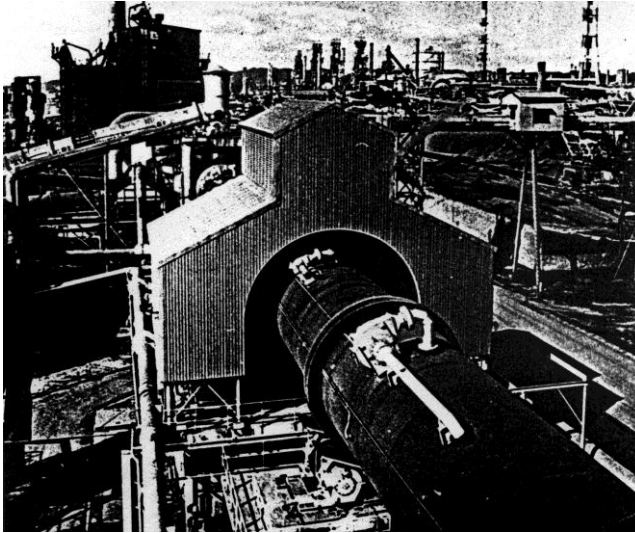


Рис. 7.2. Установа з металізації металургійних відходів, в м. Касима

- пил аглофабрик, рудних складів, сортувальної фабрики і осадів після біологічного очищення води у вигляді пульпи у кількості – 11,965 тис. т на місяць.
- пил доменних печей у вигляді пульпи у кількості 3 тис. т на місяць;
- пил киснево-конвертерного цеху у кількості 6,189 тис. на місяць;
- сухий пил основних цехів у кількості 2,768 тис. т на місяць;
- пил коксових батарей у кількості 1,289 тис. т на місяць;
- зворот установки з металізації в кількості 1,190 тис. т на місяць.

Вказані матеріали надходять у згущувач, згущуються до 40 – 50 % твердого, потім усереднюються в рідкій фазі і надходить на стрічковий вакуум-фільтр з полотном, що сходиться, де зневоднюються до вмісту води 15-20 %.

Зневоднений матеріал надходить у сушильний барабан діаметром 3,5 м, довжиною 35 м, в якому відбувається сушіння до во-

логості 9 – 10 %. Зневоднений матеріал дозується на конвеєр, яким надходить сухий антрацит або коксовий дріб'язок із розрахунку 200 кг/т металізованих окатишів і подається у шнековий змішувач. Після змішування шихта надходить в обертову трубчасту піч діаметром 3,9 м і довжиною 80 м для металізації. Важкий пил трубчастої печі повертається в бункер випаленого матеріалу, а легкий пил, що містить підвищену кількість цинку, вловлюється у рукавному фільтрі як товарний цинковий концентрат.

В трубчастій печі у відновній атмосфері відбувається огрудкування і металізація матеріалу.

Металізовані окатиші надходять у трубчастий охолоджувач. Охолоджений матеріал піддається сортуванню за крупністю: + 25мм – 6 мм. Спik та матеріал крупніше 25 мм подрібнюються у шоківій дробарці і повертаються на грохот, окатиші дрібніше 7 мм є зворотом або зародками для огрудкування і спрямовуються у трубчасту піч. Окатиші крупністю – 25+7 мм надходять у доменний цех як залізородна частина шихти.

Склад металізованих окатишів наступний:

- масова частка загального заліза – 77,82 %;
- масова частка металевого заліза – 68,82 %;
- масова частка цинку – менше 0,1 %.

Міцність на роздавлювання – 226 кг/окатиш, вміст окатишів дрібніше 6 мм – 5-6 %.

На заводах Вакаяма та Міцусима в Японії експлуатуються промислові установки для металізації пилоподібних відходів металургійного виробництва із використанням агрегатів гратка-піч (рис. 7.3).

Відмінними особливостями установок є:

- змішування шихти здійснюється у дезинтеграторі;
- підготовлена шихта огрудковується в тарілчастому грануляторі;
- сушіння і підігрів окатишів здійснюється на рухомих конвеєрних гратах;
- відновлення здійснюється у трубчастій обертовій печі;
- охолодження металізованих окатишів здійснюється у водняній ванні;

7. Пряме отримання заліза в обертових трубчастих печах

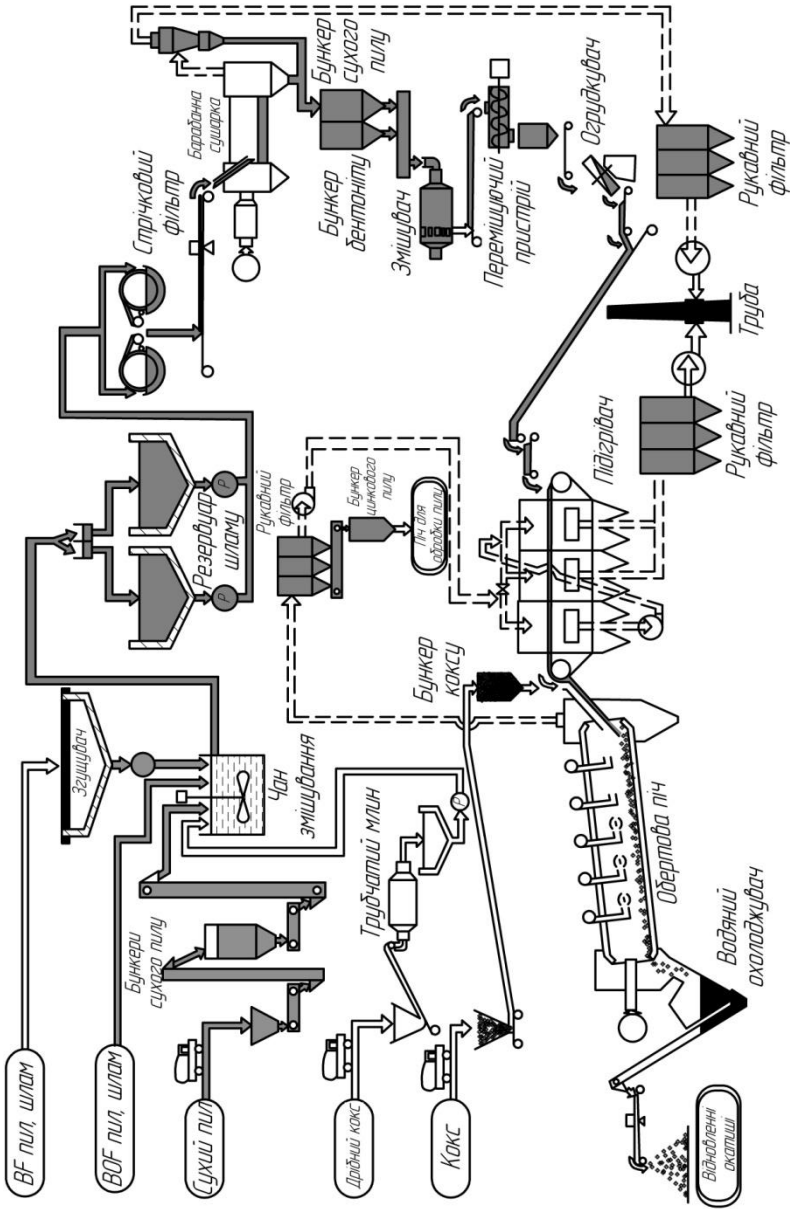


Рис. 7.3. Установа металізації відходів металургійних заводів, встановлена в м. Вакайма.

- із технологічної схеми виключена стадія сортування та подрібнення спікань.

Контроль процесу металізації здійснюється за температурою відхідних газів та вмістом у них монооксиду вуглецю. Масова частка CO у відхідних газах складає 5 – 6%.

Загальний вигляд трубчастої обертової печі та фрагмент складу металізованих окатишів зображені на рис. 7.4 і 7.5.

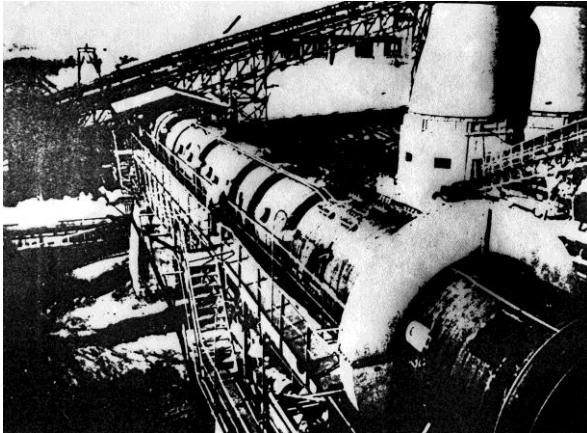


Рис. 7.4. Загальний вигляд трубчастої печі на заводі Вакаяма

Виробленні металізовані окатиші, що містять 80 % заліза є ідеальною сировиною для доменної плавки.

До переваг розглянутих процесів із використанням трубчастих обертових печей слід віднести можливість використання широкого діапазону залізрудних матеріалів і практично будь-якого виду палива.

До недоліків процесу металізації залізрудної сировини у трубчастих обертових печах слід віднести низьку питому продуктивність і високу витрату палива, а також небезпеку настилоутворення і ускладнену схему рециркуляції твердого палива.

В Україні в м. Кривий Ріг на Північному гірничо-збагачувальному комбінаті (ПівнГЗК) була побудована й експлуатувалася в 70-х роках XX століття фабрика металізації окатишів, яка була найбільшою у світі на той час.

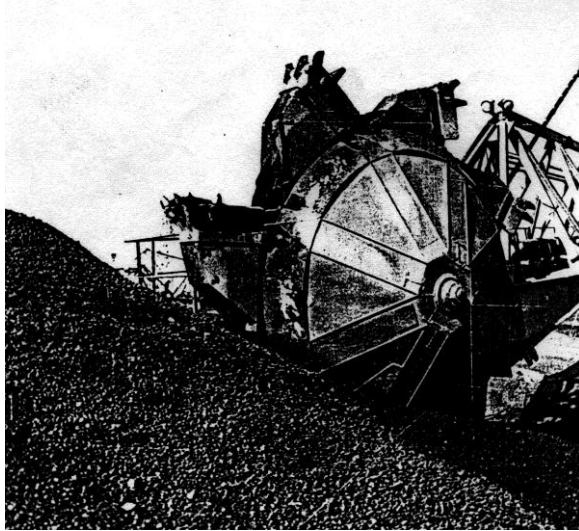


Рис. 7.5. Фрагмент складу металізованих окатишів

За проектом інституту «Механобрчермет» фабрика повинна була виробляти 600 тис. тонн окатишів зі ступенем металізації 80%.

Проектна схема включала дозування і змішування шихти; огрудкування концентрату ПівнГЗК з 65 % заліза в чашових огрудкувачах діаметром 7 м; термічну обробку окатишів на випалювальній конвеєрній машині корисною площею 108 м² із використанням газів, які відходять з трубчастої обертової печі діаметром 7 м і довжиною 92 м із застосуванням в якості відновника донецького антрацити марки «АШ» крупністю 5 – 0 мм, а в якості десульфуратора – вапняку крупністю 0,5 – 2 мм; охолодження непрямим способом у барабанному охолоджувачі діаметром 3,6 м і довжиною 103 м; грохотіння і розділення продукту 5 – 0 мм шляхом магнітної сепарації і грохотіння на металізований дріб'язок, зворотне вугілля і суміш золи вугілля з десульфуратором; гідротранспорт останньої у відвал.

За проектом також передбачався перехід дослідно-промислової установки ПівнГЗКа на виробництво окатишів зі ступенем

7. Пряме отримання заліза в обертових трубчастих печах

металізації 90 – 95 % для електросталеплавильної переробки із концентрату Лебединського гірничо-збагачувального комбінату в м. Губкинi, Курська область Російської федерації. При цьому передбачалося використовувати твердий, комбінований і газовий відновники, продуваючи останній крізь шар нагрітого матеріалу у печі. В якості газу-відновника мав бути неконвертований природний газ.

Основні проектні техніко-економічні показники виробництва окатишів на установці ПівнГЗК наведені в табл. 7.2.

Таблиця 7.2
Проектні показники дослідно-промислової установки ПівнГЗК з металізації окатишів

Показники	Ступінь металізації 80 %. Твердий відновник	Ступінь металізації > 90 %		
		Вугілля	Природний газ і вугілля	Природний газ
Продуктивність за готовими окатишами, тис. т/рік	600	300	300	360
Масова частка заліза у концентраті, %	65,3	69,5	69,5	69,5
Ступінь металізації, %	80	90-95	90-95	90-95
Масова частка в окатишах, %:				
Fe _{заг.}	74,78	88,41	88,33	88,24
Fe _{мет.}	59,83	83,98	83,90	83,81
FeO	19,2	5,70	5,70	5,69
C	0,2	0,3	0,4	0,5
S	0,05	0,05	0,03	0,01
P ₂ O ₅	0,025	0,025	0,025	0,025
Основність	1,0	1,0	1,0	1,0
Дріб'язок 5-0 мм, %	5,0	5,0	5,0	5,0
Коефіцієнт використання устаткування, частки од.	0,93	0,79	0,79	0,79
Питома продуктивність печі, т/(м ³ ·добу)	0,61	0,357	0,357	0,428
Питома витрата на 1 т окатишів:				
концентрат, т	1,285	1,4	1,4	1,4
вапняк, т	0,219	0,211	0,135	0,088
бентоніт, т	0,0068	0,014	0,014	0,014
антрацит, т	0,450	0,658	0,246	-
природний газ, м ³	30,2	118,4	350,4	513,8
Питомі експлуатаційні витрати, карб. т, в т.ч. переробки	28,6 17,67	55,9 31,35	54,41 30,10	50,38 26,23

* У цінах РСРС 1973 р.

Загальний вигляд установки ПівнГЗК зображений на рис. 7.6.

Рис. 7.6. Загальний вигляд установки ПівнГЗК



Установка освоювалася тривалий час, що було пов'язано із конструктивними недоліками трубчастої печі, системи опалювання і системи контролю температурного режиму та іншими, які усувалися дуже поволі або не усувалися зовсім.

Виникли труднощі зі зниженням вмісту сірки у металізованих окатишах і використанні вугілля. Вживаний антрацит містив велику кількість сірки і мав низьку реакційну здатність.

Крім того, концентрат ПівнГЗК виявився не придатним для виробництва як офлюсованих, так і неофлюсованих окатишів. Тому стали застосовувати неофлюсовані окатиші Лебединського ГЗК з 65 – 66 % заліза після виділення з них дріб'язку крупністю 5 – 0 мм.

На відміну від проекту у трубчасту піч завантажували холодні окатиші, що на 20 – 25 % знижувало її продуктивність.

Продуктивність печі підвищувалася на 15 – 20 % при зменшенні вдвічі витрати вугілля за рахунок подачі у шар нагрітих окатишів неконвертованого природного газу.

Нестабільна робота установки і неготовність металургійних заводів України до приймання та переробки металізованих окатишів призвели до того, що ця продукція відправлялася за багато тисяч кілометрів до Східного Сибіру на Надежденський завод

Норильського комбінату і використовувалася для цементації міді та інших кольорових металів.

Проте випробування цієї дослідно-промислової установки на ПівніГЗК показали принципову можливість виробництва окатишів з високим ступенем металізації (90 – 95 %) та можливість безперервної роботи трубчастої обертової печі без настилоутворення. Цьому сприяли такі заходи як грохотіння завантажуваних в піч окислених окатишів, збільшення часу перебування їх у печі за рахунок підвищення висоти розвантажувального порогу до 1,4м, часткове продування шару окатишів природним газом на невеликій довжині печі (8 – 10 м), доведення до працездатного стану системи дистанційного управління витратою газу і повітря на пальники, які розташовані на корпусі печі, скорочення ланцюга апаратів і технологічної схеми.

Головна причина зупинки установки пояснюється перш за все тим, що вона на багато випередила час, коли у металургів нашої країни виникла необхідність у замісникові скрапу – губчастому залізі. Цей час настав через 30 років.

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається.

8.1. Передмова.

У 60-70-х роках минулого сторіччя за повідомленнями віце-президентів Hanna Mining Co (США) Д.Н.Введенського та А.Дорра в м. Кулів, штат Міннесота була спроектована, побудована та почала експлуатуватися фабрика продуктивністю 2,4 млн. тонн на рік окислених окатишів. Фабрика була обладнана двома комбінованими установками, що складаються із колосникової ґратки (ширина 3 м, довжина 32 м), кільцевої печі (діаметр 30,5 м) і шахтних печей (діаметр 3 м). Кільцева піч має під, що обертається, на якому матеріал нагрівався за рахунок тепловипромінювання.

Американською фірмою Мак-Кі також були спроектовані кільцеві печі чотирьох типорозмірів: 50; 61; 70 та 91,5 м. Річна продуктивність печей перших трьох типорозмірів для випалення окатишів із магнетитового концентрату була розрахована на продуктивність 4,57; 5,07 та 6,1 млн. тонн відповідно, а найбільшої печі для виробництва окатишів із гідрогетитового концентрату – 4,57млн. тонн на рік. Витрати на паливо та електроенергію кільцевих печей повинні були бути нижче, ніж звичайних конвеєрних випалювальних машинах, оскільки застосовувалося гідроущільнення, що зменшувало шкідливі підсоси повітря. У результаті очікувалося, що витрата палива знизиться на 10 % й повітря на 30%.

Кільцеві печі аналогічної конструкції використовувалися в металургії для нагріву трубних та колісних заготовок перед прокатом, а також для інших цілей.

Очікувалося, що кільцеві печі для випалення окатишів споруджуватимуться із обертаючим подом, який складається з окремих випалювальних візків, що перекидаються під час розвантаження матеріалу.

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

Перша зарубіжна технологія, яка базується на використанні дослідної кільцевої печі із обертаючим подом і застосуванні твердого відновника, була розроблена і випробувана американськими компаніями National Steel Corp., Hanna Mining і Midland-Ross Corporation ще у 60-х роках минулого століття та називалась «Heatfast». Проте, згодом ці роботи були припинені, оскільки перевагу було віддано газовому відновленню в шахтних печах.

На початку 90-х років нашого століття компанії Kobe Steel та Midrex знову виявили зацікавленість процесами прямого одержання заліза із використанням твердих відновників та, повторно вивчивши процес Heatfast із кільцевою піччю, почали його розвивати для виробництва високометалізованого продукту й назвали його Fastmet. В технічному центрі Midrex в м. Шарлота (штат Північна Кароліна, США) була збудована пілотна установка Fastmet продуктивністю 2 т/год., яка випробовувалася протягом 2-х років. Продукцією цієї установки були металізовані окатиші або гаряче брикетоване залізо.

Промислова установка Fastmet для утилізації відходів із діаметром печі 8,5 м та потужністю 190 тис. тонн на рік працює на заводі Hirohata Steel Works компанії Nippon Steel в Японії з 2000 року. Друга аналогічна установка експлуатується на цьому ж підприємстві з 2005 року.

У 1970 році інститут «Механобрчермет» (м. Кривий Ріг, Україна) спроектував та збудував на своїй дослідній фабриці пілотну установку з кільцевою піччю для металізації окатишів [8.1].

Основні параметри експериментальної кільцевої печі інституту «Механобрчермет» наведені на рис. 8.1 та 8.2.

Площа поду, м ²	6,2
Зовнішній діаметр печі, м	3,8
Внутрішній діаметр, м	0,43
Ширина робочого простору, м	0,93
Висота робочого простору, м	0,92
Ширина поду, м	1,16
Швидкість обертання, об./год.	0,55-2,49

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

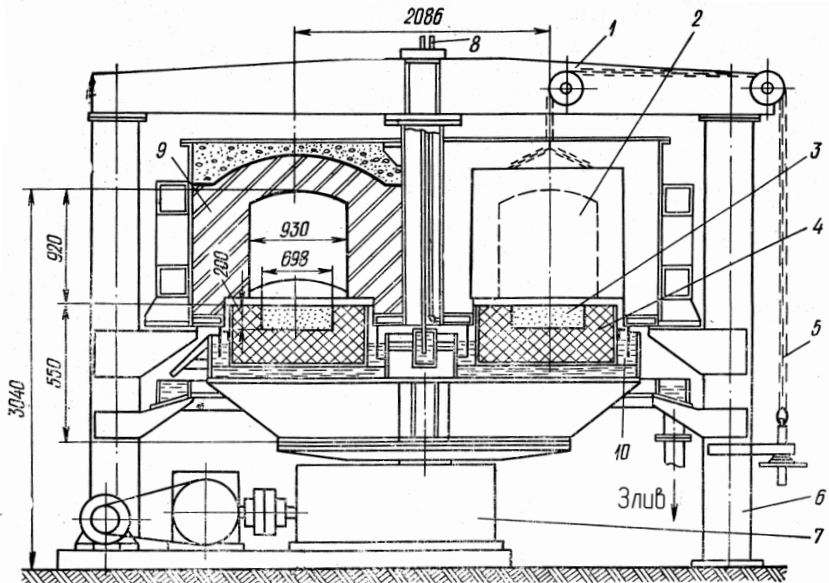


Рис. 8.1. Кільцева піч для металізації залізорудних окатишів:
1 – хрестовина; 2 – заслонка; 3 – подова засипка; 4 – під; 5 - механізм підйому заслонки; 6 – стійка; 7 – привод обертання поду; 8 – підведення води; 9 – футерівка; 10 – гідрозатор.

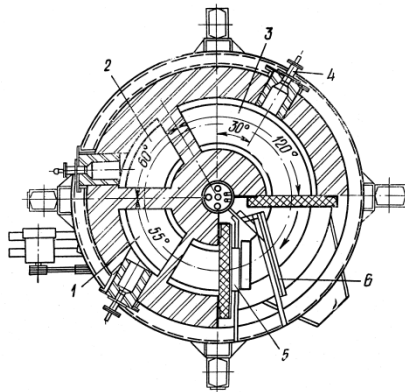


Рис. 8.2. Горизонтальний перетин кільцевої печі

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

Кільцева піч (рис. 8.1, 8.2) умовно поділялась на зони сушки 1, підігріву 2 та металізації 3. Піч нагрівалась спалюванням природного газу за допомогою пальників 4 із примусовою подачею повітря. Окатиші завантажувалися шаром завтовшки один-два окатиша через приймальні бункери, які встановлені у відкритому секторі печі перед зоною сушіння. Готові окатиші вивантажувалися у бункер 5 ножем 6.

Окатиші виготовлялися на чашевому грануляторі діаметром 2м. В якості вихідних матеріалів для одержання сирих окатишів використовували концентрат ПівнГЗК із 64,9 % заліза, каракубський вапняк, саригюкський бентоніт й донецький антрацит із 14 – 17 % золи та 1,7 % сірки. Одержані у грануляторі окатиші завантажувалися шаром 20 – 30 мм на постіль, що складається із антрациту крупністю 6 – 13 мм. Швидкість обертання поду печі складала 0,75 об/год.

Нижче наводяться показники роботи пілотної установки із кільцевою піччю інституту «Механобрчермет» (табл. 8.1).

Таблиця 8.1

Технологічні параметри, які були досягнуті при відновленні окатишів в кільцевій печі

№ п/п	Параметри	Масова частка твердого палива в окатишах, %		
		0	10	20
1.	Продуктивність, т/год.	0,16	0,16	0,16
2.	Витрати газу, м ³ /т	250	350	313
3.	Витрати повітря, м ³ /т	3000	2800	2630
4.	Температура в зонах, °С: сушки підігріву металізації	580-800	410-790	-
		950-1040	800-930	930-970
		1200-1260	1180-1190	1150-1160
5.	Температура відхідних газів, °С	470	430	360-420
6.	Ступінь металізації, %	0	15,3	29,6
7.	Міцність, кг/окатиш	170-190	108	102

За даними режимами не одержували окатиші з високим ступенем металізації й не доводили їх до розплавлення металу, оскі-

льки метою експериментів було виробництво окатишів, які придатні для подальшого їх використання у доменній плавці.

За уявленнями дослідників того часу частково металізовані окатиші передбачалося застосовувати в якості металодобавки у шихті доменних печей. Дослідно-промислові доменні плавки, проведені у США, свідчили, що кожні 10 % металізації шихти аж до 50 % приводили до приросту продуктивності на 4 – 7 % та зниженню витрати коксу на 5 – 7 %.

У теперішній час концепція виробництва та використання такої сировини змінилася. Вважається, що окатиші повинні мати високий ступінь металізації для заміни скрапу в електросталеплавильних печах та чавуну у кисневих конвертерах.

Тому подальші дослідження та дослідні роботи здійснювали у цьому напрямку. При цьому, кінцевий продукт стали одержувати або у вигляді високометалізованих окатишів, як наприклад, у процесі Inmetco або чавунних корольків, як у процесі ITmk3.

8.2. Теоретичні передумови процесу.

Перш ніж перейти до викладу суті та відмінних особливостей цих методів, розглянемо протікання високотемпературних процесів відновлення на основі матеріалів із монографії І.Ю. Кожевникова [2.5].

Високотемпературні відновлювальні процеси вимагають застосування окатишів або брикетів, які здатні витримувати різкий термічний удар (1500 °С та вище) не руйнуючись.

Необхідно враховувати, що в цих умовах вказані матеріали можуть руйнуватися не тільки у результаті відмінностей коефіцієнтів лінійного розширення компонентів шихти, підвищеної вологості, але також унаслідок виходу газів із внутрішніх ділянок.

Карбонізовані окатиші та окатиші на зв'язці з карбонатного вапна (зволожена суміш вапна та вапняку) не витримують термічного удару (1500 – 1600 °С) і руйнуються.

Торфорудні офлюсовані брикети (5 – 8 % CaO) хоча й витримують термічний удар, але практично повністю втрачають зв'яз-

ність частинок у початковій стадії відновлення, коли ще не утворився металевий каркас.

Торфококсорудні офлюсовані брикети також термічно неміцні і руйнуються при незначних динамічних навантаженнях, коли ступінь металізації менше 60 %.

Рудно-вугільні окатиші та брикети із вуглецевим зв'язуючим (пек, бітум, тощо) не тільки витримують різкий термічний удар, але є достатньо термоміцними, зберігають початкову форму, перетворюючись поступово на металізовані грудки. Вуглецева сітка, що утворюється прококованим пеком, забезпечує термостійкість і міцність грудок до моменту утворення металевого каркасу.

Торфорудні термобрикети також задовольняють умовам високотемпературного процесу. Ущільнена, але достатньо пориста структура термобрикета забезпечує необхідну міцність на всіх стадіях процесу відновлення. Це досягається утворенням на поверхні шару металевого каркаса, товщина якого поступово збільшується. Отже, вуглецева зв'язка, а також зв'язуючі властивості торфу при термобрикетуванні забезпечують достатню термостійкість та термоміцність рудно-паливних грудок.

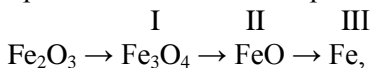
Швидкість та ступінь відновлення рудно-паливних окатишів і брикетів різного складу та розміру досліджувалися в інтервалі температур 1250 – 1500 °С. Діаметр окатишів змінювався у межах 7,5 – 30 мм, брикетів – 20 – 25 мм. Дослідження велось у печі опору в атмосфері очищеного азоту. При вибраній температурі та тривалості відновлення грудок даного розміру дослід повторювали 4 – 15 раз.

Окатиші та брикети відновлювались у твердому стані, поступово перетворюючись на пористі металеві частинки меншого розміру, при цьому оплавлення не спостерігалось. Відновлені грудки швидко охолоджували на повітрі або у струмені азоту.

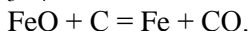
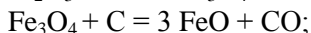
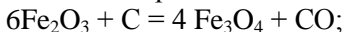
Незалежно від розміру окатишів та температури загальний вид процесу відновлення заліза однаковий й характеризується наступними закономірностями. На початку відновлення різко зменшується масова частка оксиду заліза (Fe_2O_3) та зростає кон-

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

центрація монооксиду заліза (FeO), від певної величини, тобто процес здійснюється в три послідовні стадії:



які здійснюються одночасно за реакціями:



При цьому відмінності у швидкостях перетворень $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4$, $\text{Fe}_3\text{O}_4 \rightarrow \text{FeO}$ та $\text{FeO} \rightarrow \text{Fe}$, із яких перше і друге завершуються значно легше і швидше третього, призводить до проходження концентрації монооксиду заліза крізь максимум.

Підтвердженням одночасного протікання вказаних перетворень може бути співвідношення між істинним (Ψ) та уявним (ϕ) ступенями відновлення оксидів заліза. При істинному ступені відновлення (кількість віднятого кисню) $\Psi_{\text{сер.}}$ дорівнює 11,1 %, що відповідає повному перетворенню $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4$, уявна ступінь відновлення (ступінь металізації) $\phi_{\text{сер.}}$ досягає 3 – 4 %. Отже, навіть у початковий момент відновлення окатишів одержують розвиток реакції (II) та (III). У подальшому відновленні частка протікання реакцій (II) та (III) підвищується. Так, при значенні $\Psi_{\text{сер.}} = 33,3$, яке відповідає повному перетворенню оксиду заліза у монооксид, близько 20 – 25 % загального заліза є в металевій формі [8.2].

Швидкість відновлення оксиду заліза істотно вища за швидкість відновлення монооксиду, причому із збільшенням температури абсолютні значення швидкостей $V_{\text{Fe}_2\text{O}_3}$ і V_{FeO} зростають і змінюється їх співвідношення у бік відносно швидкості відновлення монооксиду заліза. Тому з підвищенням температури зменшується концентрація монооксиду заліза, що досягається максимально, не дивлячись на збільшення абсолютних значень V_{FeO} . Відношення $V_{\text{FeO}}/V_{\text{Fe}_2\text{O}_3}$ збільшується також із зростанням Ψ (при $t=\text{const}$). Проте, при високому ступені відновлення ($\phi > 70\%$) на співвідношення $V_{\text{FeO}}/V_{\text{Fe}_2\text{O}_3}$ мають вплив фізичні фактори,

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

наприклад, накопичення продуктів ($Fe_{мет.}$), які знижують питому реакційну поверхню $MeO-C-CO$ локальних ділянок.

Із підвищенням температури зростає також сумарна швидкість відновлення оксидів заліза (V_{Σ}), абсолютна величина якої пропорційна розміру окатиша. При цьому зі збільшенням діаметру окатиша зменшуються відмінності в абсолютній величині швидкостей V_{Σ} . Це пов'язано зі зміною температурного градієнта Δt , який істотно зростає зі збільшенням діаметру окатишів через відносно велику витрату тепла на нагрів теплопровідністю внутрішніх ділянок.

Швидкість відновлення оксидів заліза досягає максимальної величини при ступені відновлення 30 – 70 %. Металеве залізо каталізує протікання реакцій прямого відновлення, тільки до моменту його накопичення у відносно великій кількості; потім швидкість процесу відновлення зменшується.

Розрахований склад відхідних газів дуже близький до чистого монооксиду вуглецю, причому зі зменшенням діаметру окатишів та підвищенням температури збільшується винесення вуглецю із вихідними газами, що захищає відновлене залізо від вторинного окислення до моменту зварювання окремих зерен в металеві кульки із достатньо низькою пористістю.

Рудно-паливні грудки, які відновлені при високих температурах, не є пірофорними і навіть при охолодженні на повітрі не вимагають особливих заходів захисту.

Ступінь відновлення оксидів заліза, яка досягається, визначає склад недовідновленої частини рудно-паливних грудок і, отже, склад та кількість (G) шлаку, що утворюється при їх плавленні, %:

$\phi_{сер.}$	80	90	95	98
G	50-52	30-34	22-25	15-18

Навіть при вихідній масовій частці кремнезему 5 – 6 % у окатишах та ступені металізації $\phi_{сер.} = 92 - 96$ % утворюватиметься від 20 до 30 % кислого шлаку, %:

SiO_2	Al_2O_3	CaO	$Fe+Fe_2O_3$	CaO/SiO_2
40-50	12-20	5-7	20-40	0,12-0,14

Для підвищення основності шлаку буде потрібна додаткова присадка вапна, що приведе до збільшення кратності шлаку та

8. Одержання металу в процесях, які використовують під кільцевої печі, який обертається

необхідності його скачування із метою поліпшення теплопередачі.

Швидкості реакції прямого відновлення оксидів заліза через відсутність градієнта концентрацій дисперсних реагентів в рудно-паливних грудках не лімітуються дифузійними процесами, а визначаються інтенсивністю підведення тепла - тепловим потоком. Тривалість відновлення окатишів обернено пропорційна температурі та їх питомій поверхні, тобто розміру. Іншими словами, питомий тепловий потік або кількість тепла, що підводиться через одиницю поверхні до одиниці об'єму окатишів, визначає тривалість їх відновлення.

При повному подрібненні рудно-вугільних сумішей, що містять 65 – 70 % фракцій менше 0,045 мм, відмінності у відновлюваності руд та реакційної здатності палив практично не виявляються.

Дослідними даними встановлено, що окатиші діаметром 4 – 5мм практично повністю металізуються ($\phi_{\text{сер.}} \sim 90\%$) при 1400 °С і 1480 °С за 22 та 13 секунд відповідно.

Розрахункова тривалість відновлення окатишів менше 5 мм до $\phi \sim 90\%$ при високих температурах:

Температура, °С	1400	1500	1600	1800
Час відновлення, с	20	9	4,2	1,2

Для окатишів розміром більше 5 мм розрахунковий час відновлення при 1340, 1420 та 1500 °С складає відповідно 0,67; 0,28 та 0,14 хвилини.

При використанні в якості відновника торфу у шихті брикетів різного гранулометричного складу відмічається зміна досягнутого ступеня металізації при 1500 °С (табл. 8.2.).

Таблиця 8.2

Результати відновлення залізорудних брикетів при використанні торфу

Партія брикетів	Кількість фракцій (%) розміром, мм			Ступінь металізації $\phi_{\text{сер.}}$ (%) при тривалості, хв.			
	3-7	1-3	0-1	3	4	5	6
1	3,27	11,23	85,5	59,0	82,6	96,2	99,9
2	3,00	22,50	74,5	47,5	73,0	86,6	87,3
3	21,20	20,10	58,7	48,8	68,1	84,5	85,1

Кількості летких та умови газифікації палив, а також відновлюваність руд на кінетику процесу починають проявлятися тільки при використанні шихт зі частинками розміром більше 0,1 – 0,3 мм за рахунок палива або частинками розміром 1 – 3 мм і більш за рахунок рудної частини шихти. При повному подрібненні рудно-вугільної шихти вплив типу використовуваної руди або палива на хід процесу відновлення виявлено не було. В основному, це визначається високим рівнем хімічного потенціалу та вільної енергії дисперсних кристалічних речовин.

З додаванням сполучень лужних та лужноземельних металів значно зростає швидкість відновлення руд газами та прискорюється процес газифікації вугілля. Ці сполучення, крім того, володіють зв'язуючими властивостями. При введенні в шихту рудно-вугільних окатишів 0,5 – 10 % кальцинованої соди, закономірності зміни концентрацій Fe_2O_3 , FeO , $\text{Fe}_{\text{мет}}$ та ступеня металізації не порушувалися. Проте, навіть при охолодженні на повітрі відновлених окатишів додавання 1 – 3 % соди дозволило досягти значно вищого ступеню металізації (95,7 – 99,2 %).

В якій би точці або ділянці рудно-вугільного окатиша не здійснювався процес прямого відновлення оксидів заліза, його протікання залежатиме від двох факторів:

а) тепло, що підводиться, витрачається на нагрів окатиша в даній точці сфери та на передачу тепла теплопровідністю внутрішнім шарам;

б) досягнувши температури близько 600 °С та вище, набуває розвиток процес прямого відновлення оксидів заліза, що також здійснюється зі значним поглинанням тепла.

Швидке підвищенням температури у даній точці рудно-вугільного окатиша можливо тільки до початку інтенсивного протікання процесу прямого відновлення. При підвищенні температури у будь-якій точці понад 800 – 1000 °С швидкість процесу відновлення зростає, але відповідно збільшується інтенсивність споживання тепла. Тому, процес відновлення оксидів заліза у рудно-вугільних окатишах при високих температурах випереджає процес плавлення матеріалів, тобто відновлення йде у твердій фазі.

Характерно, що у повністю металізованому брикеті скупчення шлаку утворюються після відновлення оксидів заліза. Мінералоутворення відстає від відновлення. Після завершення відновлення оксидів заліза, підвищення температури та збагачення невідновленої частини даного брикета або окатиша кремнеземом, глиноземом та іншими компонентами створюються умови утворення легкоплавкого шлаку.

Ще до повного завершення відновлювальних процесів у офлюсованих рудно-паливних окатишах ($\text{CaO/SiO}_2 > 2$) утворюються тверді ферити кальцію, відновлення заліза із яких сповільнюється, причому відновлюваність феритів різко падає при розчиненні глинозему та інших оксидів пустої породи. В гранулах основністю $\sim 1,0$, утворюється легкоплавкий шлак. Частинки відновленого заліза, в цьому випадку, укрупнюються у шлаку, який займає значний об'єм гранули.

Збільшення масової частки кремнезему в шихті, укрупнення частинок і підвищення температур сприяє ранньому шлакоутворенню та одночасному зниженню відновлюваності оксидів заліза. Для умов відновлення рудно-вугільних окатишів та брикетів в наслідок виникнення значного перепаду температур у реакційному шарі та наявності тонкоподрібненої шихти раннього мінералоутворення може не бути. Інтенсивне шлакоутворення спостерігатиметься лише при використанні бідних руд або концентратів у шихті і лише у стадії закінчення відновлення грудок (при $\phi_{\text{сер.}} = 85 - 90 \%$), коли температурно-теплові умови процесу та зміни складу вже не лімітують його здійснення.

8.3. Вивчення відновлення рудно-вугільних окатишів у тонкому шарі без розплавлення металевго заліза.

У Донецькому Національному технічному університеті розроблений інтегрований процес відновлення і плавлення рудно-вугільних окатишів. Цей процес створений для використання залізовмісних відходів в якості замітника металобрухту [8.3, 8.4].

8. Одержання металу в процесях, які використовують під кільцевої печі, який обертається

Окатиші нагріваються відхідними із печі газами, відновлюються і плавляться у модифікованій дуговій сталеплавильній електрпечі. Остання відрізняється від типових печей тим, що забезпечена спеціальною склепінною камерою.

Методика проведення досліджень полягала у виготовленні рудно-вугільних окатишів загальноприйнятим способом зі застосуванням залізородного магнетитового концентрату ПівніГЗК та металовмісних відходів ВАТ «СМЗ» (колошниковий пил дугових печей та шлам електросталеплавильного виробництва). В якості зв'язуючої добавки застосовували бентоніт.

Відновником був антрацитний штиб (23 % зола, 5 % летючі, 72 % вуглець).

Сирі окатиші піддавали термообробці у сушильній камері протягом 2-х годин. Піч розігрівали до 1250 °С та витримували не менше однієї години. Потім, на розігрітій під печі встановлювали металеві контейнери з рудно-вугільними окатишами. Початок та кінець реакцій відновлення визначали за концентрацією монооксиду вуглецю. Після закінчення часу видержування, контейнери із окатишами витягували із печі та розміщали під металеві кришки, де вони залишалися у атмосфері інертного газу для запобігання окисленню. Після охолодження контейнерів окатиші розділяли на шари та на проби. Досліди проводили в силітовій печі KS-400/10. Основні параметри печі: робоча температура 1350 °С, номінальна електрична потужність 10 кВт, номінальна робоча напруга 380 В, номінальний робочий струм 16 А. Для створення нейтральної атмосфери піч продували аргоном. Контроль закінчення процесу здійснювали за допомогою газоаналізатора АФА-121. Температуру заміряли двома термопарами ВР-⁵/₂₀. Розмір робочого простору печі 190 x 390 x 290 мм.

На першому етапі досліджень варіювали вміст вуглецю в межах 10 – 20 – 30 %.

При розгляді отриманих результатів особлива увага приділялась масовій частці залишкового вуглецю та ступеню металізації (φ) окатишів. Зразки К15 (концентрат+15 % відновника) і ШК15 (рівні частки шламу і концентрату + 15 % відновника) показали,

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

що 15 % відновника недостатньо для забезпечення необхідної повноти відновлення ($C_{\text{ост}} = 3,5 \%$, $\varphi = 62 - 64 \%$). В той час, зразки з 30 % вугілля (К30,Ш30, ШК30) при ступені металізації 72; 91 та 87 % мають достатньо велику кількість залишкового вуглецю – 19,4; 12,2 та 21,3 %, що негативно позначається на механічній міцності окатишів та знижує ККД використання відновника. Таким чином, прийнятний хімічний склад рудно-вугільних окатишів: 20 % – вугілля, 40 % шлам, 40 % – концентрат (окатиші ШК20 мали $\varphi = 84 \%$, залишковий вуглець – менше 10 %, кількість бентоніту – 1,5 – 2 %). На наступному етапі прагнули досягти максимального ступеня металізації.

Розглядаючи результати, наведені на рис. 8.3 можна відзначити досягнутий високий ступінь металізації (90 – 97 %) при низькій масовій частці вуглецю (2,23 – 6,29 %), який був одержаний при витримці 45 хвилин. Зменшення часу витримки до 15 хвилин, а потім до 10 хвилин супроводжувалося зниженням ступеня металізації відповідно до 95 і 93 %.

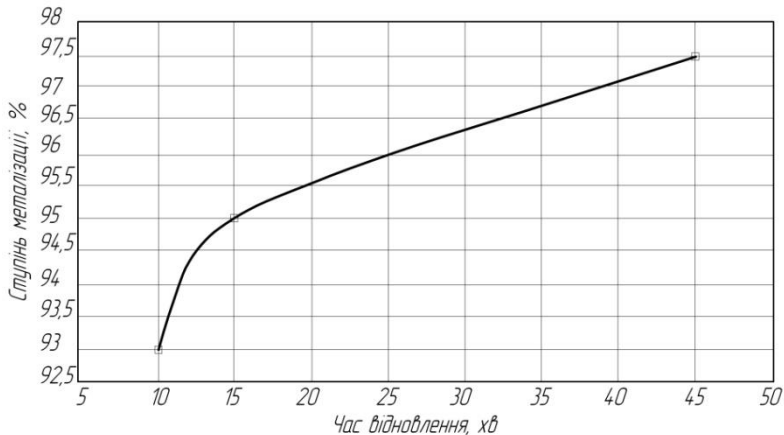


Рис. 8.3. Залежність ступеня металізації рудно-вугільних окатишів від часу відновлення

Наступний етап досліджень був присвячений визначенню висоти шару окатишів при відновленні. Склад досліджуваних ока-

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

тишів був такий : 40 % – пил дугових печей, 40 % – шлам електросталеплавильного виробництва, 20 % вугільний штиб та 3 – 5% бентоніту.

Різна схема завантаження окатишів визначає різні умови відновлення. Монооксид вуглецю, що утворюється при нагріванні рудно-вугільних окатишів, повинен максимально використовуватися у всіх шарах завантажуваних матеріалів.

Ступінь відновлення окатишів росте при збільшенні часу витримання в печі (рис. 8.4).

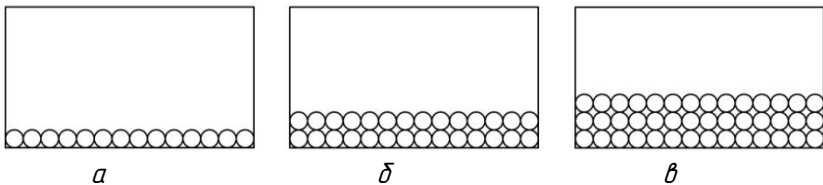


Рис. 8.4. Схема завантаження рудно-вугільних окатишів:
а – один шар; б – два шара; в – три шара.

Була розглянута схема завантаження порошкоподібних матеріалів, які одержували після стирання окатишів на вібростирачі. При цьому розв'язувалася проблема малого питомого навантаження на площу склепінної камери завдяки підвищеній щільності відновлюваних матеріалів. Проте, умови теплообміну у цьому випадку між нижніми шарами засипки погіршувалися, що привело до зниження ступеня відновлення. Цю задачу насипної щільності намагалися вирішити за рахунок зменшення висоти засипки матеріалів методом пресування подрібненої сировини, але ступінь металізації не перевищував 30 %.

При дослідженні багат шарової схеми завантаження рудно-паливних окатишів верхній шар відновлювався більш повно, що пов'язано із інтенсивнішим променистим теплообміном. В деяких випадках (рис. 8.5, ряд 1, ряд 2) третій шар (нижній) відновлювався на 15 – 20 % краще, ніж другий (середній), що мабуть, пояснюється підігрівуючою дією на окатиші поду печі.

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

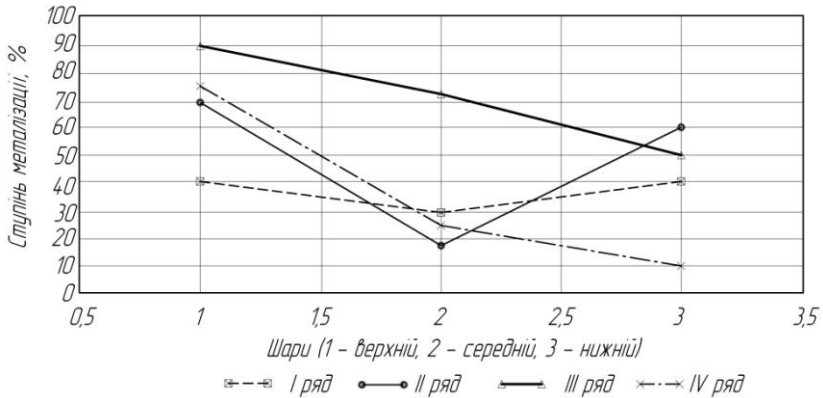


Рис. 8.5. Залежність ступеню металізації від розміщення шару при трьохшаровому завантаженню

При двошаровому завантаженні окатишів (рис. 8.6) середній ступінь металізації вищий, ніж при тришаровій, тоді як навантаження на под печі знижується на третину.

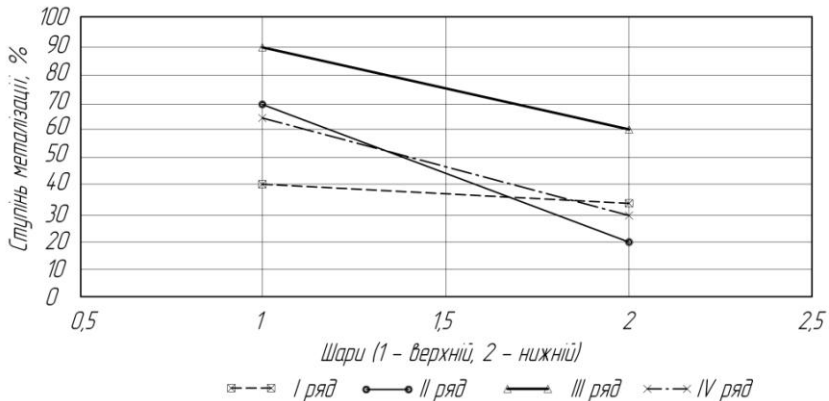


Рис. 8.6. Залежність ступеню металізації від розміщення шару при двошаровому завантаженню

Критерієм оптимізації у даному випадку були такі показники, як продуктивність плавильного агрегату (ДСП), а також ступінь металізації рудновугільних окатишів.

За одержаними даними був зроблений висновок, що оптимальний час витримування складає 10 хвилин при двошаровій схемі завантаження при температурі 1250 °С.

Використовуючи отримані результати досліджень, були розраховані технологічні параметри склепінної камери ДСП для відновлення окатишів. У цій камері необхідно створити відновлювальну атмосферу, яка запобігає вторинному окисленню. Висота склепінної камери визначена із умов роботи плоско-полум'яних пальників і складає 800 – 1000 мм. В такому разі, висота полум'я не повинна перевищувати 150 мм. При таких параметрах пальників зона турбулентності незначна, що не приведе до перемішування окислювальних продуктів горіння із металізованими окатишами. Остаточне відновлення можна здійснити в рідкій ванні ДСП [8.3; 8.4].

У колишній НДР після великої кількості лабораторних досліджень для визначення техніко-економічних показників процесу Inmetko були проведені пілотні випробування на печі із подом, що обертається. Ефективна площа поду складала 5,723 м². Піч мала дві температурні зони.

Матеріали для отримання окатишів склалися із залізородного концентрату із 68,8 % Fe і 0,04 % S; вугілля з 51,3 % С, 9 % золи, 0,83 % S та з 39,7 % летких; бентоніту з 64,5 % SiO₂, 3,1 % Fe, 17,2 % Al₂O₃.

Сирі окатиші крупністю 8 – 10 мм мали 10,3 % вологи та 19,3% вуглецю. Опір на розчавлювання складав 1,4 кг/окатиш.

У першій зоні печі температура була 1225 °С, а в другій 1335°С. Висота шару окатишів у печі була 0,0172 м. Випробування продовжувалося протягом дев'яти годин, а кращі показники були досягнуті у перші чотири години. Питома продуктивність печі була 0,422 т/м²·год при ступені металізації – 92,8 – 93,4 %, масова частка залишкового вуглецю при цьому була 5,6 – 5,8 %, а при ступені металізації 87,8 – 89,1 вміст вуглецю знизився до 4,4–4,5 %. Питома витрата енергії за вирахуванням залишкового вуглецю складала 17,89 ГДж. Вихід металізованого продукту – 0,574т на тонну сирих окатишів. Пілотна установка мала продук-

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

тивність із сирих окатишів 4,54 т/год., а із металізованого продукту – 2,6 т/год.

За результатами проведених випробувань були розраховані техніко-економічні показники для промислової установки продуктивністю 500 тис. тонн на рік, які наведені у таблиці 8.3. Розрахунки зроблені для умов США на початку 2000-х років.

Таблиця 8.3.

Техніко-економічні показники проекту
промислової установки металізації окатишів
у тонкому шарі методом Inmetko

Виробничі витрати	Одиниця вимірювання	Витрата, кг/т	Ціна одиниці, дол. США/т	Частка у собівартості губчастого заліза, дол. США/т
Сирі матеріали:				
залізовмісні	кг	1335	22	29,37
вугілля	кг	410	50	20,50
бентоніт	кг	5	65	0,33
органічна зв'язка	кг	5	1000	5,00
Енерговитрати:				
електроенергія	кВт·год	65	0,035	2,28
природний газ	м ³	60	0,10	6,00
азот	м ³	10	0,04	0,40
вода	м ³	0,3	0,01	0,003
Інші витрати (ремонт, запчастини та ін.)	дол. США			2,6
Разом	дол. США			66,483

Таким чином, виробничі витрати на виробництво тонни губчастого заліза за технологією Inmetko із використанням подової печі, що обертається, продуктивністю 500 тис. тонн на рік складуть 60 – 70 дол. США.

Проте, дані табл. 8.3 зараз вимагають коректування, оскільки у 2005 році у світі відбулося різке підвищення цін на залізородну сировину та інші матеріали.

Переваги даного методу – швидкий нагрів тонкого шару матеріалу, високі швидкості фізико-хімічних процесів та можливість використання недефіцитного та порівняно дешевого твердо-го палива, наприклад, бурого вугілля, торфу та ін. Недоліком методу є необхідність застосування малосірчистого вугілля або розробка спеціальних заходів запобігання забруднення металу сіркою. Встановлено, що не менше 30 – 35 % сірки вугілля переходить у метал.

8.3. Технологічні процеси безкоксової металургії, які використовують кільцеві печі з подом, що обертається.

Технології Inmetco, Fastmet, Faststeel, FASTOx, ITmk3 та інші використовують печі, що складаються з вогнетривкого поду, який обертається у високотемпературному кільцевому тунелі. Пальники, які розташовані над оброблюваним матеріалом, забезпечують необхідне тепло для здійснення процесу відновлення. Пальники можуть використовувати газоподібне, рідке та тверде паливо. Сировина, що подається у піч, складається із суміші окускованої залізвмісної сировини та вуглецевмісного відновника. Окускований матеріал завантажується та вивантажується безперервно. Час перебування матеріалу у печі 6 – 12 хвилин в залежності від реакційної здатності відновника та необхідної якості кінцевого продукту.

Компанії Midrex та Kobe Steel розробили декілька окремих технологій, які застосовують печі із подом, що обертається (рис.8.7).

Процес Fastmet, як уже згадувалося, використовує кільцеву подову піч для переробки таких відходів металургійного виробництва, як пил доменних та електродугових печей.

Вироблюваний продукт є губчастим залізом і призначений для електросталеплавильного виробництва. У процесі Fastmet гарячий відновлений продукт завантажується у електричну піч для виробництва чавуну.

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

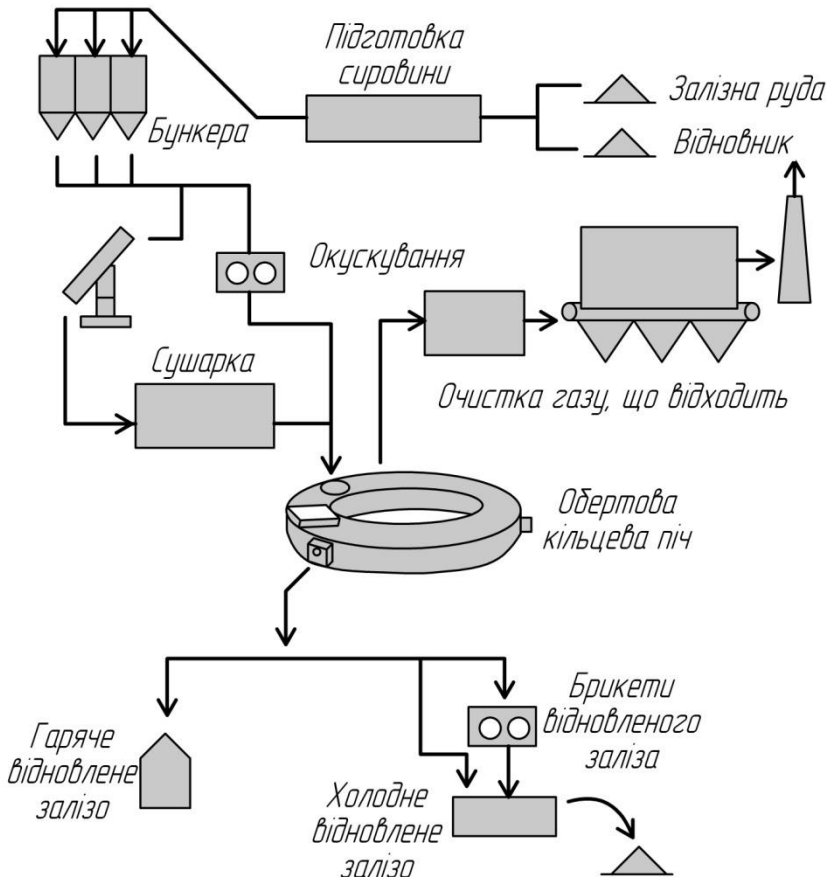


Рис. 8.7. FASTMET – процес

Faststeel – процес, (рис. 8.8) який задуманий як майбутня альтернатива доменним печам із їх інфраструктурою. Очікується, що цим способом можна буде однією електродуговою піччю виробляти більше 2,4 млн. тонн рідкої сталі на рік. Запланована собівартість рідкої сталі 125 дол. США/т.

Процес FASTOx є інтегрованим методом виробництва високоякісної сталі без застосування металобрухту із використанням

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

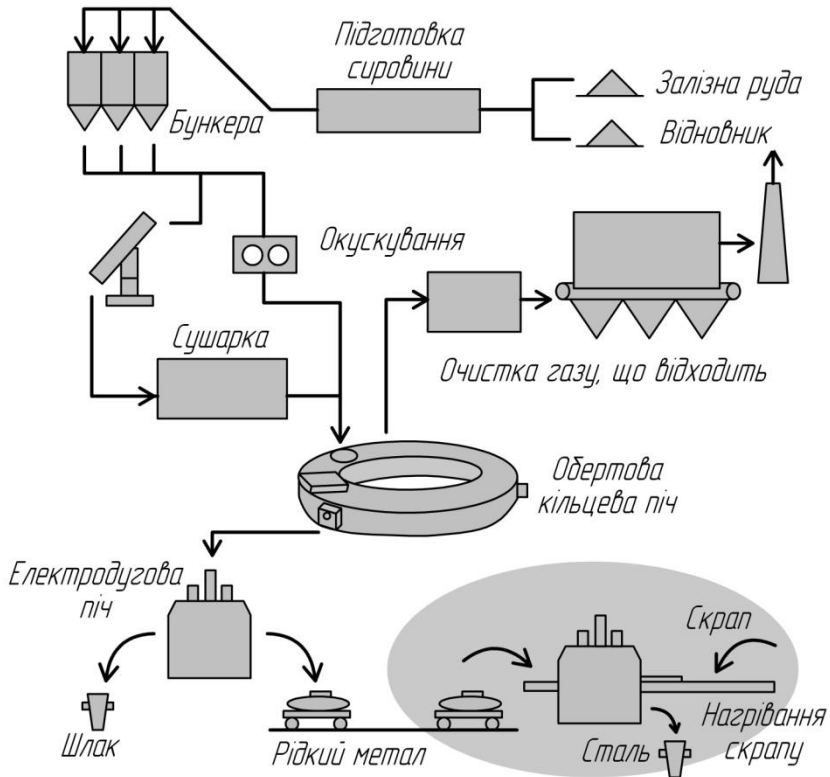


Рис. 8.8. FASTSTEEL – процес

для цього кисневих конверторів. Продуктивність модулів процесу FASTOx може бути у межах 200 – 500 тис. т на рік рідкої сталі.

На рис. 8.9 представлена схема ланцюга апаратів процесу виробництва гранул (корольків) заліза у кільцевій печі, що обертається ITmk3 (Iron making Technology Mark Three).

Основна характеристика даного процесу – це чітке розділення корольків металу та шлаку. Сирі окатиші, що містять вуглець, завантажуються у кільцеву піч із обертаючим подом, відновлюються та плавляться при порівняно низькій температурі (близько

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

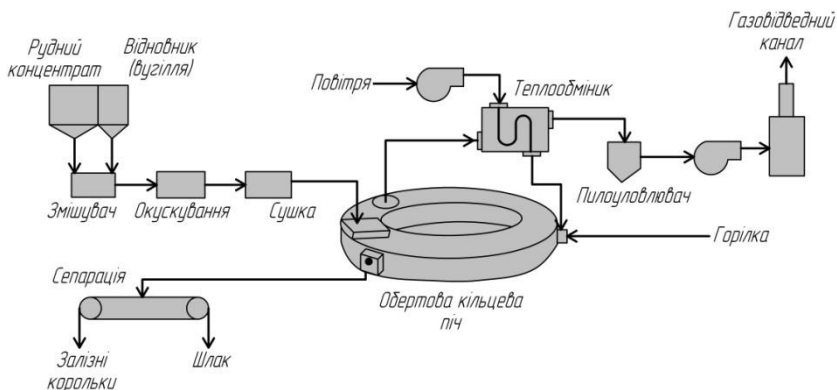


Рис. 8.9. Схема ланцюгу апаратів установки ІТmк3

1350 – 1450 °С) і розплавлений метал легко відділяється від шлаку. Процес здійснюється у твердо-рідкій фазі, а плавлення відбувається, практично, після повного відновлення оксидів заліза та коли залишок FeO складає менше двох відсотків. Кінцевим металевим продуктом процесу ІТmк3 є гранули чавуну, що містять 97% Fe і 2 % вуглецю. Витрата енергії у цьому процесі складає 13,5 ГДж/т, а кількість викидів діоксиду вуглецю – 1730 кг/т, тобто приблизно на 20 % менше, ніж при традиційному способі отримання чавуну (рис. 8.10).

На рис. 8.11 наведений тепловий баланс процесу ІТmк3 на установці у Kakogawa.

За повідомленнями розробників, на будівництво в Кривому Розі промислової установки продуктивністю 500 тис. т/рік капітальні витрати складуть приблизно 270 дол. США на 1 т річної продуктивності, а експлуатаційні – приблизно 130 дол./т, окупність інвестицій – 1,7 роки [8.5].

Для відпрацювання технології ІТmк3 фірмою Kobe Steel Ltd. була побудована дослідна установка на заводі Kakogawa. Ця установка мала кільцеву піч діаметром 3,2 м (діаметр ефективної зони 0,8 м) і продуктивністю 350 кг/год. За майже 10 місяців роботи установки було освоєне виробництво високоякісних металевих гранул (корольків).

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

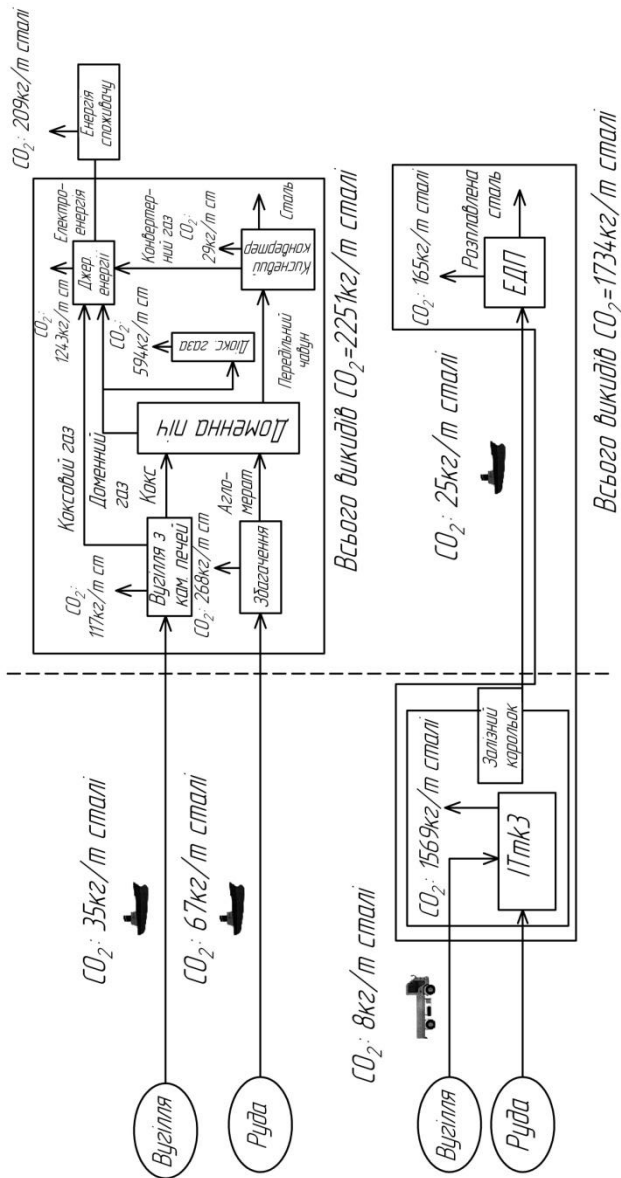


Рис. 8.10. Порівняння викидів CO₂ BF-BOF (доменна піч – кисневий конвертер) та Тmk3

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

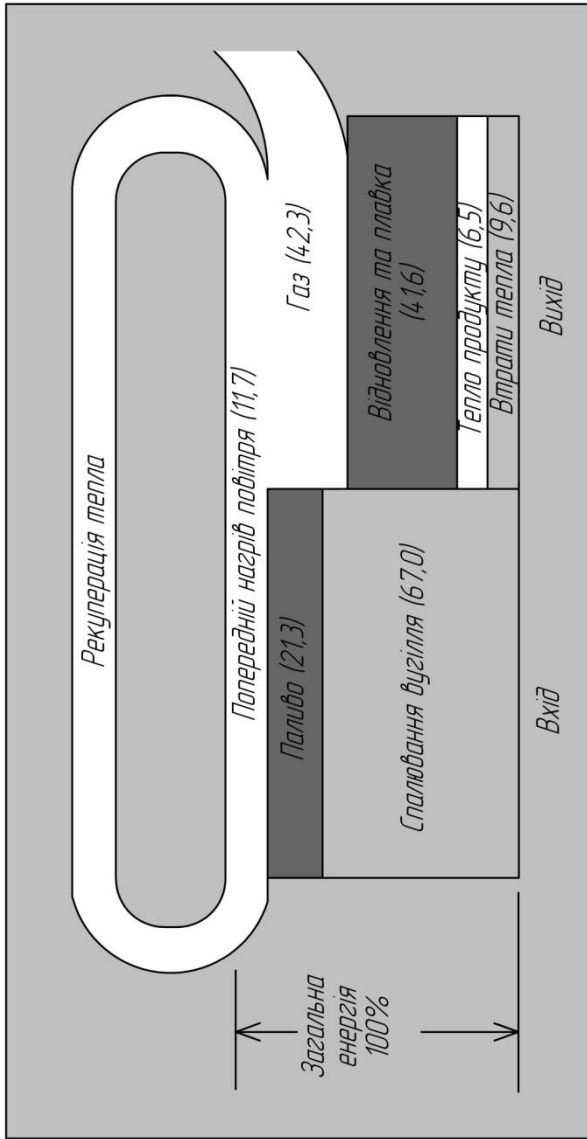


Рис. 8.11. Тепловий баланс в відносних показниках процесу ІТmk3 пілотної установки в Какогаві

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

На цій дослідній установці використовувались невипалені вуглевмісні окатиші з гематитового або магнетитового концентрату, вироблювані на дисковому огрудкувачі. В якості відновника використовували вугілля із США та Канади (табл. 8.4, 8.5).

В зоні завантаження при виході летких речовин із вугілля утворювалась сажа, яка використовувалася як паливо у межах кільцевої печі.

В зоні відновлення окатиші нагрівалися, але знаходилися у твердому стані, оскільки підтримувалась температура, яка не допускала їх плавлення.

У піч подавалось повітря для повного допалювання монооксиду вуглецю, який виділявся при відновленні. В зоні плавлення відбувалось швидке розплавлення окатишів та відділення заліза від шлаку. Об'єм однієї залізної гранули складав $\frac{4}{8}$ від вихідного окатиша, тобто діаметр гранули становив $\frac{1}{2}$ вихідного діаметру окатиша, що завантажували у піч.

Таблиця 8.4.

Хімічний склад залізородної сировини, %

Руда	Fe _{зар.}	FeO	CaO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	MgO
1	69,20	30,56	0,45	1,81	0,51	0,45
2	67,86	0,07	0,10	1,56	0,61	0,12
3	66,77	1,10	0,17	1,40	0,35	0,03

Таблиця 8.5

Склад вугілля для відновлення, %

Вугілля	Зв'язаний вуглець	Леткі	Зола	Сірка
1	69,39	21,25	9,63	0,334
2	71,50	19,90	8,60	0,53
3	72,04	18,09	9,65	0,219

Метал і шлак, які вивантажувались із печі, охолоджувались та розділялись магнітною сепарацією. Залізні корольки мали високу щільність ($7,4 - 7,6 \text{ г/см}^3$) і наступний хімічний склад, %: С – 2,5 – 4,3; Si – 0,2; Mn – 0,1; P – 0,06 та S менше 0,5; решта металеве залізо. У лабораторних умовах досягали зниження масової частки сірки менше 0,015 %, але її вміст у металі залежить від кількості її у вугіллі.

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

Основність шлаку при випробуваннях змінювалася у межах 0,3 – 1,6.

Вміст кремнію досить низький, оскільки процес протікав при температурах, які нижчі за температуру інших рідкофазних процесів. Весь фосфор відновлювався та залишався у металі.

Після освоєння технології ITmk3 на пілотній установці з діаметром печі 3,2 м на японському заводі Kakogawa компанії Messabi Nugget та LLC у 2003 році у м. Сильвер Бей (штат Мінесота, США) побудували дослідно-демонстраційну установку продуктивністю 25 тис. тонн на рік. Акціонерами були компанії Ferrometrics Inc., Cleveland-Cliffs Inc., Steel Dynamics і Kobe Steel Ltd.

У травні того ж року було вироблене перше гранульоване залізо. Експлуатація установки складалася із чотирьох компаній, які були успішно завершені у серпні 2004 року.

Загальний час експлуатації установки склав 230 діб, при цьому найменша компанія тривала 38 діб, а найбільша – 81. Всього було вироблено 9,5 тис. тонн гранульованого заліза.

За низькою масовою часткою кремнію кількість металевих гранул в шихті електропечей може досягати 50 – 60 % від загальної маси завалення.

Тепло у процес надходило від горіння вугілля – 10,87 ГДж/т металу, від нагрітого повітря – 3,37 ГДж/т, від горіння подового вугілля – 2,53 ГДж/т та від спалювання природного газу – 13,40 ГДж/т. Для промислового заводу розробники процесу та проектувальники прийняли наступні показники в ГДж/т: 10,87; 2,00; 1,69; 5,59 – 5,90 відповідно. Вважається, що таке зниження витрати тепла буде досягнуте за рахунок нагріву повітря відхідними газами (~42 %), використання повітря замість кисню (~26%), кращої теплопередачі (~6 %), а також нижчих втрат тепла (25 %).

Для випробувань надавалася руда компанії Cleveland-Cliffs, в якості відновника використовували низько-бітумінозне вугілля. Склад металевих гранул був наступний, %: 1,78 – 2,6 C; 1,71 Si;

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

0,01 – 0,02 P; 0,07 – 0,11 S; 97 Fe_{мет.} Основність шлаку змінювали у межах 0,6-1,6.

Вироблені на цій установці залізні гранули успішно використовувалися у шихті електродугових сталеплавильних печей, які виробляли холодно- і гарячекатаний лист та будівельну арматуру спеціальної якості на міні-металургійних заводах США. Продуктивність печей збільшилася на 5 – 8 % у порівнянні із застосуванням чавунних чушок.

За заявами розробників процесу успішна експлуатація дослідно-демонстраційної установки за технологією ITmk3 дозволяє приступити до створення комерційних заводів продуктивністю 500 тис. тонн залізних гранул. У табл. 8.6. наведені параметри дослідних установок і промислової установки.

Таблиця 8.6

Параметри установок процесу ITmk3

№ п/п	Параметри	Дослідна установка Kakogawa	Дослідна установка Mesabi	Промислова установка (проект)
1.	Діаметр поду, м	3,2	11,0	46,0
2.	Ефективна ширина поду, м	0,8	2,0	7,0
3.	Ефективна площа поду, м ²	5,0	47,0	845
4.	Питома продуктивність, кг/м ² ·год	70*	70*	74** (56,8)
5.	Виробнича потужність, тис. т/рік	2,8	25	500
6.	Витрати природного газу, ГДж/т		13,4	5,6

* на рядовій руді;

**на руді кращої якості.

Відомі й інші показники питомої продуктивності, що були досягнуті на пілотній установці Kakogawa та демонстраційній установці Mesabi, які публікувались і складали 27,6 кг/м²·год. (при використанні 1/3 ефективної площі) та 56,8 кг/м²·год відповідно.

У табл. 8.7 наведені відносні порівняльні капітальні і експлуатаційні витрати для різних процесів.

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

Таблиця 8.7

Порівняння відносних економічних показників на будівництво та експлуатацію різних процесів, які розраховані компанією Hatch

Процеси Витрати	ITmk3	Midrex на вугіллі	HYL на вугіллі	Hismelt	Кільцева піч + пла- вильний агрегат	Corex	Доменна піч + кисневий конвер- тер
Капітальні витрати на установку продуктивністю 500 тис. т/рік	1	1,58	1,4	1,16 [*]	1,29	2,4	1,98
Експлуатаційні витрати	1	1,11	1,12	1,1	1,1	1,5 3	1,27

*капітальні витрати на установку ITmk3 і Hismelt рівні при виробництві 2 млн. т чавуну на рік

За оцінкою компанії Hares Engineering, собівартість виробництва однієї тонни гранульованого чавуну, одержаного на промисловій установці із річною продуктивністю 500 тис. тонн із використанням технології ITmk3, складе близько 170 – 180 дол. США. Очікувані ціни на цю продукцію аналогічні цінам доменних чавунних чушок і зараз знаходяться на рівні 300 дол. США/т. Вартість же інвестицій для такої установки складе 150 – 160 мільйонів доларів США без урахування підготовки землі.

На рис. 8.12 наведені відносні показники капітальних та експлуатаційних витрат для різних процесів по відношенню з доменним виробництвом при продуктивності заводу 6 млн. т рідкої сталі, згідно розрахунків компанії Hatch.

Розрахункові дані компанії Hatch показують, що технологія ITmk3 менш приваблива при об'ємах виробництва більше 1,5 – 2,0 млн. тонн чавуну на рік [8.5]. Аналітики цієї ж компанії зауважують, що технологія ITmk3 знайде застосування там, де є ринок якісного чушкового чавуну. Проте, так як за цією техноло-

8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, який обертається

гією не виробляють рідкий метал, то вона не знайде використання у разі, коли потрібний рідкий чавун.



Рис. 8.12. Відносні показники витрат різних технологій у відносних одиницях.

9. Плазмові процеси безкоксової металургії заліза

У розвинених країнах частка чорної металургії в споживанні енергії складає 4 – 17 % від загальної витрати та 13 – 32 % від частки споживаною промисловістю.

Перспективною вважається розробка металургійних процесів зі збільшеною витратою електроенергії і скороченою витратою органічних палив. Одним із засобів рішення цієї задачі є застосування плазмової технології, при якій гарячі відновлювальні гази можуть бути одержані у електричному розряді шляхом конверсії або піролізу вуглеводнів, нагрівання водню, що одержується електролізом або іншим способом, нагрівання продуктів газифікації твердих палив, а також нагрівання відхідних газів металургійних агрегатів і хімічних виробництв.

Застосування термічної плазми у процесах безкоксової металургії дозволить істотно розширити її можливості, позбутись як температурних обмежень, так і обмежень, пов'язаних із орієнтацією на природний газ та продукти його конверсії. При цьому стає можливим використання низькосортного палива та біомаси, піддаючи їх плазмотермічній газифікації з отриманням високоякісного синтез-газового палива у турбінах електростанції.

9.1. Плазмова дуга

У нормальних умовах газ складається із нейтральних молекул або атомів і є електричним ізолятором. Проте, під дією сильного електричного поля газ нагрівається до визначеної температури, відбувається пробиття газового проміжку і через нього починає проходити електричний струм. Таке фізичне явище називається електричним розрядом. Дуговий розряд відрізняється від інших розрядів відносно великою густиною струму, температурою та електропровідністю газу. Дугою прийнято вважати кінцеву стійку форму розряду.

Механізм провідності газу суттєво відрізняється від механізму провідності твердої або рідкої речовини. У металевому провіднику носієм струму є вільні електрони, а у розчині електроліту –

позитивні або негативні іони. Відмінною рисою газоподібного провідника є постійний взаємообмін між електронами, іонами та нейтральними частинками, який відбувається при їх зіткненні у результаті хаотичного теплового руху.

Якщо газ є молекулярний, то при відносно низькій температурі ($4 \cdot 10^3 - 8 \cdot 10^3$ К) відбувається дисоціація молекул на окремі атоми. Цей процес здійснюється із поглинанням значної кількості тепла та пов'язаний зі збільшенням підведеної до дуги потужності. Зі збільшенням температур до 10^4 К у плазмі підсилюються процеси одноразової іонізації – розщеплення атомів на електрони та іони. Іонізація атома часто випереджає його збудження, тобто перехід одного з електронів на орбіту із більшим високим енергетичним рівнем. При дії на атом додаткової порції енергії електрон виходить із області притягання ядра і остаточно залишає атом, який перетворюється у позитивно заряджений іон. Процес іонізації, як і дисоціації, пов'язаний з поглинанням тепла, тобто перетворенням кінетичної енергії в потенціальну. При температурі вище $20 \cdot 10^3$ К розвиваються процеси багаторазової іонізації атомів.

У плазмі відбувається процес рекомбінації, зворотний іонізації, тобто відновлення нейтральних атомів при взаємодії позитивних іонів з електронами. На границі стовпа дуги є можливим процес молізації, тобто поєднання атомів у молекули. Ці процеси відбуваються з виділенням тепла. Таким чином, у стовпі дуги безперервно відбувається теплопередача від центру стовпа до периферії за рахунок звичайної теплопровідності та за рахунок термодифузії частинок. У дугових плазматронах, у яких електрична енергія шляхом газового розряду перетворюється у теплову та кінетичну енергію плазмового струменя, газ нагрівається, головним чином, енергією, що виділяється у стовпі дуги.

Розрізняють нетермічну та термічну плазми. У нетермічній плазмі температура вільних електронів є набагато вищою за середню температуру газу. Термічна плазма характеризується рівністю температур усіх частинок газу. Отримання термічної плазми з температурою до 50000 К є можливим у електричній дузі, нетермічній – у високочастотних та надвисокочастотних розрядах.

Для термічної плазми є застосованими закони ідеального газу, оскільки завдяки високій температурі щільність частинок у плазмі дуже мала навіть при великих тисках.

Температура у стовпі електричної дуги коливається від 4000 до 50000К в залежності від умов процесу. Звичайно у відкритій дузі температура складає приблизно 4000 К і може коливатись за рахунок підвищення напруги (швидкості електронів). Значного збільшення температури у стовпі дуги можна досягнути шляхом збільшення частоти зіткнення частинок у плазмі. Для цього можна використовувати теплові та магнітогідродинамічні ефекти. Сутність теплового ефекту стиснення електричної дуги полягає у обмеженні об'єму плазми шляхом охолодження зовнішніх шарів плазми. Охолодження зовнішньої області плазми зменшує іонізацію у цій області, і струм електричного розряду почне сконцентруватися у більш гарячій центральній частині електричної дуги. Це призводить до збільшення густини струму, а отже, до підвищення температури.

При подальшому збільшенні густини струму у дузі першочергового значення набуває ефект магнітного стиснення стовпа розряду. При магнітному стисненні плазми шнур дуги відокремлюється від стінок електродугового пристрою, призводячи до збільшення густини струму в центрі розряду. Нагрів частинок твердого матеріалу при температурі плазми до 10^4 К визначається, в основному, теплопровідністю та конвекцією.

9.2. Плазмотрони

За методом отримання низькотемпературної плазми плазмові генератори можна поділити на дві групи: генератори з електродами (електродугові плазмотрони) та безелектродні високо частотні та надвисоко частотні. Максимальне розповсюдження отримали електродугові плазмотрони, які працюють на постійному та змінному струмах.

Існує два види дугових плазмотронів: з дугою прямої і побічної дії. Відомо декілька десятків схем дугових плазмотронів.

У плазмотронах з дугою побічної дії теплова енергія від дуги до матеріалу, що переробляється, передається струменем плазми, що нагрівається стовпом дуги. У плазмотронах з дугою прямої дії анодом є оброблюваний виріб, що має достатньо велику електропровідність.

Робота плазмотронів характеризується потужністю, складом, температурою та швидкістю плазмового струменя, робочим тиском, промисловим ККД (відношенням повної потужності струменя до усієї споживаної потужності) та ресурсом роботи.

Ці показники для дугових плазмотронів змінюються в наступних межах: потужність до 20 МВт; температура струменя 3000 – 50000 К; швидкість струменя на виході з плазмотрона 1 – 10⁴ м/с; діапазон робочого тиску 10³ – 10 атм, ККД 75 – 90 %; ресурс роботи визначається інтенсивністю ерозії електродів, яка відбувається через теплові перевантаження.

9.3. Плазмотрони із вихровою стабілізацією дуги

Ця категорія плазмотронів [9.1], [9.2] є найбільш багато числовою. У більшості випадків у них для стабілізації дуги використовується закручений потік газу, тому плазмотрони такого типу і називаються плазмотронами з вихровою стабілізацією дуги. Закручення газу здійснюється за допомогою вихрової камери (однієї або декількох), в якій обертовий імпульс передається газу за рахунок його тангенціального введення у камеру.

Плазмотрони з вихровою стабілізацією дуги та самовстановлюваною дугою зображені на рис. 9.1.

Почнемо з однокамерного плазмотрону з вихровою газовою стабілізацією дуги (рис. 9.1а). У ньому вихрова камера розташована між плоским торцевим або стержневим електродом та вихідним трубчастим металевим електродом. Із вихрової камери газ надходить у міжелектродний зазор, підхоплює дугу, яка запалена яким-небудь способом у міжелектродному проміжку, і витягає її у напрямку виходу. Основна частина дуги стабілізується на осі вихідного електроду через градієнт тиску у вихорі, а відносно коротка ділянка замикає осьову частину дуги на електрод.

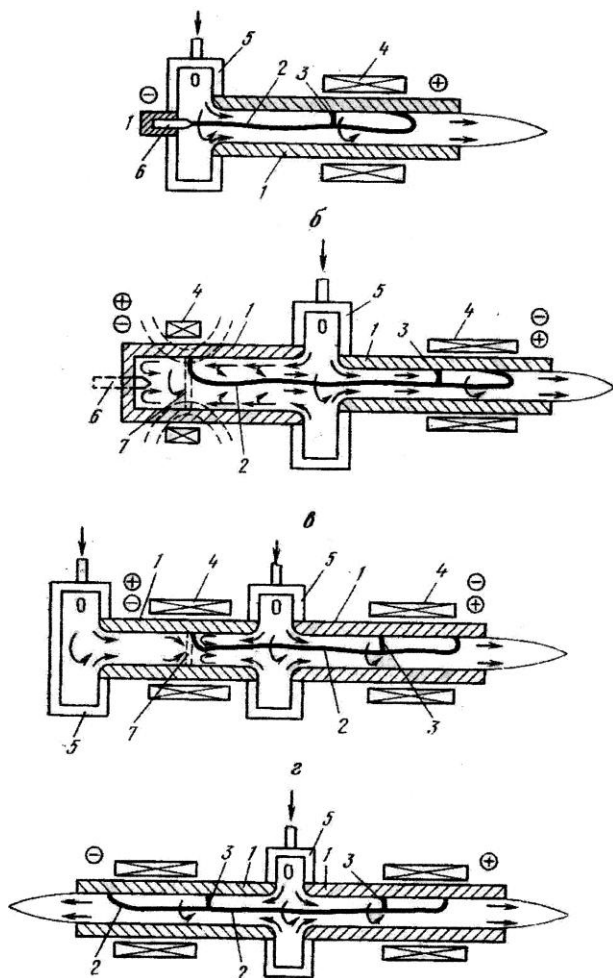


Рис. 9.1. Плазмотрони з вихровою стабілізацією дуги та самовстановленою дугою:

а – однокамерний; б – однокамерний з порожнинним електродом;
в – двокамерний; г – однокамерний з двобічним витіканням газу;

1 – електроди; 2 – дуга; 3 – закорочуюче дугу пробиття;
4 – електромагнітні котушки; 5 – вихрова камера; 6 – термокатод;
7 – зона пересування плями електродом

Між стовпом зі змінним за довжиною потенціалом та металевим електродом зі сталим потенціалом виникає змінна за довжиною різниця потенціалів. Під дією цієї різниці потенціалів між дугою та стінкою електроду відбувається слабкострумовий розряд, який призводить при достатній провідності до пробиття проміжку. Напруга пробиття зазору тут є значно вищою, ніж при стабілізації дуги стінкою, оскільки між стінкою та дугою є відносно товстий шар холодного газу.

Подовження дуги, що збільшує різницю потенціалів між осью частиною стовпа дуги та електродом, призводить, таким чином, до пробиття проміжку «дуга-стінка електроду» у деякому перерізі каналу та утворення нової, вкороченої ділянки дуги. Вкорочення дуги знову розтягується газовим потоком до моменту виникнення нового пробиття і т.д. Цей процес, що отримав назву шунтування, обмежує довжину дуги та падіння напруги на ній. Дуга такого типу називається дугою зі самовстановлюваною довжиною.

Періодичне пробиття викликає розосередження ерозійної дії опорної плями на велику поверхню, що збільшує ресурс електроду. Крім того, осьовий рух плями дуги електродом при шунтуванні разом із обертовим рухом радіальної ділянки дуги, що викликаний закрученням газу забезпечує швидкий рух плями електродом та зменшення питомої ерозії.

У розглянутій схемі торцевий електрод працює, як правило, у режимі термокатоду з нерухомою плямою та виконується із вольфраму, цирконію, гафнію, графіту та інших важкоплавких металів.

При невеликому значенні сили струму (десятки та сотні ампер) замість термокатоду у цій схемі можна використовувати «холодний» стержневий або плоский електрод із матеріалу з доброю теплопровідністю, що працює з невеликою ерозією.

Подальшим розвитком плазмотрону із вихровою стабілізацією дуги є двокамерний плазмотрон (рис. 9.1 в). У цьому варіанті є дві вихрові камери: центральна (основна) та торцева (допоміжна). Через обидві камери в одному й тому ж напрямку подається газ із визначеним співвідношенням витрати. Аеродинаміка пото-

ку у порожнині торцевого електроду спрощено показана на рис. 9.1. Замикаюча ділянка дуги обертається у площині поперечного перерізу, яка визначається місцем зустрічі двох потоків, які надходять із вихрових камер. У двокамерному плазмотроні можливе деяке регулювання положення кінця дуги, а, отже, регулювання напруги та потужності дуги шляхом зміни співвідношення витрат газу через вихрові камери.

Перспективним у відношенні ресурсу роботи електродів є плазмотрон з двобічним витіканням газу (рис. 9.1.г).

Конструктивна простота плазмотронів розглянутих схем, достатньо високий тепловий ККД нагріву газу та великий ресурс роботи електродів визначили їхнє широке розповсюдження.

Для встановлення у горн металургійного агрегату рекомендується особливий тип генераторів плазми, які працюють під високою напругою, і які використовувались свого часу фірмою Union Carbide Corp. (США). Кожух такого плазмотрону охолоджується водою, він є пристосованим до використання у робочому просторі печі. Від інших плазмотронів відрізняється наявністю внутрішнього порожнього електроду, який являє собою циліндричне водоохолоджуване тіло з отвором у нижній частині.

Кожух у нижній частині обладнаний водоохолоджуванним соплом, довжина якого у 1,2 – 3 рази більша за діаметр каналу сопла. Внутрішній пустий електрод кріпиться за допомогою нейлонових ізоляторів. Вістя сопла захищене від теплового опромінення екраном зі слюди або плавленого кварцу. Газ підводиться у плазмотрон через простір, що утворений внутрішнім електродом та соплом, і подається через напрямлений тангенціально привідний отвір. Газ, що обертається створює вдвож осі камери понижений тиск. При достатній швидкості витікання газ розтікається всередині порожнини електроду і виходить через сопло у його вістя. Цей механізм дозволяє створити більш довгу дугу та підвищити напругу.

Якщо застосовується постійний струм з нормального або зворотного полярності, то дуга горить у одному місці внутрішнього порожнинного електроду. Щоб попередити теплове перевантаження у цьому місці, на плазмотрон надягають водоохолоджува-

ний соленоїд і дуга обертається за допомогою магнітного поля. Соленоїд не лише підвищує допустиму силу струму, що підводиться до порожнинного електрода, але й усуває коливання напруги, оскільки обертання дуги підтримує її постійною.

Проте для отримання плазмової дуги за допомогою цього плазмотрона більш доцільно використовувати змінний однофазний струм. Кінець дуги у кожен напівперіод струму переміщується між вільним та глухим кінцями порожнинного електрода. Завдяки цьому зменшується ерозія електрода і забруднення ванни. Описаний плазмотрон випробували при переплаві вуглецевої сталі масою 680 кг. Довжина порожнинного електрода складала 254, а внутрішній діаметр 32 мм, довжина сопла 28, а діаметр 32 мм. У якості робочого газу використовували повітря у кількості 6,1 г/с. Плазмотрон живили електричним струмом промислової частоти напругою 400 В, при силі струму 1,1 кА. Із споживаної потужності 440 кВт металу передавалось близько 360 кВт, звідки ККД виходить рівним 82 %. Увесь метал розплавився протягом 2,5 год., причому пошкодження електродів не було виявлено.

9.4. Застосування низькотемпературної плазми при прямому отриманні заліза

Вперше технологія отримання відновлювального газу з використанням плазмового нагріву випробувана в промислових шахтних печах шведською фірмою SKF на установці для виробництва губчастого заліза методом Плазморед. Завдяки високому коефіцієнту використання енергії, її витрата на 1 т губчастого заліза складала 9,2 ГДж.

Цією ж фірмою розроблений процес Плазмосмелт, схема якого зображена на рис. 9.2.

Цей процес є комбінацією шахтної печі і двох послідовно розташованих реакторів киплячого шару. У цих реакторах дрібний залізорудний матеріал відновлюється при 1000 – 1100 °С на 50 – 60 % газом, що виходять з шахтної печі. Газ, що відходить з реактора киплячого шару, з 10 – 15 % монооксиду вуглецю і водню використовується для сушки і підігріву дрібної руди.

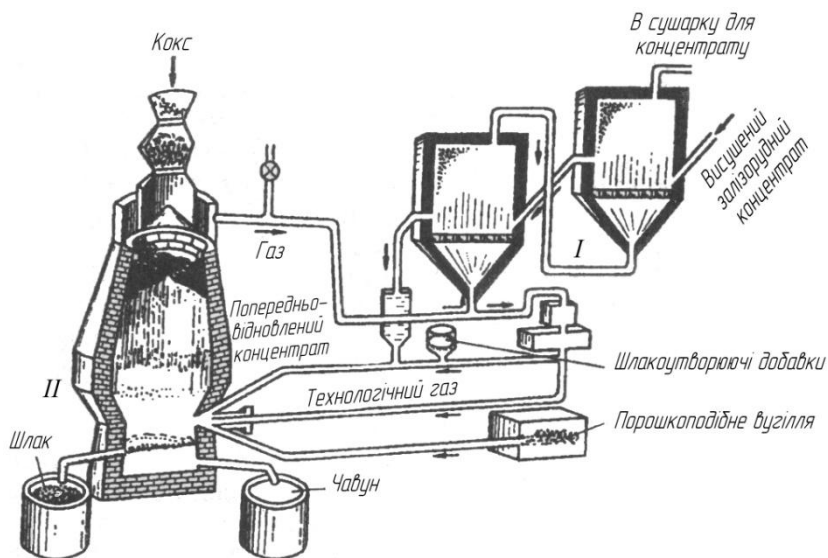


Рис. 9.2. Схема установки «Плазмосмелт»

Остаточне відновлення концентрату з отриманням рідкого чавуну відбувається в шахтній печі. Частково відновлена руда з реактора киплячого шару вдувається разом з порошкоподібним вугіллям і флюсом в нижню частину шахти. Компоненти шихти вдуваються в ті області, куди подається нагрітий газ. Довідновлення руди здійснюється за рахунок вуглецю вугілля, а необхідне тепло для рідкотермічної реакції відновлення оксидів заліза, а також тепло для плавлення чавуну і шлаку вноситься плазмотворним газом.

Газ, що утворюється в результаті відновлення оксидів заліза, частково містить діоксид вуглецю, який відновлюється проходячи через коксову насадку. Газ виходить з шахтної печі з температурою 1300 – 1500 К, очищається від пилу і подається в реактори киплячого шару і частково в плазмові генератори як плазмотворний газ.

Витрата вугілля і коксу складає 200 і 50 кг відповідно, електроенергії 1100 кВт·год. на 1 т чавуну. Сумарна витрата тепла складає 11,3 ГДж на тону металу.

Є пропозиції відносно отримання рідкого металу в шахтній печі, які повністю виключають використання коксу. Таким є процес запропонований Національною металургійною академією [9.3].

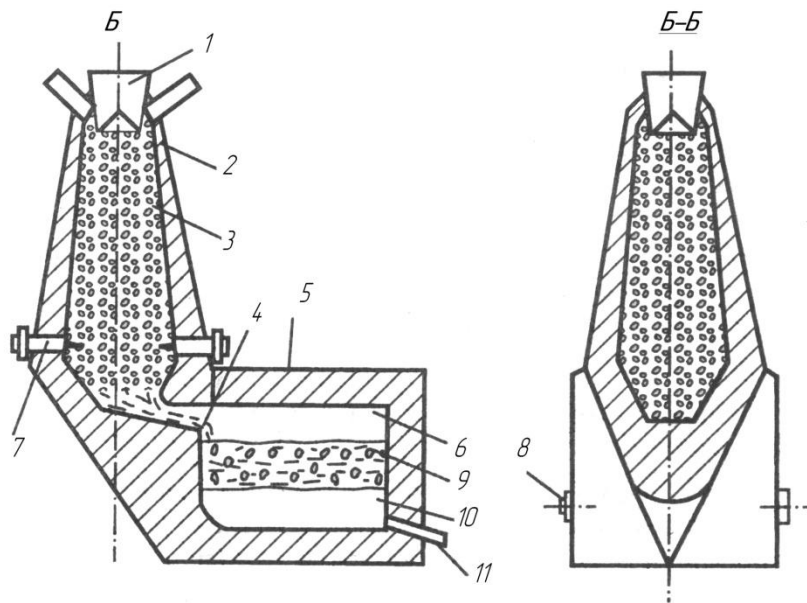


Рис. 9.3. Схема реактора для прямого отримання рідкого металу по способу НМетАУ

Реактор (рис. 9.3) являє собою шахтну піч 2, сполучену перехідним каналом 4 з металоприймачем (камерою довідновлення) 6. Знімне склепіння 5 і бічні стіни металоприймача мають водяне, під металоприймача - повітряне охолодження. У нижній частині шахти і в бічних стінах металоприймача встановлені плазмотрони однобічного джерела, які є апаратами для кисневої конверсії природного газу, джерелом тепла і генераторами плазмового газу. Шахта печі за допомогою завантажувального пристрою 1 заповнюється кусковими залізрудними матеріалами. Газом, що тече з плазмотронів 7, матеріали в шахті нагріваються, частково відновлюються і плавляться. Розплав, що утворюється, перетікає в ка-

меру довідновлення, де плазмотронами 8 оксиди заліза довідновлюються зі шлаку 9. Метал 10, що утворюється, накопичується в металоприймачі і періодично випускається крізь лютку 11 разом зі шлаком.

Застосування в якості плазмотворного газу суміші технічного кисню і природного газу, взятих у стехіометричних співвідношеннях, виключає наявність у продуктах конверсії вуглецю, сажі, CO_2 і H_2O , а також витрати тепла на конверсію вуглеводнів. Барботаажний режим обробки розплаву забезпечує повне відновлення оксидів заліза.

Досягнення рівномірного розподілу газу за перерізом шахти забезпечує задовільне його використання. Температура газу, що відходить, не перевищує $150 - 200^\circ\text{C}$.

Питома продуктивність шахтних печей, обладнаних плазмовими генераторами для отримання рідкого металу, є вищою ніж доменних печей і складає $50 - 60$ т/добу з 1 м^3 об'єму агрегату.

Ще більшу продуктивність можна одержати у прямоточних реакторах, де використовується дрібнодисперсний концентрат. Високі температури і велика питома поверхня концентрату забезпечує відновлення заліза за соті частки секунди, а питома продуктивність досягає 900 т/м^3 на добу.

Енергетичні витрати в таких реакторах є великими, оскільки ступінь використання тепла і відновлювальної здатності газу надзвичайно низькі. Тому в таких випадках необхідно створювати енерго-металургійні комплекси (ЕМК), які будуть забезпечувати електроенергією власне виробництво і продаж на сторону.

Енергетична структура виробництва сталі наводиться Цветковим Ю.В. (рис. 9.4) [9.4].

Н.П. Лякішев і А.В. Ніколаєв [9.5] вважають, що первинним джерелом енергії в енерго-металургійному комплексі в умовах Росії повинно бути енергетичне вугілля. Як впливає з їх розрахунків, енергоємність виробництва металопродукту за технологією ЕМК з урахуванням теплової енергії, що виробляється, є в $1,5 - 2$ рази нижчою ніж при виробництві металу за традиційною технологією. Питома продуктивність відновного модуля за попе-

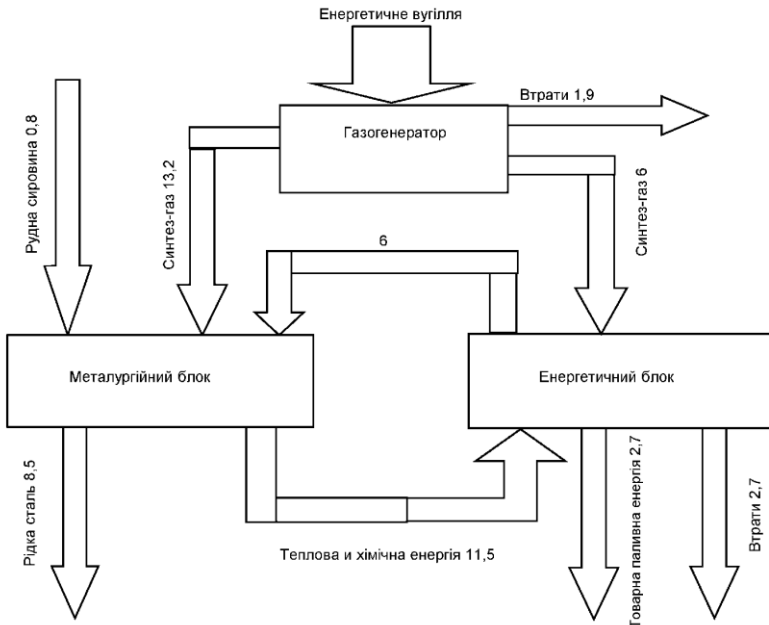


Рис. 9.4. Енергетична структура виробництва сталі, ГДж/т[9.4]
 Витрата енергії на виробництво сталі $P_s = I_c - I_t = 12,3$ ГДж/т;
 де I_c - хімічна енергія вугілля, I_t - товарна тепла енергія;
 $ККД = 100 (I_s + I_t) / I_c = 82 \%$

редньою оцінкою складе $100 - 200 \text{ т}/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$. Автори [9.5] порівнюють різні процеси між собою.

Внаслідок низької енергонапруженості у доменній печі – $0,4 - 1 \text{ МВт}/\text{м}^3$, об'ємна продуктивність агрегату дуже низька – приблизно $2 \text{ т}/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$. Приблизно аналогічні показники у процесі Midrex. Енергоємність виробництва заліза в цьому процесі стала в 1,5 рази нижчою, ніж у доменній печі, а питома продуктивність хоча і є невеликою – $10 \text{ т}/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$, але є значно вищою, ніж у доменному процесі. Енергоємність виплавки чавуну у процесі Corex майже у 2 рази є вищою за енергоємність доменного виробництва, але при отриманні металу замість коксу використовують енергетичне вугілля. Пониження енергоємності процесу Corex

стало реальним в результаті використання теплової і хімічної енергій газу, що відходить. Це в даний час вже здійснено. Питома продуктивність печі Ромелт складає приблизно $15 \text{ т}/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$, що також є порівняно низькою величиною, хоча є значно вищою ніж у доменній печі.

Таким чином, порівнюючи різні процеси безкоксової металургії автори [9.4] і [9.5]. переконані, що майбутнє за енерго-металургійними комплексами з плазмовими технологіями.

10. Можливості використання тепла атомного реактора для безкоксової металургії

На сучасному етапі розвитку енергетики і промисловості у зв'язку із дефіцитом органічного палива знову обговорюється питання про ширше використання атомної енергії для виробництва електроенергії. Не дивлячись на чорнобильську катастрофу й протести «зелених» виробництво електроенергії атомними станціями продовжує збільшуватися, хоча відомі випадки закриття та консервації атомних реакторів.

У другій половині минулого століття до чорнобильської аварії у Західній Європі працювали над проблемою: «Дослідження тепла атомного реактора для прямого одержання заліза». У цьому дослідженні приймали участь вчені й ділові люди, в основному, з Німеччини, Італії та Франції. Керували й здійснювали координацію роботами професор Вищої школи м. Ахена Герман Шенк та Вернер Венцель.

У 1970 році співробітник ДонНДІчермета, к.т.н. В.М. Дементєв підготував для технічного Управління Мінчермета СРСР записку на тему: «Використання тепла атомного реактора для чорної металургії». Ми скористалися цією запискою для викладу суті проблеми.

Застосування атомної енергії у чорній металургії вимагає корінної енергетичної модернізації металургійного виробництва, створення оптимальної теплотехнічної схеми процесу відновлення залізних руд з технологічним ККД споживання будь-якого органічного палива біля одиниці і забезпечення всіх теплових витрат за рахунок атомного реактора. Тобто металургійний завод повинен працювати за схемою, представленою на рис. 10.1.

На схемі в якості відновника вказаний вуглець. При використанні метану витрата його повинна складати $150 \text{ нм}^3/\text{т}$ із виходом $150 \text{ нм}^3 \text{ CO}_2$ й 241 кг водяної пари.

Проблема вимагає рішення наступних інженерних задач:

1. Енергетичні атомні реактори із пароводяним циклом мають температуру теплоносія на виході з реактора в межах $300 - 400^\circ\text{C}$.

10. Можливості використання тепла атомного реактора для безкоксової металургії

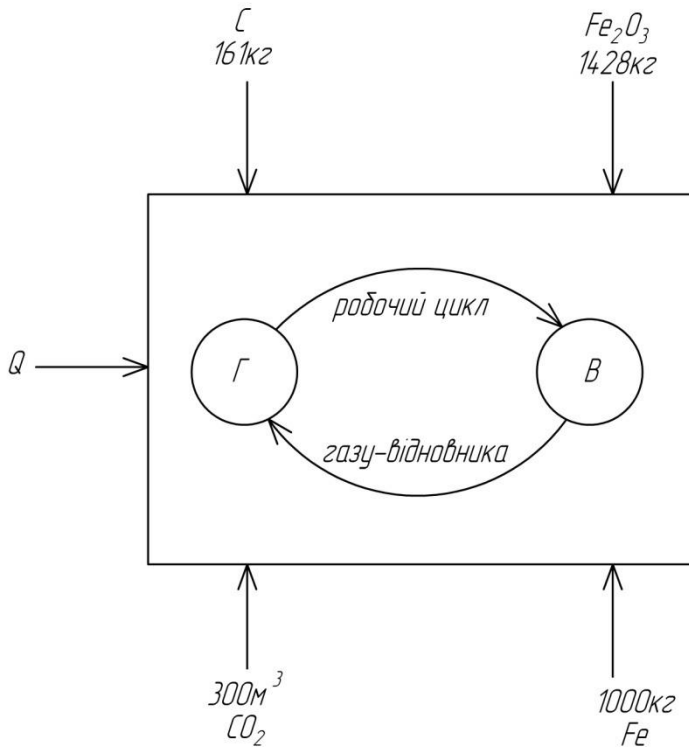


Рис. 10.1. Схема металургійного заводу майбутнього.
Г – генератор газу-відновника; В – відновний агрегат

Найбільш температурні енергетичні реактори з газовим циклом мають температуру на виході 750°C (HTGR, тепловою потужністю 115 МВт, Піч-Боттом, США) і 850°C (AVR, тепловою потужністю 48 МВт, Юліх, ФРН).

Процеси відновлення у твердій фазі протікають на рівні $800 - 1000^{\circ}\text{C}$. Тому температура теплоносія, що поступає на металургійний завод, повинна бути не нижчою за $1000 - 1200^{\circ}\text{C}$. Таким чином, необхідно створення спеціальних високотемпературних атомних реакторів. У цьому сенсі найбільш перспективними високотемпературними реакторами з міркувань економічності, тех-

10. Можливості використання тепла атомного реактора для безкоксової металургії

нічної доцільності й радіаційної безпеки є «газові» реактори з гелієвим теплоносієм під тиском 35 – 40 атм.

2. Використання теплоносія на металургійному заводі може здійснюватися за двома варіантами.

Перший варіант – нагрівання суміші руди й палива. Схема такого процесу зображена на рис. 10.2а. Проте, зовнішній обігрів суміші руди й палива вкрай не ефективний із-за малої теплопровідності засипки сипучого матеріалу, що не дозволяє передбачати створення раціональних конструкцій крупних промислових агрегатів, що працюють за цією схемою. Більш відповідною виявляється схема з використанням інертного теплоносія з фільтрацією його через шар кускової руди і вугілля (при рідкому теплоносії) або шар рудно-паливних окатишів (при будь-якому виді теплоносія: рідкому, газоподібному або комбінованому). Така схема представлена на рис.10.2б. Її здійснення пред'являє ряд вимог до механічної міцності руди і палива (при рідкому теплоносії) та до чистоти палива, перш за все за сіркою й золою, при відновленні рудно-паливних гранул, чим значно знижується перспективність схеми. Певні труднощі викликає також вибір теплоносія.

Термодинамічно доцільніше розділити паливо й руду. Відновлення потрібно проводити у одному агрегаті, а підготовку газу-відновника – в іншому. Принципова схема такого процесу при використанні твердого палива зображена на рис. 10.2в.

Газ, що відходить із відновлювального агрегату (3), містить CO_2 , поступає в теплообмінник-регенератор (2), де за допомогою вуглецю регенерується до CO і знову поступає на відновлення. Складність здійснення процесу регенерації газу полягає у великому споживанні тепла реакцією $\text{CO}_2 + \text{C} = 2\text{CO}$ (на $1 \text{ м}^3 \text{ CO}_2$ потрібно 7,79 МДж). Для покриття цього споживання може бути використано тепло атомного реактора (1) за допомогою проміжного теплоносія, що поступає в теплообмінник, у міжтрубному (міжнасадочному) просторі якого здійснюється регенерація газу-відновника.

Аналогічно виглядає схема із використанням метану на рис.10.2г. Доповнюється вузол (5) відмивання пари води або CO_2

10. Можливості використання тепла атомного реактора для безкоксової металургії

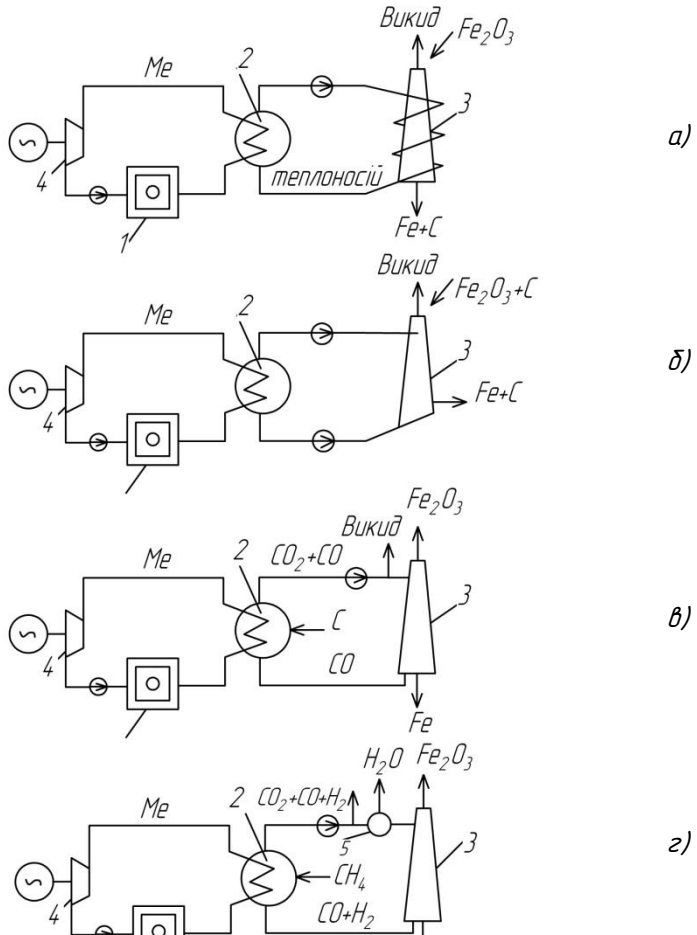


Рис. 10.2. Принципові схеми використання тепла атомного реактора для процесів відновлення

- а) зовнішній обігрів суміші руди та коксу;
- б) внутрішній обігрів суміші руди та коксу;
- в) розподіл відновлення та виробництва газу-відновника при використанні твердого палива;
- г) те ж, при використанні метану у випадку вуглекислої конверсії

й у міжтрубному просторі теплообмінника (2) тверде паливо замінюється каталізатором для здійснення вуглекислотної або парової конверсії метану.

Створення схем, подібних 10.2в й 10.2г знімає механічні вимоги до металургійного палива, що дозволяє використовувати для процесу відновлення практично будь-яке органічне паливо (вугілля, газ, нафта).

Обов'язковим елементом всіх схем використання тепла атомного реактора для процесу відновлення залізної руди є теплообмінник-регенератор (2), тому створення могутнього й надійного високотемпературного теплообмінника – основне інженерне завдання даної проблеми.

При створенні поверхневих теплообмінників істотність питання практично зводиться до застосування нових матеріалів, стійких не тільки термічно, але й механічно через використання високого тиску, а при виключенні розділяючої поверхні – до введення нових проміжних теплоносіїв, достатньо високо температурних, рухомих, вибірково інертних або каталітичних й доступних за технічними та економічними міркуваннями.

3. Відновлювальним агрегатом може бути у принципі шахтна піч або реактор із киплячим шаром. Необхідно, щоб потужність відновлювального агрегату становила близько 1 млн. тонн губки на рік або більше. При такій потужності можна говорити про економічну доцільність застосування атомної енергії у чорній металургії.

Для поєднання із атомним реактором найбільш прийнятним агрегатом є реактор із киплячим шаром як за можливістю одиначної потужності, так і за можливістю працювати під високим тиском, чого вимагає компоновка із атомним реактором. Крім того, організація процесу відновлення під тиском вимагає зменшення фракції оброблюваного матеріалу й застосування дрібнозернистої сировини, для якої реактор із киплячим шаром є єдиною можливим агрегатом. Високий ступінь автоматизації й гнучкість секціонування для створення термодинамічно оптимальних схем

10. Можливості використання тепла атомного реактора для безкоксової металургії

доповнюють загальну картину доцільності поєднання реактора із киплячим шаром з атомним.

4. Зображені на рис. 10.2 схеми є суто принциповими. При їх більш детальній розробці вони повинні бути доповнені проміжними теплообмінниками, скруберами, абсорберами, газоочисниками, нагнітачами та іншим допоміжним устаткуванням.

Вельми суттєвим елементом схеми є апарати для видалення із газу-відновника CO_2 й H_2O , ступінь досконалості яких та температурний рівень поглинання суттєво впливають на вибір оптимальної схеми процесу.

Дослідження, проведені під керівництвом Г.Шенка і В.Венцеля, дозволили розробити основні технічні рішення проекту металургійного заводу продуктивністю 3,6 млн. тонн на рік. Основні положення цих рішень наступні:

а) Були розроблені атомні реактори потужністю 1923 МВт з вихідною температурою 900°C і 1715 МВт з вихідною температурою 1200°C . В основі цих реакторів був реактор ТНТР-300 потужністю 300 МВт.

Реактори однотипні, з кульковими тепловиділяючими елементами діаметром 60 мм. В якості розщеплюючої речовини прийнятий високозбагачений U_{235} –93 %, в якості паливної сировини – торій Th_{232} . Максимальна температура палива – 1520 і 1600 $^\circ\text{C}$. Реактори мають по 91 стрижня, що вводяться в кульову засипку, яка оновлюється із швидкістю 1780 кульок в годину. Реактори працюють із гелієвим контуром під тиском 4,053 МПа.

б) Завод з використанням метану. Технологічна схема металургійного заводу, що працює за принциповою схемою, зображеною на рис. 10.2г, з атомним реактором й використанням метану при його паровій конверсії, представлена на рис. 10.3. Гелій після атомного реактора (1) поступає в теплообмінник (2), у міжтрубному просторі якого знаходиться каталізатор, і поступає суміш пари й метану. Після конверсії метану CO окислюється до CO_2 й видаляється, а очищений газ подається у відновлювальний контур. Перед відновлювальним агрегатом газ має склад: 85 % H_2 , 9% CH_4 і 6 % $\Sigma (\text{CO}+\text{CO}_2+\text{N}_2)$. Цей газ підігрівається за рахунок тепла гелію у теплообміннику (7) до температури 760°C . Газ-віднов-

10. Можливості використання тепла атомного реактора для безкоксової металургії

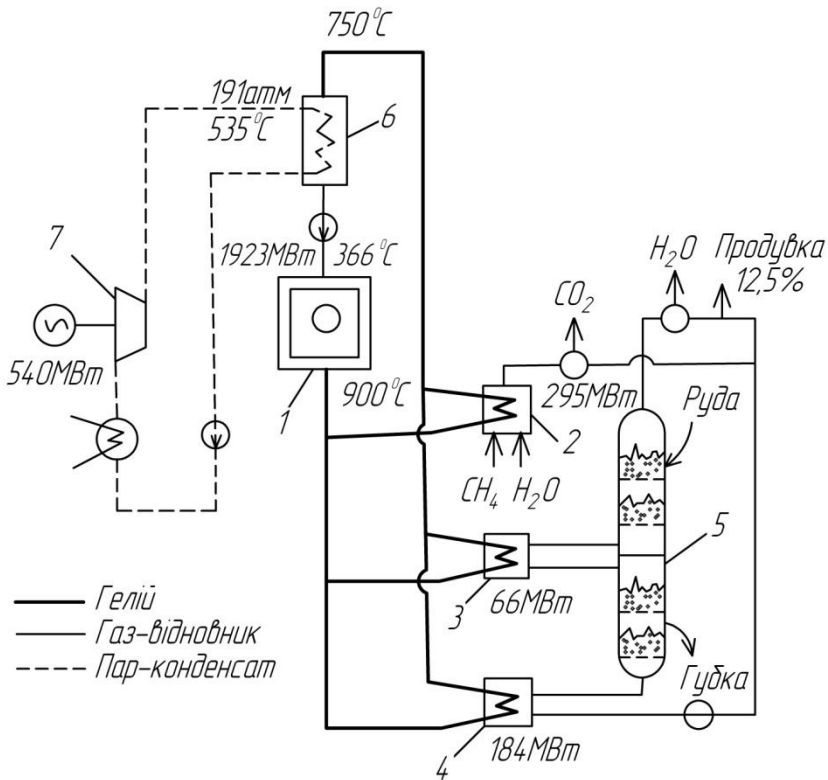


Рис. 10.3. Технологічна схема металургійного заводу з атомним реактором та застосуванням метану.

- 1 – атомний реактор; 2 – теплообмінник конверсії; 3, 4 - теплообмінники газу-відновника; 5 – реактор з киплячим шаром; 6 - парогенератор; 7 – турбіна з електрогенератором

ник має проміжний підігрів до 800 °С у теплообміннику (3), що також працює на гелії атомного реактора. Після відновлювального агрегату газ поступає на відмивання від H₂O й повертається в цикл. Щоб уникнути накопичення у системі CH₄, CO, CO₂ й H₂, частина газу (12,5 %) скидається.

В якості відновлювального агрегату застосований чотирьохзонний реактор киплячого шару, що працює під тиском

10. Можливості використання тепла атомного реактора для безкоксової металургії

20,03МПа. Підвищений тиск покращує аеродинамічну структуру киплячого шару, а питання запобігання злипанню частинок вирішене зменшенням температури відновлення.

У реактор поступає гематитова руда фракції 0,6 – 1,5 мм із масовою часткою заліза 67 % і порожньої породи 4 %. В перших двох зонах при температурах 456 і 644 °С йде нагрів і відновлення до вюститу підігрітим у проміжному підігрівачі до 800 °С газом-відновником. Відновлення до заліза відбувається у нижченаведених двох зонах при температурах 635 і 683°С. Склад вивантажуваної губки: 85,72 % Fe_{мет.}, 8,29 % FeO, 92,16 % Fe_{заг.}, 5,79 % породи і 0,2 % С. Ступінь використання газу у реакторі з киплячим шаром складає 33 %. Питома витрата метану 191 нм³/т губчастого заліза або 207 нм³/т Fe. Із системи виводиться 180 нм³/т Fe газу теплотворною здатністю 13,02 МДж/нм³. Витрата тепла атомного реактора рівна 5,51 ГДж/т Fe.

На один атомний реактор передбачається шість блоків відновлення руди (5 робочих та один резервний) у складі: реактор з киплячим шаром, теплообмінники для конверсії метану і підігріву газу-відновника й скрубера, нагнітачі та інше допоміжне устаткування. Продуктивність блоку з губчастого заліза 1805 т/добу. При цьому установка має наступні габарити:

- реактор киплячого шару: діаметр внутрішній (середній) - 2,4м, зовнішній - 3,0 м, висота - 17,4 м, реактор на 2/3 заповнений киплячим шаром. Питоме навантаження корисного об'єму 35 т губки/м³ на добу або 32,3 т Fe/м³ на добу (відповідно навантаження повного об'єму 23,3 т губки/м³ на добу і 21,5 Fe/м³ на добу;
- теплообмінник (2) для конверсії. Діаметр 2,86 м, висота 10,4м; застосовані труби діаметром 29,5/42 мм з хромонікелевої сталі (25 % Cr і 20 % Ni);
- теплообмінники нагріву газу (3) і (4) мають діаметри відповідно 1,015 м та 1,120 м і висоту 5,8 м та 5,3 м; застосовані труби із тієї ж сталі діаметром 14,8 та 19,1 мм.

До блоку примикає електропіч продуктивністю 150т/год із завантаженням гарячої губки й витратою електроенергії 550 – 580 кВтгод/т.

в) Завод із використанням твердого палива. Не дивлячись на успішні дослідження по вуглекислотній газифікації твердого палива в міжтрубному просторі теплообмінника, застосувати у промисловості такий теплообмінник та організувати процес за схемою зображеною на рис. 10.2в не представляється можливим. Трубки теплообмінника, виконані із карбіду кремнію і працюючи при температурі нижче 1200°C , не витримують перепаду тиску в 4,053 МПа. Ущільнити гелієвий теплообмінник та вирішити питання компенсації термічних напруг не вдалося. Тому до розробки була прийнята схема на рис. 10.2б із рідким теплоносієм, в якості якого вибраний свинець.

Заглиблення гелієво-свинцевого теплообмінника на 37,5 м дозволило за рахунок статичного натиску свинцю порівняти тиск із обох боків трубок. Виявилось можливим застосування трубки із графіту.

Технологічна схема такого процесу зображена на рис.10.4. Із атомного реактора (1) тепловою потужністю 1715 МВт гелій з температурою 1200°C поступає у гелієво-свинцевий теплообмінник, де охолоджується до 950°C та прямує у гелієву турбіну (5) із охолоджуваними лопатками. Турбіна є приводом компресора (6) й електрогенератора (7) потужністю 400 МВт.

Свинець після теплообмінника з температурою 1150°C надходить вгору для зниження тиску до 1,101 МПа, потім направляється у відновлювальний агрегат. Із температурою 950°C свинець виходить з агрегату й подається у резервуар (4), піддається десульфурзації й знову прямує у теплообмінник.

Як і у попередній схемі, атомний реактор обслуговує шість відновлювальних блоків (5 робочих й один резервний). Продуктивність блоку прийнята 2000 т на добу.

Свинцево-гелієвий теплообмінник із графітових труб для одного блоку має габарити $3 \times 10,8 \times 13,3$ м.

В якості відновлювального агрегату прийнята восьмисекційна шахтна піч корисним об'ємом 715 м^3 . Руда й паливо завантажуються у 4 верхні секції та частково підігріваються за рахунок допалювання газів, що відходять із нижніх секцій.

10. Можливості використання тепла атомного реактора для безкоксової металургії

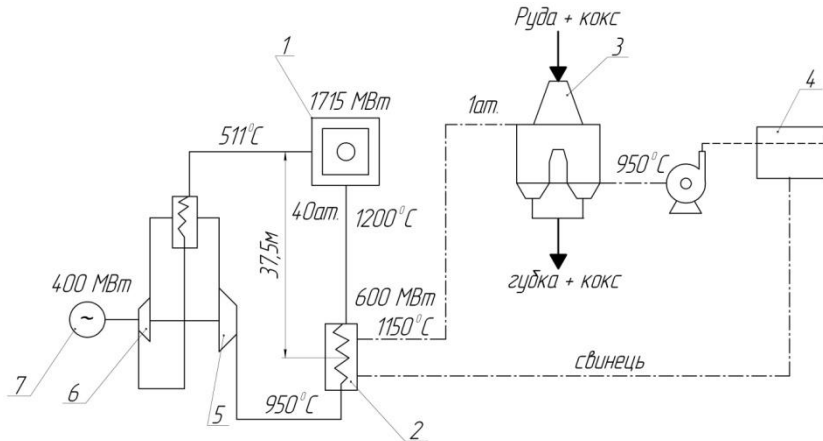


Рис. 10.4. Технологічна схема металургійного заводу з атомним реактором та застосуванням твердого палива.
1 – атомний реактор; 2 – свинцево-гелієвий теплообмінник;
3 – шахтна піч; 4 – резервуар свинцю; 5 – гелієва турбіна;
6 - комперсор; 7 – регенератор

Власне відновлення відбувається у чотирьох еліптичних нижніх секціях, у верхню частину яких по спеціальних трубах подається рідкий свинець. Стікаючи струменями у засипці руди й коксу, свинець підігріває ці матеріали й забезпечує протікання процесу відновлення заліза і діоксиду вуглецю до монооксиду. Остання реакція йде порівняно повільно і лімітує продуктивність всього процесу, яка оцінюється в 2,8 т Fe/m³·добу.

Із нижньої частини шахти свинець стікає самопливом, а тверді матеріали видаляються водоохолоджуваними шнеками. Потім залізо збирається електромагнітом, а тверді продукти, що залишилися, поступають на грохочення: зола відділяється, а кокс повертається у цикл. Свинець, що залишився на частинках коксу, повертається у піч, зола для відділення свинцю проходить спеціальні центрифуги, а свинець, що поступив із губкою у електропіч, періодично випускається. Свинець володіє хорошою десульфуроюю здатністю – сірка із коксу переходить у свинець. Подальша десульфуратія свинцю здійснюється продуванням повітрям.

10. Можливості використання тепла атомного реактора для безкоксової металургії

Технологічний цикл замикається електродуговою піччю, куди передбачалось завантажувати губку (85,72% Fe_{мет.}, 8,29 % FeO, 92,16 % Fe_{заг.}, 5,79 % породи і 0,2 % C) із температурою 600 °С.

Витрата палива у розглянутій схемі складає 230 кг/т Fe, а витрата тепла –1,2 Гкал/т Fe.

У Вищій школі у Ахене (Німеччина) було здійснене економічне опрацювання металургійного заводу із атомним реактором. У той час з міркувань технічної надійності та економічної доцільності перевага була надана схемі із атомним реактором й використанням метану для відновлення руди у реакторі із киплячим шаром.

Будівництво такого заводу намічалось, у першу чергу, на березі моря у Італії.

Схема із використанням твердого палива із свинцевим контуром через ряд неясних причин відступала на деякий час, хоча в майбутньому передбачалася споруда такого заводу у районі берега Північного моря або у нижньому Рейні.

Деякі опрацювання були виконані і у нас у ДонНДІчормет, але вони не знайшли необхідної підтримки й розвитку. Втім, і в Західній Європі ці роботи були припинені. Слід підкреслити, що тоді ще не настав час, коли кокс, природний газ й металевий брухт стануть достатньо дефіцитними й дорогими ресурсами, тобто не прийшов час безкоксової металургії, а чорнобильська трагедія й зовсім припинила роботи з використання тепла атомних реакторів у чорній металургії. Проте у XXI столітті ця проблема знову стає актуальною.

11. Газифікація палива

У розділі, присвяченому процесові NuL, ми вже стисло розглядали можливість виробництва і використання синтез-газу для прямого отримання заліза, підкресливши, що така необхідність виникла у зв'язку зі зменшенням запасів природного газу і неухильним його подорожчанням. Тверде паливо теж не дешевшає, проте динаміка його подорожчання є набагато менш інтенсивною, ніж газу, крім того, запаси вугілля у багато разів перевищують як запаси газу, так і нафти.

Коли газифікують вугілля, одержують горючий газ, який можна очищати від сірки, зберігати та транспортувати на великі відстані.

Методам газифікації можуть піддаватись будь-які тверді палива, починаючи з торфу, наймолодшого бурого вугілля і закінчуючи кам'яним вугіллям і антрацитом, незалежно від хімічного складу, складу золи, домішок сірки, крупності, вологості й інших властивостей. При цьому можна одержувати горючі гази будь-якого складу, які можна використовувати для установок різних типів і призначення, у тому числі і для прямого отримання заліза.

11.1. Загальні принципи методів газифікації твердого палива

Процес перетворення твердого палива в горючий газ відомий з 1670 року. За цей час техніка газифікації досягла високого рівня і продовжує розвиватись. Існує більше сімдесяти типів газогенераторних процесів, частина з них знайшла застосування у промисловості.

Таке різноманіття методів пояснюється трьома причинами: перша полягає в різноманітності фізичних і хімічних властивостей різних палив; друга – у відмінності їх ситового складу; і третя – в неоднакових вимогах до одержуваного кінцевого продукту, тобто синтез-газу. Крім того значну роль відіграє пошук нових технічних рішень направлених на вдосконалення процесів з метою підвищення їх ефективності.

При всьому різноманітті ці процеси поділяються на автотермічні, при яких тепло, необхідне для здійснення ендотермічних процесів, для нагріву газифікованого матеріалу і газифікуючих засобів до потрібної температури (900 – 1200 °С), виробляють за рахунок спалювання в кисні частини газифікованого палива до діоксиду вуглецю. В автотермічних процесах спалювання частини палива і газифікація здійснюються спільно в єдиному газогенераторному об'ємі. На відміну від цього в алотермічних процесах спалювання і газифікація розділені і тепло для проведення процесу газифікації підводиться через теплопередавальну стінку всередині єдиного газогенераторного об'єму або за допомогою нагрітого теплоносія, що вводиться в газифіковане середовище.

Як автотермічні, так і аллотермічні процеси газифікації в залежності від зернистості палива можуть здійснюватись у щільно-му шарі, в «киплячому» шарі і в аерозольному потоці.

11.2. Автотермічні процеси

11.2.1. Традиційний спосіб газифікації

Цей спосіб проводиться у класичному шаровому генераторі. Він працює таким чином: куски палива рухаються зверху вниз, а повітря надходить від низу до верху, спочатку воно проходить шар шлаку і підігривається, потім це повітря потрапляє в зону горіння і газифікації палива, одержана суміш газів (CO , CO_2 , N_2 , O_2) піднімається вгору, підігриваючи наступні шари вугілля, легкі сполуки, що містяться у твердому паливі, переганяються, але спочатку вугілля або торф підсушуються і в газову суміш потрапляє водяна пара, газ забруднюється дрібними частинками палива, що виносяться. Все це погіршує якість газу, ускладнює його транспортування трубопроводами до установок споживача: смоли та тверді частинки випадають на стінки трубопроводу і забивають його. Тому газову суміш, що одержується у класичних газогенераторах, доводиться промивати водою у скруберах. У результаті теплотворна здатність газового палива падає ще більше і рідко перевищує 4,19 – 5,03 МДж/м³. До цього треба додати великі втрати тепла зі шлаком та виносом, і пов'язаний з тепловими

втратами не вельми високий ККД., що становить не більше 40 – 50 %. Нарешті, треба сказати про низьку продуктивність шарового газогенератора, яка складає всього декілька тонн палива на годину.

Класичні шарові газогенератори, не дивлячись на сказане, довгий час забезпечували газовим паливом численні промислові печі.

Установки газифікації вугілля удосконалювались. Були створені газогенератори, що працюють під тиском, з вищим ККД, а продуктивність таких генераторів підвищилася до 30 тонн на годину.

11.2.2. Газогенератор з «киплячим» шаром

Газифікацію твердого дрібнозернистого палива в «киплячому» шарі (газогенератор типу Вінклера) почали досліджувати з 1922 року. У цьому процесі використовують молоде високо реакційне буре вугілля з розміром частинок до 9 мм. Вугілля газифікують парою в суміші з чистим киснем, або збагаченим киснем повітрям, або повітрям в залежності від вимог до кінцевого продукту.

Газогенератор являє собою вертикальний циліндричний (шахтний) апарат, футерований вогнетривкою цеглою. Внизу газогенератора розташована колосникова ґратка з рухомим гребком для розподілу дуття, вона ж слугує для безперервного видалення з газогенератора зольної частини вугілля.

Після дрібнення і підсушування вугілля надходить в бункер газогенератора, звідки шнеком подається в нижню частину шахти газогенератора. Дуття (кисень, повітря) і пара подаються через водоохолоджувані фурми, розташовані під колосниковою ґраткою. Це дуття і створює «киплячий» шар вугілля, який займає 1/3 об'єму газогенератора. Дещо вище «киплячого» шару палива подається вторинне дуття для газифікації дисперсного вугільного пилу, що виноситься у верхню частину газогенератора.

Температура газифікації тримається в межах 850 – 1100 °С в залежності від температури плавлення золи палива, щоб уникну-

ти її розплавлення. Щоб підвищити температуру в газогенераторному процесі й уникнути розплавлення золи, у вугілля додають випалене вапно. Підвищення температури збільшує швидкість процесу газифікації і сприяє його повноті. У верхній частині шахти газогенератора встановлюється котел-утилізатор для нагріву води і отримання пари, яка використовується у процесі. Температура одержуваної пари складає 350 – 500 °С. Вапно, що вводиться у процес, може також слугувати для видалення сірки з вироблюваного газу.

Після грубого очищення газу від пилу в циклоні, він надходить на тонке очищення від легкої золи в мультициклон. Далі газ спрямовується на подальше очищення від легкої золи в електрофільтри і у скрубери з водною промивкою. Тиск у процесі є дещо вищим за нормальний для подолання опору системи.

11.2.3. Газогенератор з аерозольним потоком палива

Газифікація палива в аерозольному потоці (газогенератор типу Копперса-Тотцека) був розроблений в кінці 30-х років минулого сторіччя. Перший промисловий газогенератор цього типу був введений в експлуатацію в 1950 році.

Підготовка вугілля до процесу полягає в його подрібненні до розміру частинок 0,1 мм і сушінні до вологості 8 %. Вугільний пил пневматично за допомоги азоту транспортується в бункер, звідки шнеками підводиться до змішувачів головок пальникових пристроїв, і далі парокисневою сумішшю інжектуються в газогенератор. Парокисневі пальники для вдування вугільного пилу розташовують один проти одного, тому в газогенераторі створюється турбулентний шар зустрічних потоків зваженого в парогазовому шарі твердого палива, які перехрещуються між собою. У цьому турбулентному потоці при температурі 1300 – 1900 °С і відбувається безперервна газифікація палива. Процес газифікації паливної частинки в такому газогенераторі триває менше однієї секунди. При такій температурі зола палива плавиться і стікає вниз газогенератора, де потрапляє у водяну баню і гранулюється, а гранульований шлак видаляється.

Газовий потік піднімається вгору газогенератора, де розташовані нагрівач води і паровий котел. Одержана пара використовується у процесі, а газ охолоджується в холодильнику – скрубєрі, де здійснюється його часткове очищення від пиловиносу і золи. Тонке очищення газу від пиловиносу здійснюється в дезінтеграторі та мокрому електрофільтрі. Після очищення одержаного газу від сірководню та діоксиду вуглецю сухий чистий газ подається споживачу.

У газогенераторі невеликого об'єму, завдяки високій інтенсивності процесу, можна переробляти на добу 750 – 850 тонн вугільного пилу і виробляти 50 тис. м³ на годину синтез-газу.

11.2.4. Газифікація вугілля у вихрових апаратах конструкції ІВТАН-ІЧМ

Для зниження витрати коксу у промислово розвинених країнах широко застосовується вдування пиловугільного палива (ПВП) через фурми доменної печі.

Для поліпшення умов роботи фурмених вогнищ з метою забезпечення високих витрат ПВП і підвищення допустимої їх зольності доцільно винести процес газифікації вугілля з робочого простору доменної печі й організувати його спалювання у спеціальних агрегатах-газогенераторах з подальшим вдуванням одержаних гарячих відновлювальних газів (ГВГ) у фурмені вогнища.

Інститутом високих температур АН СРСР (ІВТАН) був розроблений і пройшов випробування вихровий реактор-газифікатор (РГ) пиловугільного палива, який є двоступінчастою вертикальною камерою згоряння. Температура продуктів газифікації складає 1700 – 2500 °С при вмісті окиснювачів 2 – 3 %. Продуктивність РГ(3 – 5 т/год ПВП) може забезпечити подачу гарячого відновлювального газу на 1 – 2 фурми. Можливі два варіанти застосування РГ для подачі ГВГ у піч: установка РГ на кожен фурму (рис. 11.1) й установка РГ на всю піч. За першим варіантом РГ продуктивністю 3 т/год. ПВП вписують у конструкцію фурмено-

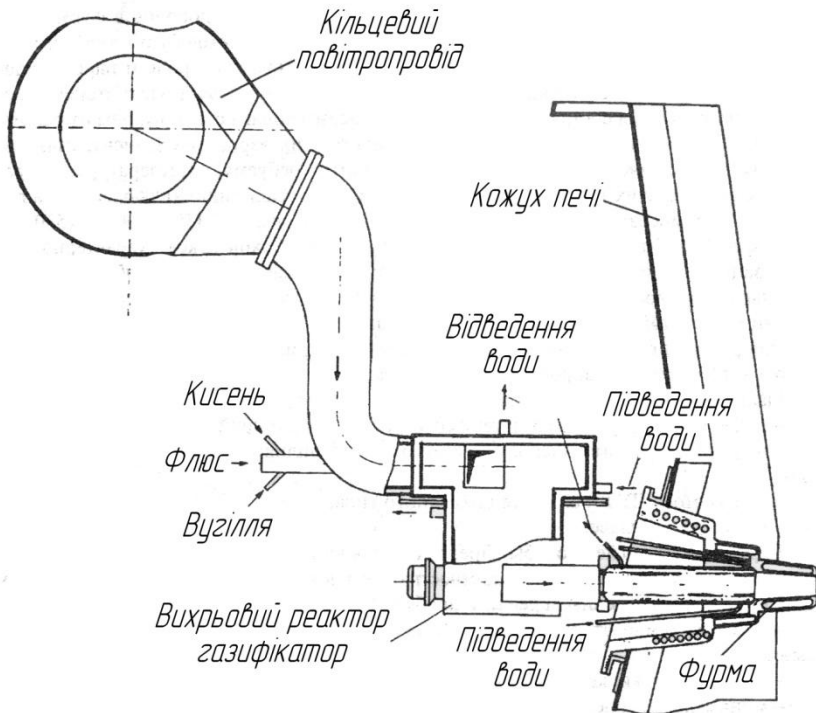


Рис. 11.1 Схема подачі в доменну піч продуктів газифікації палива, отриманих в установлених фурмах реакторах-газифікаторах

го приладу і забезпечують пристроєм для подачі ПВП і кисню. За другим варіантом встановлюють РГ або блок РГ з декількох РГ на всю піч. Перевагою першого варіанту є можливість подачі в піч гарячих відновлювальних газів з високою температурою (1700 – 1800 °С), проте зріджені частинки золи потрапляють у піч. За другим варіантом можлива організація рідкого шлаковидалення з РГ, проте температура ГВГ обмежена стійкістю трактів подачі.

Для створення газифікаторів ПВП стосовно варіанту РГ-фурма, протягом кількох років проводили стендові випробування і досліджували процес газифікації. За схемою РГ-фурма випробо-

ували прифурмений реактор-газифікатор (ПРГ) конструкції ІВТАН-ІЧМ. На стенді ІВТАН (рис. 11.2) досліджували вплив конструкції та режиму роботи ПРГ, коефіцієнта надлишку окиснювача, його температури і збагачення киснем, а також витрати ПВП на склад продуктів газифікації.

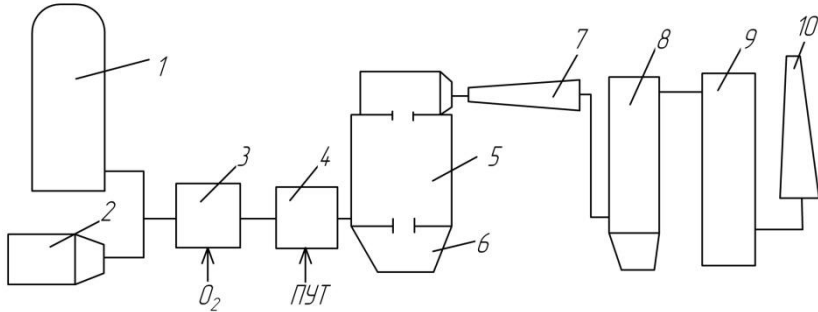


Рис. 11.2. Схема випробувального стенда ІВТАН-ІЧМ:

- 1 – каупер; 2 – плазмотрон; 3 – плазмохімічний реактор;
 4 - камера змішування; 5 – камера згорання; 6 – шлаконакопичувач;
 7 – діагностична ділянка; 8 – шлаковловлювач;
 9 – скруббер; 10 - димова труба

В ході випробувань змінювали масову частку кисню в окиснювачі від 24 до 45 %, коефіцієнт надлишку окиснювача – від 0,35 до 0,60, витрату вугілля – від 0,16 до 0,45 кг/с (0,6-1,6 т/год.). На початку випробувань добивалися стабільності режиму, а потім проводили напрацювання часу з витратою вугілля 0,25 – 0,3 кг/с, продуктів газифікації – 1,1 – 1,3 кг/с при температурі 1900 – 2000⁰С і об'ємній частці окиснювачів 1 – 3 %. При цьому тепловтрати газифікатора стабілізувались на рівні 10 % загальної витрати тепла [5.2].

У табл. 11.1. наведені результати випробувань, які показують можливість отримання відновлювального газу при широкому діапазоні змін початкових умов.

Вихровий реактор-газифікатор типу ПУТ ІВТАН (рис. 11.3) являє собою двоступінчасту циліндричну камеру з тангенціальними патрубками підведення окиснювача та вугільного пилу і

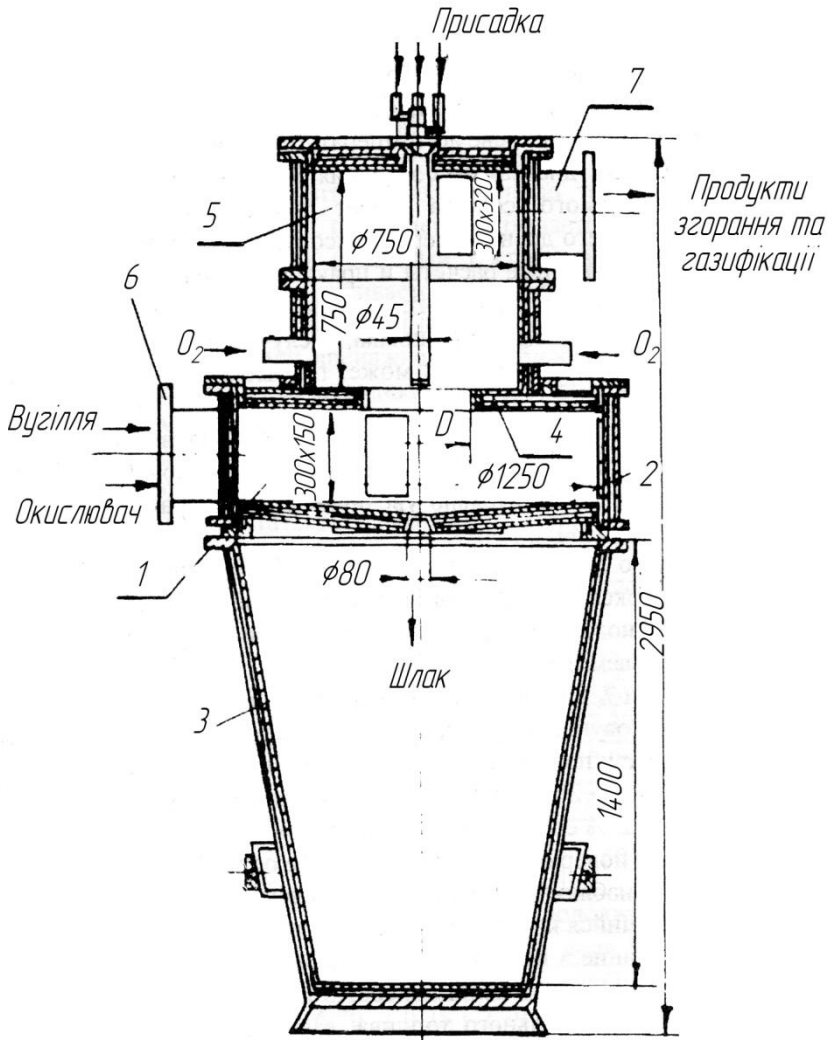


Рис. 11.3. Схема реактора газифікатора ПУТ ІВТАН

відведення продуктів газифікації. У першому розширеному ступені 1 відбувається запалення ПВП і газифікація у вихровому зак-

Таблиця 11.1

Результати випробувань дослідно-промислового прифурменного реактора-газифікатора на експериментальному стенді ІВТАН

№ п/п	Параметри/ режим	1	2	3	4	5	6	7	8	9
1.	Тривалість випробувань, год.	1	2	3	5	5	2	6	6	6
2.	Витрата продуктів газифікації, кг/с	0,6	0,9-1,4	0,8-1,0	0,9-1,1	0,9-1,15	1,3	1,1-1,2	1,1-1,15	1,1-1,3
3.	Тиск в газифікаторі, КПа	105	110	110-135	120-135	115-120	115	115-130	110-120	120-140
4.	Теплові втрати в газифікаторі, МВт	-	1,5	1,4	1,5	1,2	1,1	1,1	1,1	1,0
5.	Збагачення окислювача, % мас.	24	35-45	37-40	36-38	30	30	30	30	30-33
6.	Витрата вугілля, кг/с	0,16	0,2-0,45	0,2-0,35	0,2-0,3	0,25-0,3	0,25-0,3	0,2-0,3	0,25-0,3	0,25-0,3
7.	Коефіцієнт надлишку окислювача	0,5	0,35-0,5	0,4-0,5	0,45-0,55	0,45-0,5	0,5-0,55	0,5-0,6	0,45-0,5	0,4-0,5
8.	Потужність плазмотрона, МВт	1,5	1,5-1,7	1,3	1,3	1,4	1,2-1,4	1,3-1,4	1,35	1,2-1,3
9.	Склад продуктів газифікації % об.:									
	CO ₂	2	1-5	1-5	0,5	1-5	1	1-3	1-2	1-3
	O ₂	1	0-3	0-3	0	0	0	0	0	0
	CO	40-44	30-48	52-60	52-60	25-30	30-35	35-50	35-50	35-50
	H ₂	12-13	5-10	4-13	4-13	20-45*	10-18	10-25	7-10	6-11

рученому потоці при $\alpha = 0,4 - 0,5$. У другому ступені 5 довершується газифікація вугільних частинок.

Весь апарат із патрубками забезпечений секційною водоохолоджуваною сорочкою. Його вогняні поверхні є ошипованими, покриті вогнетривкою обмазкою на основі оксидів цирконію і при роботі знаходяться під шаром гарнісажу. Розплавлені частинки шлаку відкидаються завдяки сепарації на стінки, утворюючи рідку плівку гарнісажу, яка стікає через льотку у днищі 2 у шлаконакопичувач 3, його об'єм лімітує кількість витраченого вугілля.

Конструкція дозволяє регулювати ступінь сепарації шлаку зміною діаметру діафрагми 4. Через патрубок 6 підводять гаряче дуття, а через форсунку в патрубку, біля входу в реактор у потік окиснювача – вугільний пил. Продукти газифікації відводять через вихідний патрубок 7.

Протягом декількох років ІВТАН і ІЧМ НАН України проводили аналітичні й експериментальні дослідження з відпрацювання конструкції і режиму роботи газогенератора з отриманням гарячих відновлювальних газів. Результати досліджень стали підставою для розробки ряду нових технічних і технологічних рішень.

11.3. Алотермічні процеси

11.3.1. Газифікація вугілля з використанням тепла атомного реактора.

Для отримання безазотистого газу з високою теплотворною здатністю без витрати вуглецю газифікованого палива для підігріву газифікованої суміші до високої температури використовують алотермічні процеси.

Тепло для процесу може бути підведене різними методами, наприклад, за рахунок нагріву теплоносія теплом атомного реактора. Теплоносієм може слугувати гелій.

Теплоносій нагрівається в атомному реакторі до температури $850 - 950$ °С. Підігрітий гелій (перший гелієвий контур) спрямовують в інший теплообмінний апарат, де також циркулює гелій

(другий гелієвий контур). Нагрітий у цьому контурі гелій використовується для газифікації вугілля.

Вугілля, перш ніж надійти в генератор для газифікації водяною парою, проходить через газогенератор для низько температурної газифікації вугілля (швелювання), де з нього відганяються леткі компоненти. Одержаний у результаті швелювання багатий газ, що містить окрім CO і H_2 метан та інші вуглеводні, після очищення від пилу, смоли, вологи приєднується до газу, який надійшов з газогенератора та пройшов пилоочищення і віддав своє фізичне тепло в котлі-утилізаторі.

Далі слідує очищення від діоксиду вуглецю і сірководню, й одержаний газ, що складається із CO і H_2 , передається споживачу.

11.3.2. Газифікація паливного пилу з використанням низькотемпературної плазми

У тому випадку, коли потрібно одержувати газ з високим вмістом монооксиду вуглецю і водню можна використовувати низькотемпературну плазму.

Застосування плазмового нагріву істотно підвищує ефективність термічної переробки твердих палив і усуває баластуючі домішки (CO_2 і N_2), пов'язані зі спалюванням частини палива у традиційних автотермічних процесах. Більш того, при підвищенні плазмового нагріву до $1800 - 2100\text{K}$ вихідна сірка вугілля повністю переганяється і зв'язується в сірководень, очищення газів від якого освоєне у промисловому масштабі. Значний вплив на процес газифікації і склад енергетичного газу робить природа газифікуючого агента. Переважним є використання в якості окислювача пари. При переробці твердих палив у плазмі водяної пари газоподібні продукти складаються більш ніж на 95 % із CO і H_2 , причому об'ємний вміст водню є вищим за вміст монооксиду вуглецю. У невеликих кількостях є діоксид вуглецю, сліди метану, сірководень. Вміст у продуктах плазмохімічної газифікації вугілля CO_2 є значно нижчим, ніж у звичайних процесах газифікації, так для Копперс-Тотцека масова частка діоксиду вуглецю складає

близько 12,0 – 12,5 %, для Вінклера – 16,0 – 19,0 %, для Лургі – 30,6 % (табл.11.2).

Таблиця 11.2

Типові склади газів, одержаних в автотермічних і алотермічних процесах

№ п/п	Найменування процесу	Склад кінцевого газу, % об'ємні				
		CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	N
I.	Автотермічні процеси					
1.	Газифікація дрібнозернистого палива в «киплячому» шарі (газогенератор Вінклера, парокисневий процес)	19,0	38,0	40,0	2,0	1,0
2.	Газифікація пилоподібного палива в аерозольному потоці (газогенератор Копперса-Готцека, парокисневий процес)	12,0	56,0	29,4	0,6	2,0
II	Алотермічні процеси					
1.	Газифікація з використанням атомного тепла (гелієвий теплоносії, гідруюча газифікація).	0,9	4,3	62,9	31,9	
2.	Газифікація пилоподібного палива у плазмі водяної пари	1,5	41,8	64,6	0,1	2,0

Плазмовий генератор для газифікації вугілля є звичайною топковою камерою, тільки замість пальників на стінках камери встановлені плазмові реактори з плазмотронами (рис. 11.4).

У кожному з плазмотронів суміш водяної пари і кисню нагрівається за допомогою електричного розряду до температури в середньому 3000 °С. Гарячі газові струмені в реакторі змішуються в розжарений факел. У цьому факелі вугільний пил, що надходить у реактор, газифікується з великою швидкістю, утворюючи синтез-газ, який виходить у топкову камеру з середньою температурою 1100 – 1200 °С. Як і в звичайній котельній установці, в камері і газоходах газ охолоджується приблизно до 100 °С, з нього уловлюється шлак і зола. У процесі відсутні втрати вуглецю з виносом і шлаком.

Необхідно підкреслити, що інтенсивність плазмохімічного процесу в такому газогенераторі є дуже високою, вона приблизно

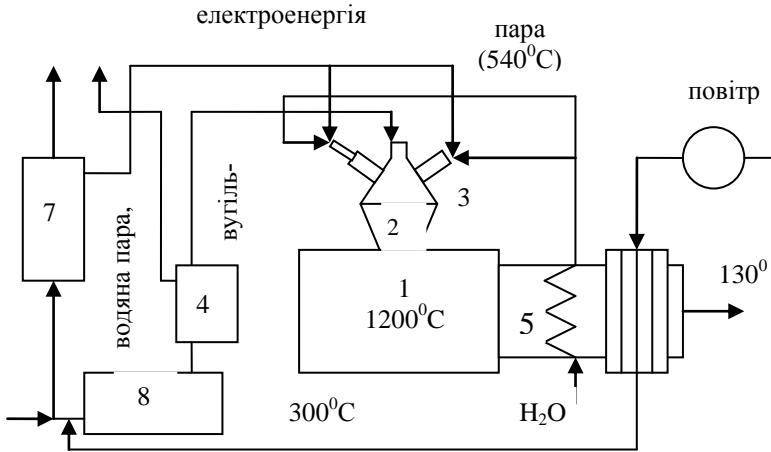


Рис. 11.4. Схема плазмового газогенератора:

- 1 – топкова камера; 2 – плазмові реактори; 3 – плазмотрони;
- 4 – сепаратори вугільного пилу; 5 – пароперегрівач;
- 6 – підігрівач повітря; 7 – енергоустановка для живлення плазмотронів;
- 8 – установка для підготовки палива

в 10 разів є вищою ніж у циклонних процесів з рідким шлаковидаленням.

Потужність плазмотронів легко регулювати, змінюючи силу струму в ланцюзі. Тому в газогенераторі можна автоматично підтримувати оптимальний температурний режим.

Продуктивність плазмового газифікатора за вугіллям може досягти 500 т/год.

Для живлення плазмотрона такого високопродуктивного генератора потрібна електрична потужність 100 – 150 МВт. Якщо використовувати плазмові реактори потужністю близько 1500кВт, то на стінках камери доведеться встановлювати приблизно 80 таких реакторів.

Такі переваги плазмових газогенераторів як висока одинична потужність при порівняно невеликих габаритах, низька кількість парникових газів, легкість десульфурації газу, можливість повної автоматизації роблять перспективним застосування низькотемпе-

ратурної плазми для отримання відновлювальних газів з метою використання у процесах безкоксової металургії.

Найбільш перспективним напрямком у розвитку плазмових реакторів є реактори суміщеного типу.

В даних реакторах зона горіння дуги, область нагріву сировини і протікання реакції повністю суміщені в одній робочій камері. При цьому електричну дугу запалюють в реакційній камері, в яку вводять реагенти, і їх нагрів здійснюється безпосередньо електричною дугою. Нагрів дисперсної сировини електричною дугою в апаратах суміщеного типу відбувається в електричному полі. До того ж, на відміну від нагріву частинок поза електричним полем, де тепло передається конвекцією, теплопровідністю і випромінюванням, нагрів відбувається також за рахунок заряджених частинок, що істотно підвищує ефективність термічної переробки [11.1].

Суть цієї технології пояснюється схемою, зображеною на рис.11.5.

Зображена технологічна схема газифікації дозволяє збільшити продуктивність процесу при зниженні собівартості продукції.

Плазмові газифікатори в порівнянні з традиційними технологіями володіють наступними перевагами:

- невеликі габарити установки;
- невеликі питомі капіталовкладення;
- висока швидкість процесу;
- можливість повної автоматизації;
- знижена витрата сировини;
- велика концентрація енергії в малому об'ємі;
- низький вміст баласту;
- висока теплотворна і відновлювальна здатність газу і порівняно легка його десульфуратія.

Все перераховане робить перспективним застосуванням низькотемпературної плазми для отримання газоподібного палива і відновлювального газу з некоксового вугілля, горючих промислових і побутових відходів для процесів безкоксової металургії.

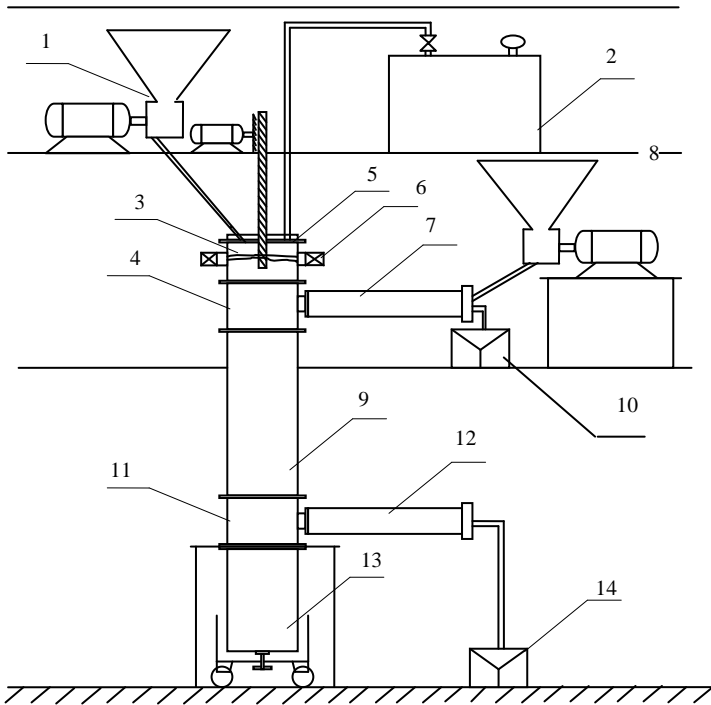


Рис.11. 5. Установа ало-автотермічної газифікації вугілля:

1 – система пиложивлення; 2 – парогенератор; 3 – плазмовий реактор; 4 – верхня камера розділення; 5 – кришка реактора; 6 – електромагнітна котушка; 7 – горизонтальна частина системи пиложивлення; 8 – система пиложивлення; 9 – муфель; 10 – компресор; 11 – нижня камера розділення; 12 – камера виводу газу; 13 – шлакозбирач; 14 – компресор.

12. Безкоксова металургія та міні-металургійні заводи

Як уже раніше наголошувалось, безкоксова металургія має ряд переваг перед традиційними технологіями і, перш за все, це відноситься до використання недефіцитного некоксівного вугілля, виробництва високоякісних сталей не забруднених кольоровими металами металобрухту, дефіцитність та ціна якого безперервно зростають, можливості швидко переналаштовувати виробництво в залежності від потреб ринку, поліпшення екологічної безпеки при виробництві металу тощо.

Підвищення конкурентоспроможності сучасних металургійних підприємств забезпечується комплексом заходів, серед яких найбільш важливими є мінімізація й оптимізація витрат енергії та ресурсів, підвищення якості продукції тощо. На цій підставі зріс інтерес до міні-заводів, що використовують для виплавки сталі електродугові печі. За останні десять років світове виробництво електросталі зросло більш ніж в 1,5 рази і за оцінками експертів у 2004 році склало 350 млн. т, і у 2010 році може досягти 450 – 460 млн. т.

Вперше концепція металургійного міні-заводу з дуговими сталеплавильними печами була запропонована президентом компанії «Nucor» Дж. Айверсоном, згідно з якою в 1969 році у США було побудоване перше таке підприємство.

Очевидними перевагами сучасних міні-заводів, як правило, є низька капіталоємність, порівняно невеликі витрати виробничих ресурсів, низький рівень екологічних забруднень, мінімальні прості устаткування й агрегатів, відносно короткий виробничий цикл за максимальної продуктивності та рентабельності.

У світі існує близько тисячі міні-заводів різних модифікацій та продуктивності, на частку яких припадає близько 30 % світового виробництва сталі та більше 60 % довгомірного прокату. У США, Японії, Італії та Іспанії на їх частку припадає більше 20 – 30 % загального об'єму металопродукції.

За даними Міжнародного інституту чавуну та сталі, якщо на інтегрованих металургійних підприємствах США рівень рентабельності складає 7%, то на міні-заводах він перевищує 22%.

Кількість інтегрованих заводів за 25 років (1975 – 2000 р.р.) скоротилася з 48 до 21, або у 2,3 рази, а кількість доменних печей – у 5 разів.

Передбачається, що частка листового прокату, який виробляється на міні-заводах, збільшиться у 2 рази і до 2010 року складе 49,8 % світового виробництва.

Одинична потужність дугових сталеплавильних печей (ДСП) може досягти 1,5 – 1,7 млн. т на рік при роботі на шихті, що містить брухт, рідкий чавун і гарячу металізовану сировину. Місткість ДСП може стабілізуватися на рівні 160 т при випуску сталі для виробництва плоского прокату і 130 т – для сортового прокату. Печі працюватимуть із рідким залишком 15 – 30 т. Питома електрична потужність ДСП збільшиться до 0,9 – 1,0 МВ·А/т, при цьому витрата електроенергії скоротиться до 250 – 300 кВт·год./т. Витрата кисню зросте із 20 до 45 м³/т. Тривалість плавки до випуску може зменшитися до 55 – 60 хвилин, а під струмом – до 45 хвилин. Температура металу на випуску знизиться до 1625 – 1630⁰С. Витрата електродів складе 1,5 кг/т

На рис. 12.1 зображені принципові схеми виробництва сталі та прокату на сучасних металургійних заводах [12.1].

Необхідно підкреслити, що всі три схеми виробництва сталевого прокату далеко не вичерпали своїх можливостей як за зниженням енергоємності, так і за збільшенням продуктивності агрегатів. Вважається, що теоретичний потенціал зниження питомої витрати енергії при виробництві сталі за схемою I складає 65,0 %, а за схемою III – 100,0 %. В цих межах знаходиться і потенціал зниження за схемою II.

Втрати енергії в чорній металургії пов'язані з високою температурою процесів, необхідністю багаторазового нагріву й охолодження продуктів переділу, втратами енергії у вигляді випромінювання, конвекції, фізичної та хімічної теплоти технологічних газів і продуктів плавки, необхідністю хімічних реакцій і теплообміну при високій температурі тощо. Тому для зменшення втрат енергії слід знижувати температуру процесів і скорочувати кількість стадій температурних змін.

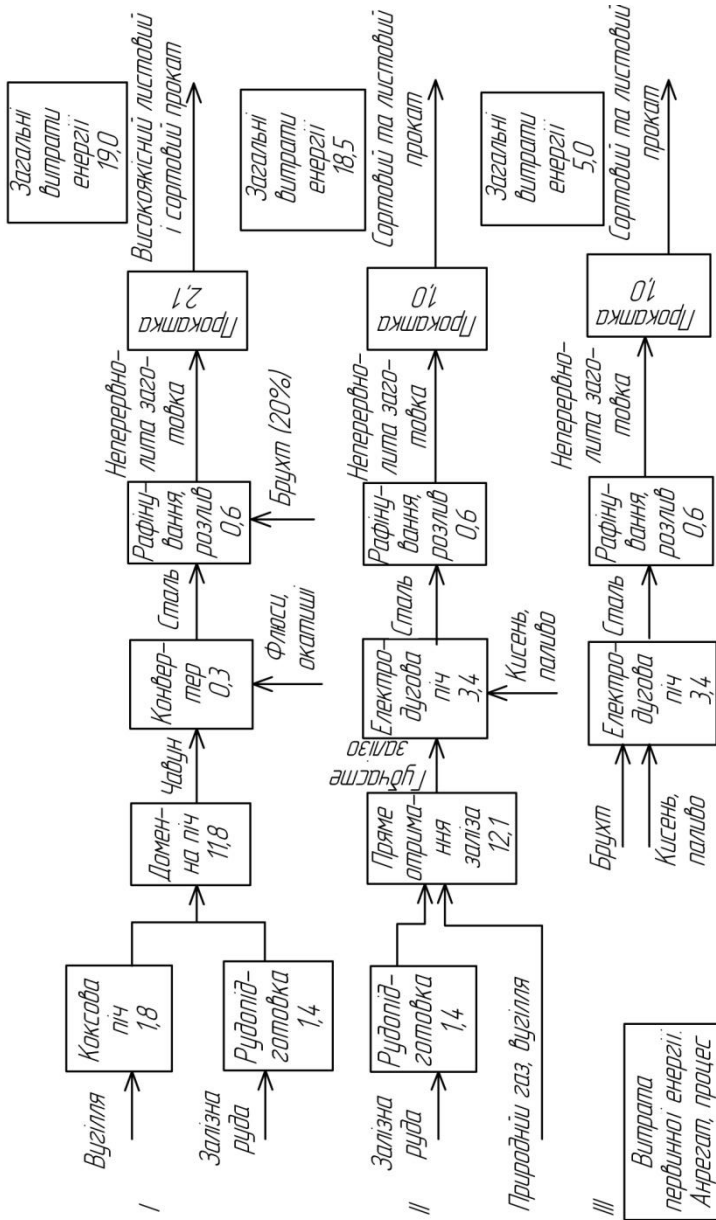


Рис. 12.1. Схеми виробництва сталі та прокату і питомі витрати енергії на окремих стадіях процесів. (числа в прямокутниках – питома витрата енергії, ГДж/т)

Прогнозується, що при використанні нових технологій на період до 2020 року витрата енергії на виробництво тонни рідкої сталі із залізної руди складе 12,5 ГДж, а в результаті використання тепловмісту рідкої сталі ця величина знизиться ще на 2,5 ГДж.

Що стосується виробництва електросталі з металобрухту, то можна очікувати зниження витрати енергії до 3,5 ГДж/т.

При виробництві сталі на міні-металургійних підприємствах із безкоксовим отриманням металу витрата енергії буде знаходитись між наведеними показниками.

У світовій металургії існують і працюють два типи міні-заводів (схеми II і III, рис. 12.1), це заводи що працюють на металобрухті, і заводи з технологією безкоксового отримання металу. У заводів першої групи є найнижчою витрата енергії на 1 т прокату, вони найбільш прості, але мають істотний недолік, пов'язаний із високою вірогідністю неконтрольованого забруднення сталі хромом, нікелем, оловом, видалення яких все ще є проблематичним.

До заводів другої групи відносяться заводи, що працюють на продуктах безкоксової металургії.

Такі міні-заводи існують та продовжують будуватись у країнах із великими запасами нафти, природного та попутного газів. Часто попутний газ через труднощі в його транспортуванні в інші країни та неможливості використовувати на місці викидається в атмосферу. Так, у Саудівській Аравії кількість попутного газу, що викидається, є достатньою для виробництва 250 млн. т сталі на рік. Розвиток прямого отримання заліза в таких умовах дає можливість утилізувати попутний газ і навіть транспортувати його «у вигляді» металізованого продукту [12.1].

У країнах, які не мають газу може виявитись перспективним використання газифікації відносно дешевого і недефіцитного твердого палива.

Останнім часом обговорюється і навіть реалізується на практиці будівництво міні-металургійних заводів інтегрованими з гірничо-збагачувальними підприємствами. Наприклад, такий завод споруджується на Полтавському ГЗК в Україні.

Створення інтегрованих міні-металургійних комплексів (ІММК) в адміністративно-виробничій структурі гірничо-збагачувального комбінату, який виробляв би 0,3 – 1,5 млн. т на рік готового прокату є одним із кардинальних напрямків підвищення ефективності роботи ГЗК [12.2]. Така технологічна схема комбінату більш повно відповідає принципів безперервності виробничих процесів – об'єднання частини, групи або всіх технологічних операцій в єдиний потік від видобутку залізородної сировини до отримання готового прокату. Наші розрахунки показують, що повний виробничий цикл руда-прокат на ІММК ГЗК складе 30 – 35 годин, тоді як за стандартною схемою на інтегрованому заводі-гіганті – 100 – 110 годин, не враховуючи час, що необхідний для транспортування залізородної сировини від гірничо-збагачувального підприємства до металургійного комбінату. Сировинною базою ІММК ГЗК буде частина агломерату або окатишів власного виробництва.

Один із варіантів технологічної схеми може включати дві стадії металургійного переділу: безкоксове виробництво переробного чавуну, наприклад, у шахтно-горновому агрегаті (ШГА), та сталеплавильне виробництво. Сталеплавильне виробництво доцільно здійснювати у дугових сталеплавильних печах (ДСП) (у разі забезпечення району будівництва ІММК електроенергією у необхідній кількості) або у кисневих конверторах (КК). Для отримання готової продукції ІММК слід комплектувати ливарно-прокатними модулями (ЛПМ). Технологічна схема інтегрованого міні-металургійного комплексу гірничо-збагачувального комбінату зображена на рис. 12.2.

Реалізація наведеної схеми можлива при базі будівництва металургійного виробництва на промисловому майданчику ГЗК із максимальним використанням існуючої інфраструктури та вільних площ, капітальних будівель і споруд. Цей нетрадиційний метод підвищення доданої вартості продукції гірничих підприємств за рахунок випуску гостродефіцитних і високо-рентабельних металовиробів, таких як готовий прокат, литво, готовий машинобудівний виріб, конструкційні сталі з покриттями тощо, що мають високу ринкову вартість, призведе до збільше-

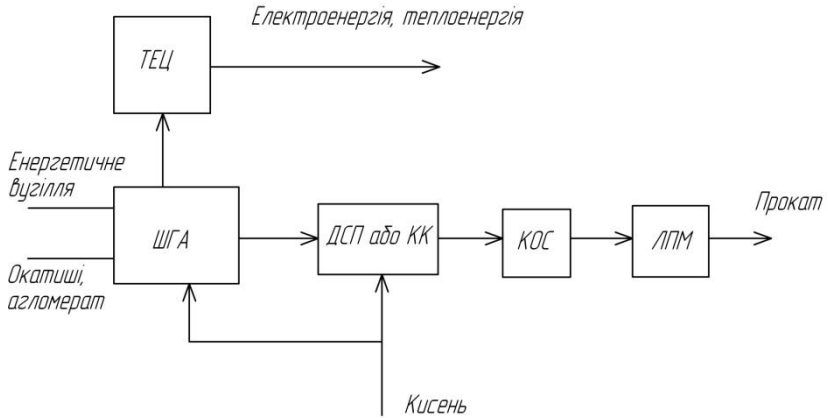


Рис. 12.2. Принципова схема ІММК

ШГА – шахтно-горновий агрегат; ДСП – дугова сталеплавильна піч;
 КК – кисневий конвертор; КОС – ковшова позапічна обробка металу;
 ЛПМ – ливарно-прокатний модуль.

ння товарообігу у два і більше разів та створить нові робочі місця.

У світовій практиці сформувалась і затвердилась концепція металургійних міні-заводів з отримання плоского прокату, що варто розглядати як один з найбільш перспективних напрямків розвитку технології виробництва та розливання сталі.

Технологічною основою міні-заводів стали ливарно-прокатні модулі (ЛПМ), що увійшли до практики на початку 90-х років минулого сторіччя, в яких поєднуються процеси безперервного розливання сталі на заготовку та її подальша прокатка (рис. 12.3).

В цілому таку схему можна уявити наступним чином: виплавка сталі у дуговій печі або конверторі, доведення сталі на установці «ківш-піч», вакуумування, безперервне розливання на сляб завтовшки 50 – 70 мм та його гаряча деформація на ЛПМ і на станах холодної прокатки. При цьому для отримання однієї тонни холоднокатаного листа достатньо 1,1 – 1,2 т рідкої сталі, а значний енерго- та ресурсозберігаючий ефект досягається, голов-но, за рахунок скорочення технологічного ланцюжка та виключення додаткових циклів охолодження і нагріву заготовки.

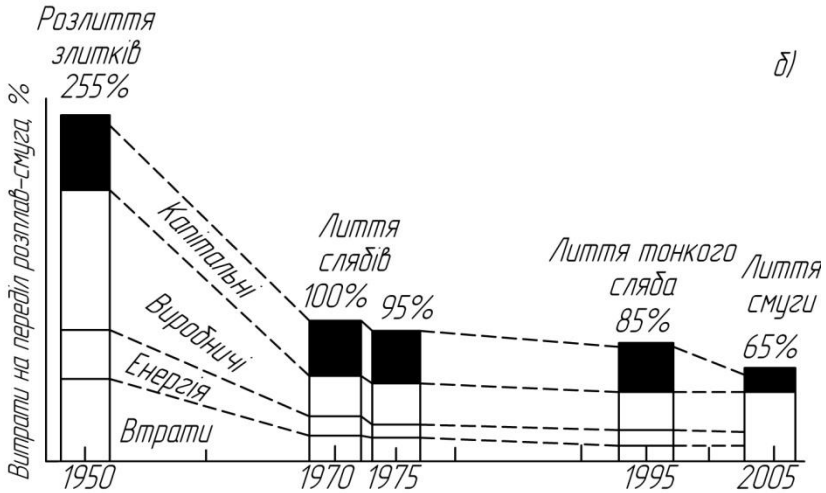
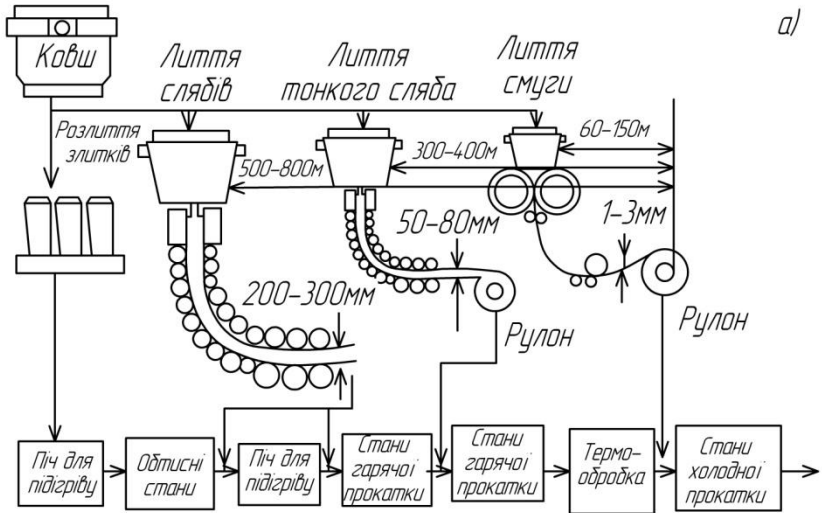


Рис. 12.3. Розвиток технології безперервного лиття заготівлі (а); порівняльна вартість ливарного переділу (б); за 100% прийнята собівартість смуги, отриманої з безперервного тонкого сляба.

На тонкослябових ЛПМ пізнішої модифікації реалізована технологія лиття із додатковим обтисканням заготовки з рідкою

314

серцевиною безпосередньо під кристалізатором (до товщини менше 35 мм) та подальшою прокаткою на лист завтовшки менше 1мм. Таке рішення дозволило зменшити кількість клітей гарячої прокатки.

В даний час кількість заводів у світі з отриманням тонких слябів середньої товщини досягла приблизно 55. При цьому близько 80 % з них оснащені тонкослябовими машинами безперервного лиття заготовок. Основна частка таких міні-заводів припадає на США (близько 40%), 18% – Західну Європу, 27% – на країни, що розвиваються.

Важливим нововведенням міні-металургії є дослідно-промислові агрегати прямого безперервного розливання сталі безпосередньо на тонку смугу, що з'явилися на рубежі нинішнього сторіччя. Основна перевага прямого відливання тонкого листа – виключення із технологічної схеми операції гарячої прокатки з відповідним скороченням устаткування, а також енерго- та трудовитрат.

Ідея прямого лиття смуги належить Генрі Бесемеру, який одержав відповідний патент у 1865 році.

В агрегатах прямого відливання тонкого листа кристалізатор складається з двох валків, які розташовані безпосередньо під проміжним ковшем і обертаються у протилежних напрямках (рис.12.4). Рідка сталь при розливанні надходить у простір між валками і при контакті з поверхнею валків кристалізується, утворюючи затверділі скориночки, які рухаються разом з поверхнею і виходять із валків у формі листа, товщина якого визначається відстанню між валками, а ширина – бічними стінками кристалізатора. Для відведення виділеного тепла, валки виготовлені, як правило, зі сплавів міді з хромом та охолоджуються водою. В якості покриття валків використовуються різні матеріали на основі нікелю, хрому або кераміки.

Технологічна схема отримання тонкого листа із застосуванням двовалкових МНЛЗ дозволяє у 8 – 10 разів зменшити витрати енергетичних ресурсів, у 40 – 50 разів скоротити втрати металу в окалину, у 5 – 10 разів підвищити продуктивність праці, у 10 – 20 разів знизити викиди парникових газів при істотному

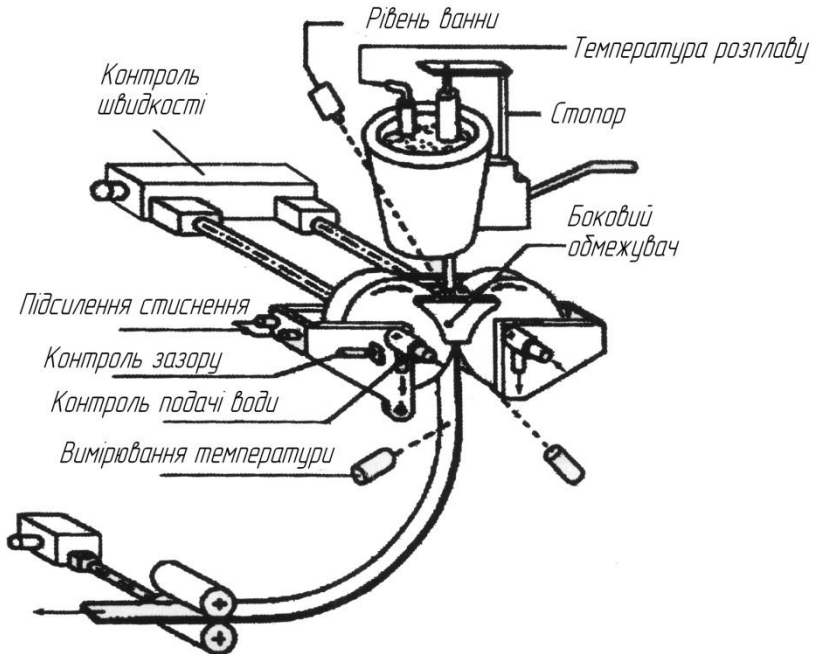


Рис. 12.4. Принципова схема установки прямого безперервного лиття смуги

зменшенні витрат на капітальне будівництво, що забезпечує економічну доцільність подальшого розвитку та вдосконалення (рис. 12.3, 12.4) [12.3, 12.4].

В грудні 1999 року на заводі у м. Крефельді (Німеччина) була здійснена перша промислова плавка масою 36 тонн з отриманням листа шириною 1100 мм і товщиною 2 мм. З березня 2000 року на цьому заводі стійко розливається повний ківш місткістю 90 тонн на МНЛЗ, яка має наступні характеристики: діаметр валка – 1500мм, швидкість розливання 60 – 100м/хв. При цьому товщина листа – 1,5 – 4,5 мм, ширина 1100 мм, місткість проміжного ковша – 16 тонн, продуктивність – близько 400 тис. тонн на рік.

На установці фірми «Nucor» у м. Кроуфордевіллі (США) у 2004 році відлито приблизно 150 тис. тонн тонкого листа на двовалковій МНЛЗ.

Німецька фірма «SMS Demag AG» та швейцарська фірма «MAIN AG/ Marti-Technologic AG» підписали ліцензійну угоду про будівництво промислової двовалкової установки з відливання тонкого листа із вуглецевих та нержавіючих сталей продуктивністю 300 – 320 тис. тонн на рік. Швидкість розливання складає 40 – 700 м/хв. при товщині 1,9 – 3,1 мм (сталь STW 22) і 2,3 – 3,7 мм (сталь AISI 304). Ширина смуги –1360 мм. Вартість спорудження одного модуля –70 – 80 млн. дол. США.

Об'єктом подальших досліджень даного методу розливання є якість одержуваної продукції, у першу чергу це стосується якості поверхні одержаного листа.

Таким чином, світова практика показує, що за короткий період експлуатації нове покоління міні-заводів з отримання масової продукції має ряд переваг, які роблять їх привабливими для інвесторів. Найбільші перспективи для використання в технологічних схемах сучасних міні-заводів мають ливарно-прокатні модулі на базі тонкослябових і двовалкових МНЛЗ. Процес прямого відливання тонкого листа на двовалковій МНЛЗ виключає такі операції традиційного процесу, як відливання та зачищення слябів, їх повторний нагрів і прокатка. В результаті значно скорочуються капітальні вкладення на устаткування й істотно знижуються енерговитрати.

І, нарешті, останнє – це про екологію. В інших розділах автори книги наводили дані про цю проблему. Найбільш екологічно чистими є підприємства, що працюють на металобрухті. Застосування 1т металевого брухту економить 4 – 5 т рудної сировини, 1,2 т коксівного вугілля, знижує витрати енергоресурсів за всім металургійним циклом у 3 рази та викиди забруднюючих речовин в атмосферу у 6,5 разів [12.5].

В табл.12.1 наведені порівняльні дані про викиди на деяких металургійних комбінатах Російської Федерації.

Як впливає із табличних даних, питомі викиди основних забруднюючих речовин на 1т сталі, у ВАТ «Северосталь» і Магнітогорському металургійному комбінаті за пилом у 3 – 4,5 рази, а за діоксидом сірки у 13 – 16 разів більші ніж на Оскольському електрометалургійному комбінаті, що працює за технологією без-

Таблиця 12.1

Питомі викиди основних забруднюючих речовин, кг/т сталі

Компоненти викидів	ВАТ «Северсталь»	Магнітогорський металургійний комбінат	Оскольський електрометалургійний комбінат
Пил	5,18	7,3	1,64
Діоксид сірки	3,2	4,1	0,25
Оксиди азоту	2,6	2,8	2,8

коксової металургії. Це, по суті, великий міні-металургійний завод, на якому не існує коксохімічного цеху й агломераційного виробництва. Тут виробляють окислені окатиші, які відновлюють у печах «Midrex». Далі слідує безперервне розливання і прокатне виробництво. Відомо, що на традиційних інтегрованих заводах основними джерелами шкідливих викидів є агломераційне і коксохімічне виробництва.

Висновок

Хоча виробництво металу традиційним способом має довгу історію та безперервно удосконалюється, проте у XXI сторіччі з'явилася можливість застосування різноманітніших технологій та енерготехнологічних комплексів, оснований не лише виключно на коксі і природному газі.

У даний час найбільший розвиток із технологій безкоксової металургії отримав процес Midrex. В ньому, як і у процесі НуL, використовується природний газ і тому відповідні промислові комплекси розташовані в країнах, що володіють таким енерго-ресурсом у значних кількостях. Проте, не виключається можливість роботи подібних установок на синтез-газі, що одержують в газогенераторах із недефіцитного та порівняно недорогого вугілля та інших енергоносіїв.

Останніми роками ми стали свідками бурхливого розвитку міні заводів із електродуговими печами та ливарно-прокатними модулями. На сучасних міні металургійних заводах при виплавці сталі із металошихти, яка складається, наприклад, із 30 % чавуну і 70 % лому, енергоємність виробництва у 1,5 рази менше, ніж інтегрованих підприємств, що працюють за схемою «доменна піч-конвертер». В той же час, у стільки ж разів знижуються викиди парникових газів у навколишнє середовище.

Крім того, частка витрат енергії в аглодоменному виробництві складає 65 – 80 % загального її споживання на заводі з виробництва рідкої сталі повного циклу, що, в основному, пов'язано із використанням коксу. Темпи зростання цін на кокс випереджають зростання цін на інші види енергоносіїв.

Для успішної роботи міні заводів необхідні електроенергія та металобрухт. До останнього пред'являється ряд вимог, у тому числі і до чистоти з домішок кольорових металів. Тому на теперішній час лом вимагає все більш складної та дорогої підготовки.

У світі існує дефіцит якісного металобрухту і ціна на нього росте швидкими темпами. Альтернативою лому є продукція безкоксової металургії: металізовані окатиші, гаряче брикетоване

залізо, чавунні чушки та рідкий напівпродукт. Оскільки при прямому одержанні заліза основні витрати приходяться на залізорудну сировину, то перспективною є інтеграція міні заводів із гірничо-збагачувальними комбінатами. У той же час розробляються та розглядаються варіанти використання процесів прямого отримання заліза і на підприємствах з повним циклом, що мають надлишок вторинних енергоресурсів, наприклад, коксового газу.

Окрім процесів безкоксової металургії, основаних на природному газі поширюється застосування енерготехнологічного комплексу Cogex, де для виробництва чавуну в якості енергоносіїв використовуються недефіцитні сорти вугілля. У цьому випадку немає таких жорстких вимог до якості сировини за вмістом заліза, як у процесах Midrex і HyL, проте необхідно мати кускові шихтові матеріали.

З'явилися і промислові установки, що працюють із використанням дрібної руди та твердого палива, кінцевим продуктом яких є як брикетоване залізо, так і рідкий метал.

Таким чином, є цілий набір промислових технологій отримання металу без використання коксу, які по витраті енергії порівнянні із доменним процесом, а продуктивність їх - з доменними печами середніх розмірів.

Якщо глобалізація і монополізація виробництва та ринків збуту металопродукції транснаціональними корпораціями не стануть перешкодами на шляху вільної конкуренції, то металургійні компанії матимуть порівняно великий вибір процесів і технологій одержання металу, зокрема безкоксових.

Список літератури

- 1.1. Гронвальд Л., Уілг М. Обеспечение доменного производства сырьём в будущем. Черные металлы, ноябрь 2006. – с. 73-79.
- 1.2. Мартинс А., Товано А., Франко Б. Danarex – новый процесс прямого восстановления. Чёрные металлы, июль-август 2006. – с. 49-54.
- 1.3. Петер Е. Масолох, Йоханес Зиттерд, Клаус Вальден. Производство стали с использованием железа прямого восстановления и горячебрикетированного железа. Metallurgical Plant and Technology, June 2003, p.p 1-9/
- 2.1. Ростовцев С.Т. Теория металлургических процессов. – М.: ГНТИ литературы по чёрной и цветной металлургии, 1956. – 515с.
- 2.2. Байков А.А. Избранные труды. – М.: ГНТИ литературы по чёрной и цветной металлургии, 1961. – 328с.
- 2.3. Есин О.А. Гельд П.В. Физическая химия пирометаллургических процессов. Ч. I. – Свердловск: ГНТИ литературы по чёрной и цветной металлургии, 1962 – 971с.
- 2.4. Богданди Л.Ф. Энкель Г.Ю. Восстановление железных руд. – М.: Металлургия, 1971 – 519с.
- 2.5. Кожевников Ю.И. Бескоксая металлургия железа. – М.: Металлургия, 1970. – 336с.
- 2.6. Готлиб А.Д. Доменный процесс. – Киев: ГИТЛ УССР, 1958. – 510с.
- 2.7. Дуррер Р. Металургическая переработка железных руд. М.: ГНТИ литературы по чёрной и цветной металлургии, 1960 – 176с.
- 2.8. Вегман Е.Ф. Жеребин Б.Н. Похвиснев, Юсфин Ю.С. Металлургия чугуна. – М.: Металлургия, 1978. – 480с.
- 2.9. Чуфаров Г.И. Татичевская Е.П. Механизм и кинетика восстановления окислов металлов // Физико-химические основы производства чугуна: Труды совещания, созванного Институтом металлургии Уральского филиала АН СССР и Магнитогорским металлургическим комбинатом. –

- Свердловск. ГНТИ литературы по чёрной и цветной металлургии, 1956. – с 21-64.
- 2.10 Голиков И.Н., Губин Г.В., Карклит А.К., и др Перспективы развития чёрной металлургии (научные предпосылки). – М.: Металлургия, 1973. 568с.
- 2.11 Чижевский Н.П. Получение железа прямым восстановлением руд. Т.1. – М.: АН СССР, 1958. - 278с.
- 2.12 Богданди Л.Ф. Основы производства губчатого железа в шахтной печи при помощи природного газа // Чёрные металлы. – 1962. - №12, 13. – с. 83-88.
- 2.13 Коваль Б.А, Использование природного газа при восстановлении железных руд. // Сталь. – 1941. №11, 12. – с. 11-14.
- 2.14 Лавровский К.П., Розенталь А.Л., Эглит А.Х. О взаимодействии железных руд с метаном в условиях кипящего слоя // Известия АН СССР, ОТН, Металлургия и топливо. – 1962. №2. – с.13-15.
- 2.15 Губин Г.В. Шковыря Г.Д., Дрожилов л.А., Бушуев В.П. Получение металлизированных окатышей при использовании сырого природного газа в качестве восстановителя // Сталь. – 1966. - №1. – с.7-10.
- 2.16 Гладков Н.А. Некрасов З.И. Восстановимость концентрата керченских руд природным газом // Известия АН СССР, ОТН, Металлургия и топливо. – 1960. - №4. – с. 68-71.
- 2.17 Ковтун В.Ф. Заболоцкая Н.П. Дезарсенизация и восстановление керченских руд метаном // Металлургическая и горнорудная промышленность – 1964. - №4. – с. 68-71.
- 2.18 Губин Г.В. Предварительное восстановление руд и концентратов природным газом // Диссертация на соискание учёной степени доктора технических наук. – М. МИСиС, 1969. – 336с.
- 2.19 Теснер П.А. Рафалькс И.С. Преработка и транспортировка природных газов: Труды ВНИИГаз. – М. 1953. – с.33-34.
- 2.20 Родомысельский И.Д. Разработка технологии получения железного порошка восстановлением окалины конвертированным природным газом // Диссертация на

- соискание учёной степени кандидат технических наук. – Днепропетровск. ИЧМ МЧМ СССР, 1954. 158с.
- 2.21 Штерн В.Я. Механизм окисления углеводородов в газовой фазе. – М.: АН СССР, 1960. 162с.
- 2.22 Стеженский А.И. Шелудько В.П. Применение природного газа для магнизирующего обжига криворожских кварцитов // Подготовка руд чёрных металлов к плавке. – Днепропетровское книжное издательство, 1960 – стр. 146-148.
- 2.23 Губин Г.В., Кармазин В.И., Шковья Г.Д. Некоторые особенности восстановления обожженных окатышей из концентратов ЮГОКа газообразными восстановителями. – 1961. с.147-149
- 2.24 Губин Г.В., Шковья Г.Д., Дрожилов Л.А., Бушуев В.П. Получение металлизированных окатышей при использовании сырого природного газа в качестве восстановителя // Сталь. 1966. №1. – с. 7-10.
- 2.25 Ростовцев С.Т., Степанов О.А., Костёлов О.Л., Кашнин А.К., Губин Г.В. Исследование кинетики восстановления окиси железа метаном // Термические методы подготовки руд и концентратов к металлургическому переделу: Сборник научных трудов Механобрчермета. – М.: Металлургия. – 1971. №15. - с. 72-76.
- 2.26 Губин Г.В. Исследование металлургических свойств гранул, полученных химико-каталитическим методом // Дисс. на соискание уч. Степени канд. тех.наук. – М.: Институт металлургии им. А. А. Байкова АН СССР, 1957. – 93с.
- 2.27 Коротич В.И. Грузинов В.К. Разрушение железорудных материалов в процессе нагрева и восстановления // Бюллетень ЦНИИЧМ. – 1964. №8. – с. 38-40.
- 2.28 Ватанабе С. Йосинага. Разбухание окатышей железной руды при восстановлении // Сумитомо Киндзоку. – 1965. - №14. с.323-330.
- 2.29 Мейер К. Рауш Г. Оттов М. Разрушение богатых железом окатышей в процессе восстановления // Чёрные металлы. – 1967. - №11. С. 12-18.

- 2.30 Губин Г.В. Увеличени объема магнетитовых гранул и брикетов при восстановлении // Известия АН СССР – 1957. - №12. С. 76-77.
- 2.31 Исимицу А, Сугавара К. Явление разбухания окатышей в процессе восстановления // ТЭЦУТО Хагано. – 1964. Т.50 - №11. С. 1888-1889.
- 2.32 Эдстрем И.О. Механизм восстановления окислов железа // Проблемы современной металлургии. – М.: Изд-во иностранной литературы. – 1954.
- 2.33 Taylor I. // Journal of the Iron and steel institute. – 1956. Vol.184. – part 1. P.1-6/
- 2.34 Wiberg M. Discuss of the Farad. Soc. -1948. №4. – p. 231-232.
- 2.35 Юсфин Ю.С., Гиммельфарб А.А., Пашков Н.Ф. Новые процессы получения металла (металлургия железа). – М.: Металлургия, 1994. 320с.
- 2.36 Бондаренко Б.И. Шаповалов В.А. Гармаш Н.И. Теория и технология бескоксовой металлургии. – Киев: Наукова думка, 2003. – 534с.
- 2.37 Ez. C. Investigation of iron ore reduction in fluid bed // Trans. Metallurg. Soc. АИМЕ. – 1960. – 218, №4. P. 709-715.
- 2.38 Bhat G/ Witenhead D/ Iron ore reduction in fluidized bed. – Austr. Itt. Proc. – 1962. – 201. – p. 97-115.
- 2.39 Бондаренко Б.И. Восстановление железорудных материалов в кипящем слое продуктами конверсии природного газа// Автореф. Дисс. на соискание уч. степени канд. тех. наук. – Киев, 1968. 26с.
- 2.40 Куликов И.С. Десульфурация чугуна. – М.:ГНТИМ литературы по чёрной и цветной металлургии, 1962. – 306с.
- 3.1 Певникова М.А., Губин Г.В. К вопросу о классификации печей для термохимической обработки минерального сырья // Известия вузов. Черная металлургия. – 1972. - №7. – с.171-173.
- 3.2 Глинков М.А. Основы общей теории печей. – М.: Металлургиздат, 192.
- 3.3 Глинков М.А. Известия вузов. Черная металлургия. – 1967. - №10 – с. 152.

- 3.4 Тайц Н.Ю. Технология нагрева стали. – М.: Metallurgizdat, 1962.
- 3.5 McKewan W.M. Reduction Kinetics of Hematite in Hydrogen – Water Vapor – Nitrogen Mixtures // Transactions of the Metallurgical Society of AIME. – 1962. - v. 224, №2. – p.2.
- 3.6 Горбис З.Р. Теплообмен дисперсных сквожных потоков. – М.: Энергия, 1964.
- 4.1 Горбачёв В.А., Еватюгин С.Н., Копоть Н.Н., и др. Принципы выбора технологии прямого получения железа // Сталь. – 2006. - №6. –с. 42-46.
- 4.2 Люнген Х. –Б., Кноп К., Стеффен Р. Современное состояние процессов прямого и жидкофазного восстановления железа // Черные металлы. февраль. 2007. – с. 13-20.
- 4.3 Копоть Н.Н., Розенко г.Г. Достижение проектных показателей по производству горячбрикетированного железа // Горный журнал. – 2002. №6. – с.34-38.
- 4.4 Черные металлы. Февраль 2007. – с. 21-26.
- 4.5 Гонтарук Е.Н. Оскольский электрометаллургический комбинат // - Горный журнал. – 2004. - №1. – с.22-24.
- 5.1 Чернов Д.К., О прямом получении литого железа и стали в доменной печи: Сб. трудов. – М. – Л. ГосНТИ по чёрной и цветной металлургии. – 1950. С- 307-327.
- 5.2 Товаровский И.Г. Доменная плавка. Эволюция, ход процессов, проблемы и перспективы. – Днепропетровск: «Пороги», 2003. 600с.
- 5.3 Красавцев Н.И. О повышении эффективности доменной плавки. – Киев, 1960. 99с.
- 5.4 Новак С.Б., Гармаш Н.И., Мартыненко В.А. и др. Теория и практика управлением агломерационным процессом. – Кривой Рог, 2006. 340с.
- 5.5 Эберле А., Сиука Д., Бём Х. Новая установка для компании VAOSTEEL. Фактическое состояние процесса COREX // Черные металлы. – сентябрь 2006. – с.27-33.
- 5.6 Проблемы перестройки доменной плавки на бескоксую технологию / И.Г. Товаровский, И.И. Дышлевич, Г.В. Горлов и др. // Сталь. – 1999. - №7. – с.10-17.

- 6.1 Роменец В., Биласанов А. Российская плавка // *Металлы Евразии*. – 2006. - №6. – с.70-75.
- 6.2 *Металлург*. 2000. - №11 – с.5-7.
- 6.3 Нубер Д., Айхбергер, Роллингер Б. Circored - процесс прямого восстановления железа из руды мелких фракций: будущее современного электросталеплавильного производства // *Черные металл*. – июль-август 2006. – с.54-59.
- 8.1 Бугаенко В.А., Бернадо В.Ф, Бережной Н.Н. Кольцевая печь для получения металлизированных окатышей // *Термические методы подготовки руды к металлургическому переделу: Сборник научных трудов института Механобрчермет*. – М.: Металлургия. – 1971. – Вып. 15. – с.94-98.
- 8.2 Губин Г.В., Цыплёв Л.М. О восстановлении рудноугольных гранул // *Труды ИМет АН СССР* – 1958. - №2. – с.7-10.
- 8.3 Тищенко А.П. Динамика восстановления рудно-угольных окатышей при моделировании условий интегрального процесса // *Металлургическая и горнорудная промышленность*. – 2003. - №6. – с.8-10.
- 8.4 Трояновский А.А., Симоненко В.И., Тищенко А.П. Моделирование нагрева и восстановления рудно-угольных окатышей в свободной камере печи интегрированного процесса // *Теория и практика металлургии*. – 2003. -№3. – с.20-22.
- 8.5 Gordon Y., Els J. Применение технологии ITmk3 в горно-металлургической промышленности Украины и России // *Международная конференция по металлургическим технологиям*. Киев. Украина. – 21.03.2007.
- 9.1 Жуков М.Ф., Смоляков В.Я., Урюков Б.А. Электродуговые нагреватели газа (плазмотроны). – М.: Наука, 1973. – 232с.
- 9.2 Дембовский В. Плазменная металлургия. – М: Металлургия, 1981. – 280с.
- 9.3 Ивашенко В.П., Терещенко В.С. Одностадийные восстановительные процессы с применением низкотемпературной плазмы // *Современные проблемы металлургии*. Научные труд ГМАУ. Вып.1. – Днепропетровск. – 1999. - с.51-73

- 9.4 Цветков Ю.В. Плазменная металлургия – перспективная технология XXI века // Металлы. – 15. – 2001. – с.24-31
- 9.5 Лякишев Н.П., Николаев А.В. К вопросу об энергетической оценке современной технологии чёрной металлургии. // Металлы №5. – 2001. – с.8-18.
- 11.1 Ибраев Ш.Ш. Плазменные реакторы для переработки измельченных материалов // Плазменная активация горения углей. – Алма-Ата: КазНИИЭОСХ, 1989. – с.119-134.
- 12.1 Кадерин С.Н., Филипов В.В. Теория и расчёт металлургических систем. М.: «МИСиС», 2002. - 334с.
- 12.2 Грицина А.Е., Трушин П.С., Губин Г.В., Ткач В.В. О мини-металлургических комплексах на горно-обогатительных комбинатах // Металлургическая и горнорудная промышленность. – 2003. - №7. – с.41-43.
- 12.3 Смирнов А., Сафонов В. Мини-заводы нового поколения // Металлы Евразии. – 2005. – с.76-80.
- 12.4. Запускалов Н. Микро-заводы – новая концепция в металлургии // Металлы Евразии. №1. – 2006. – с.72-76.
- 12.5 Сенчена И., Сафронов А. Исключение из правил // Металлы Евразии. – 2001. – №3. – с.94-97.

Зміст

Передмова.....	3
1. Сучасний стан і перспективи розвитку безкоксової металургії.....	5
2. Основні фізико-хімічні процеси безкоксової металургії....	15
2.1. Реакції відновлення заліза з оксидів.....	15
2.1.1. Відновлення газами.....	15
2.1.2. Відновлення вуглецем.....	46
2.1.3. Відновлення твердим вуглецем.....	50
2.1.4. Зміна об'єму і знеміцнення залізородних матеріалів при відновленні.....	60
2.1.5. Наукові передумови відновлення заліза з розплаву.....	80
2.2. Злипання відновленого заліза і його окислення.....	85
2.2.1. Процес злипання заліза.....	85
2.2.2. Окислення відновленого заліза.....	89
2.2.3. Поведінка сірки і можливості десульфурації.....	91
3. Класифікація агрегатів і можливості інтенсифікації процесів термічної обробки залізородних матеріалів.....	97
3.1. Класифікація печей.....	97
3.2. Основи інтенсифікації термохімічних процесів обробки руд.....	100
3.3. Про методику вибору палива.....	108
4. Процеси відновлення газом руди і окатишів в шахтних печах.....	111
4.1. Процес НуL і його еволюція.....	111
4.1.1. Технологічна схема й устаткування.....	111
4.1.2. Економічний аналіз.....	122
4.1.3. Установа НуL-III на Лебединському ГЗК (Росія).....	125
4.2. Процес Midrex і його модифікації.....	131
4.2.1. Конструктивні і технологічні особливості установки Midrex.....	131
4.2.2. Досвід використання установок Midrex в Росії на Оскольському електрометалургійному комбінаті (ОЕМК)....	141
4.3. Процес Danagex.....	145
4.3.1. Основи процесу.....	145

4.3.2. Перспективи промислового освоєння процесу Danagex.....	151
5. Безкоксва металургія виробництва рідкого чавуну в печах Corex і перспективи українського шахтно-горнового агрегату (ШГА).....	154
5.1. Безкоксва доменна піч Д.К.Чернова.....	154
5.2. Процес Corex і його реалізація в промисловому масштабі.....	160
5.2.1. Опис процесу і установки.....	160
5.2.2. Досвід експлуатації установки Corex.....	168
5.2.2.1. Підготовка сировини для установки Corex.....	169
5.2.2.2. Вимоги до якості сировини.....	170
5.2.2.3. Конструктивні особливості установки.....	171
5.2.2.4. Технологія плавки залізовмісної сировини на установці Corex.....	174
5.2.2.5. Особливості експлуатації установки Corex і технологічні показники її роботи.....	175
5.2.3. Вдосконалення установки Corex.....	177
5.3. Шахтно-горновий агрегат (ШГА).....	182
5.3.1. Конструктивні рішення перебудови доменної печі у шахтно-горновий агрегат.....	182
5.3.2. Принцип дії ШГА.....	187
5.3.3. Основні технологічні показники ШГА.....	189
6. Безкоксва металургія заліза з використанням неокускованої дрібної руди і вугілля.....	194
6.1. Процес Hismelt.....	194
6.1.1. Пілотні випробування.....	194
6.1.2. Промислова установка в м. Квінані.....	196
6.1.3. Шляхи вдосконалення процесу Hismelt і його перспективи.....	201
6.2. Процес “Російська плавка” – Ромелт.....	209
6.2.1. Опис процесу.....	209
6.2.2. Переваги рідкофазних процесів відновлення.....	212
6.2.3. Економічне порівняння процесу Ромелт з іншими способами безкоксової металургії.....	215
	329

6.3. Процес Circored.....	220
7. Пряме отримання заліза в трубчастих обертових печах....	227
7.1. Кричний процес.....	227
7.2. Виробництво губчастого заліза в трубчастих обертових печах.....	228
7.2.1. Процес SL-RN.....	228
7.2.2. Промислові установки для отримання губчастого заліза в трубчастих обертових печах.....	231
8. Одержання металу в процесах, які використовують під кільцевої печі, що обертається.....	241
8.1. Передмова.....	241
8.2. Теоретичні передумови процесу.....	245
8.3. Вивчення відновлення рудно-вугільних окатишів у тонкому шарі без розплавлення металевого заліза.....	251
8.4. Технологічні процеси безкоксової металургії, які використовують кільцеві печі з подом, що обертається.....	258
9. Плазмові процеси безкоксової металургії заліза.....	269
9.1. Плазмова дуга.....	269
9.2. Плазмотрони.....	271
9.3. Плазмотрони із вихровою стабілізацією дуги.....	272
9.4. Застосування низькотемпературної плазми при прямому отриманні заліза.....	276
10. Можливості використання тепла атомного реактора для без коксової металургії.....	282
11. Газифікація палива.....	293
11.1. Загальні принципи методів газифікації твердого палива.....	293
11.2. Автотермічні процеси.....	294
11.2.1. Традиційний спосіб газифікації.....	294
11.2.2. Газогенератор з «киплячим» шаром.....	295
11.2.3. Газогенератор з аерозольним потоком палива.....	296
11.2.4. Газифікація вугілля у вихрових апаратах конструкції ІВТАН-ІЧМ.....	297
11.3. Алотермічні процеси.....	302
11.3.1. Газифікація вугілля з використанням тепла	

атомного реактора.....	302
11.3.2. Газифікація паливного пилу з використанням низькотемпературної плазми.....	303
12. Безкоксова металургія та міні-металургійні заводи.....	308
Висновок.....	319
Список літератури.....	321

Криворізький технічний університет
ВАТ «Інгулецький гірничо-збагачувальний комбінат»

ГУБІН Г.В.
ПІВЕНЬ В.О.

**СУЧАСНІ
ПРОМИСЛОВІ СПОСОБИ
БЕЗКОКСОВОЇ МЕТАЛУРГІЇ ЗАЛІЗА**

Українською мовою

Кривий Ріг, 2009

Комп'ютерний набір тексту В.С. Полонко.
Верстка тексту Неплях І.В.
Коректор Неплях І.В.
Художній редактор Неплях І.В.