

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ НАУКИ І ТЕХНОЛОГІЙ

АЛЬТЕРНАТИВНІ ПРОЦЕСИ ВИРОБНИЦТВА
ЧОРНИХ МЕТАЛІВ

Робоча програма, методичні вказівки та індивідуальні завдання для
студентів спеціальності 136 – Металургія
(магістерський рівень)

*Друкується за Планом видань навчально-методичної літератури,
затвердженим Вченою радою ІПБТ УДУНТ
Протокол № 1 від 24.01.2022*

Дніпро 2022

УДК 669.181:669.053

Альтернативні процеси виробництва чорних металів : робоча програма, методичні вказівки та індивідуальні завдання для студентів спеціальності 136 – Металургія (магістерський рівень) / уклад.: В. С. Мамешин, С. В. Журавльова, Є. В. Синегін. – Дніпро : Україн. держ. ун-т науки і технол., 2022. – 46 с.

Викладено робочу програму дисципліни «Альтернативні процеси виробництва чорних металів», наведені рекомендації до вивчення дисципліни, як при аудиторній роботі, так і при самостійній роботі студентів, надані методичні вказівки до вивчення кожного з розділів і література, що рекомендується, питання для самоконтролю, а також варіанти індивідуальних завдань, що виконують студенти в процесі вивчення дисципліни.

Призначена для студентів спеціальності 136 – Металургія.

Укладачі: В. С. Мамешин, канд. техн. наук, доц.
С. В. Журавльова, канд. техн. наук, доц.
Є. В. Синегін, канд. техн. наук, доц.

Відповідальний за випуск К. Г. Нізяєв, д-р. техн. наук, проф.

Рецензент І. В. Деревянко, канд. техн. наук, доц. (УДУНТ)

Підписано до друку 13.10.2022. Формат 60x84 1/16. Папір друк. Друк плоский. Облік.-вид. арк. 2,70. Умов. друк. арк. 2,66. Замовлення № 103.

Український державний університет науки і технологій
49010, м. Дніпро, вул. Лазаряна, 2

Редакційно-видавничий відділ УДУНТ

ЗМІСТ

1. МЕТА І ЗАВДАННЯ ВИВЧЕННЯ ДИСЦИПЛІНИ.....	4
2. РОБОЧА ПРОГРАМА ДИСЦИПЛІНИ, ТЕМИ ТА ЇХ ЗМІСТ.....	6
3. ІНДИВІДУАЛЬНІ ЗАВДАННЯ.....	14
4. ПРАКТИЧНІ РОБОТИ.....	22
ЛІТЕРАТУРА.....	40
ДОДАТОК А.....	42

1. МЕТА І ЗАВДАННЯ ВИВЧЕННЯ ДИСЦИПЛІНИ

Навчальна дисципліна «Альтернативні процеси виробництва чорних металів» входить до циклу дисциплін фахової підготовки магістрів спеціальності «Металургія» професійного спрямування (Металургія сталі (МЕ02)).

1.1. Компетентності, формування яких забезпечує навчальна дисципліна «Альтернативні процеси виробництва чорних металів»:

- прагнення до збереження навколишнього середовища;
- здатність демонструвати широке розуміння проблем якості в металургії;
- уміння обґрунтовано вибирати та контролювати параметри технологічних процесів в залежності від особливостей металургійного виробництва;
- здатність розрахувати техніко-економічні показники технологічного процесу;
- усвідомлення основних характеристик фізико-хімічних та тепло-масообмінних процесів, що відбуваються у металургійних процесах;
- уміння вибирати ефективні засоби підготовки сировини та матеріалів для подальшої переробки у металургійному виробництві;
- здатність класифікувати та вміти визначити основні характеристики промислового обладнання та устаткування таке, що є оптимальним для технологічного процесу.

1.2. Мета вивчення дисципліни

Здобути знання основ теорії та практики альтернативних процесів виробництва чорних металів, вміти застосувати здобуті знання при вивченні фахових дисциплін, написанні випускної кваліфікаційної роботи та у подальшій професійній діяльності.

1.3. Завдання вивчення дисципліни

Внаслідок вивчення дисципліни студенти повинні:

знати:

- історичні етапи розвитку та сучасний стан традиційних та альтернативних процесів виробництва чорних металів;
- принципи та методи підготовки залізної руди та відновників у альтернативних процесах виробництва чорних металів;
- термодинамічні та кінетичні особливості процесу твердофазного відновлення газами та твердими відновлювачами;
- схеми протікання відновлення оксидів заліза;
- промислові схеми процесів твердофазного відновлення, якість продукції;
- термодинамічні та кінетичні особливості процесу рідкофазного відновлення газами та твердими відновлювачами;
- промислові схеми процесів рідкофазного відновлення з отриманням вуглецевого напівпродукту;
- основні характеристики процесів прямого одержання сталі з руди;
- основні характеристики періодичних та безперервних процесів;
- характеристики проточних реакторів та їх математичні моделі;
- класифікацію безперервних сталеплавильних процесів та принципи їх роботи.

вміти:

- проводити розрахунки термодинаміки та кінетики процесів відновлення заліза з залізородних матеріалів;
- визначати умови проведення процесу відновлення зі заздалегідь підготовлених матеріалів, що забезпечить отримання заліза або вуглецевого напівпродукту, який відповідає зазначеним вимогам;
- порівнювати продуктивності агрегатів періодичної і безперервної дії;
- розраховувати продуктивність сталеплавильного агрегату на заздалегідь підготовлених матеріалах.

Дисципліна забезпечує досягнення таких програмних результатів навчання:

- розробляти технологію виробництва з урахуванням його особливостей та визначати оптимальний режим роботи обладнання за спеціалізацією;
- пояснювати процеси, що відбуваються на основних етапах металургійного виробництва, відповідно до спеціалізації;
- аналізувати і вирішувати складні інженерні проблеми в металургії;

- аналізувати енергетичну ефективність технологічних процесів та обладнання, відповідно до спеціалізації, та розробляти заходи з енергозбереження;
- обрати і обґрунтувати вихідну сировину, матеріали та напівпродукти відповідно до умов металургійного виробництва за спеціалізацією з урахуванням технологічних та інших невизначеностей;
- розрахувати витратні показники сировини, матеріалів та енергії, оцінити вплив на продуктивність агрегату та на якість кінцевого продукту за спеціалізацією вихідних параметрів з урахуванням технологічних та інших невизначеностей
- забезпечувати потрібні техніко-економічні показники при керуванні складними металургійними процесами
- знати класифікацію та основні характеристики альтернативних процесах виробництва чорних металів та їх основне технологічне обладнання

2. РОБОЧА ПРОГРАМА ДИСЦИПЛІНИ, ТЕМИ ТА ЇХ ЗМІСТ

Загальний обсяг дисципліни «Альтернативні процеси виробництва чорних металів» для студентів заочної форми навчання – 90 академічних годин. Розподіл годин за семестрами, видами занять і видами контролю представлено в таблиці 2.1

Таблиця 2.1

Розподіл навчальних годин за семестрами, видами занять і видами контролю

Семестр	Усього, годин	Види занять				Види контролю
		Аудиторні, годин	Лекції, годин	Практичні заняття, години	Самостійна робота, годин	Індивідуальне завдання
1	90	12	8	4	78	Д. залік

Робоча навчальна програма дисципліни з указівкою тем і методичних вказівок до лекційного матеріалу наведена в розділі «Зміст дисципліни».

При вивченні дисципліни «Альтернативні процеси виробництва чорних металів» планується контрольована викладачем індивідуальна робота, що передбачає:

- самостійне вивчення розділів дисципліни, що не викладаються на лекціях;
- вивчення лекційного матеріалу;
- виконання індивідуальної роботи.

Відповідно до програми студенти заочної форми навчання самостійно вивчають дисципліну відповідно до наведеної програми та виконують індивідуальне завдання, а в період екзаменаційної сесії слухають оглядові лекції, виконують практичні роботи.

Варіанти завдань наведені в даних методичних вказівках. Номер завдання, що виконується, повинен збігатися з останніми двома цифрами (шифром студента-заочника) у номері залікової книжки.

Самостійно виконана й оформлена за встановленими правилами індивідуальна робота здається в заочний деканат. Після одержання перевіреної індивідуальної роботи необхідно врахувати всі зазначені викладачем зауваження і внести необхідні виправлення, після чого, в період сесії, індивідуальна робота особисто захищається студентом на кафедрі.

Матеріал програми побудований за дидактичними принципами і кожний новий розділ базується на попередніх. Тому з метою кращого розуміння при вивченні дисципліни варто вивчати розділи програми в послідовності, викладеній нижче.

Зміст дисципліни

Лекційний матеріал (8 годин)

Тема 1. Промислові схеми процесів виробництва губчастого заліза, металізованої сировини та виробництва криці (твердофазне відновлення заліза)

Загальна класифікація процесів твердофазного відновлення. Конструкція агрегатів та технологія виробництва губчастого заліза в шахтних печах і ретортах (процеси Midrex, Віберга, Armco, Purofer, HYL I-III).

Процеси в киплячому шарі (процеси Fior, Finemet, H-IRON, Onia-Novalfer).

Процеси з обертовою трубою і обертовим подом (процеси SL/RN, Круппа, Fastmet).

Виробництво губчастого заліза в муфельних і прохідних печах (процеси із зовнішнім підведенням теплоти).

Сутність процесу виробництва криці. Галузь її використання. Існуючі технологічні схеми виробництва криці. Техніко-економічні показники процесів виробництва криці. (4 години)

Тема 2. Альтернативні промислові схеми виробництва рідкого металу (рідкофазне відновлення заліза)

Загальна класифікація процесів рідкофазного відновлення заліза. Технологія та конструкції агрегатів процесів з допалюванням СО за межами агрегату (процес Inred). Технологія та конструкції агрегатів з використанням СО для попереднього відновлення залізородних матеріалів (процес Corex, Dios, ДЕ-СІ). Технологія та конструкції агрегатів з допалюванням СО в робочому просторі агрегату (процес Hismelt, Ausiron, Romelt).

Сутність та технологічні схеми процесів прямого одержання сталі з руди (процеси КШС, Циклосталь, Worgsa, Руда-сталь). Порівняльний аналіз техніко-економічних показників основних процесів безкоксової металургії. (2 години)

Тема 3. Технологічні схеми і агрегати безперервного виробництва сталі на базі рідкого чавуну або продукту прямого отримання

Класифікація безперервних сталеплавильних процесів (БСП) та САБД. Розробки БСП в Україні та за кордоном. САБД струменевого рафінування. Подово-жолобні процеси. САБД конверторного (емульсійного) типу. Конструкції агрегатів і особливості рафінування в одно- та багатостадійних агрегатах. Техніко-економічні показники процесів. (2 години)

Теми для самостійної роботи (78 годин)

2.1 Аналіз сучасного металургійного виробництва

Вивчаються питання сучасного стану та структури металургійної галузі.

Розглядаються основні принципи двостадійної схеми виробництва сталі.

Особливу увагу привернути на переваги та недоліки сучасного доменного, конверторного, мартенівського та електросталеплавильного виробництв та ознайомитись з техніко-економічними показниками цих процесів.

[1, с. 25-28; 2, с. 24-25, 230-231; 3, с. 154-160, 438-443; 4, с. 27-32, 119-125, 151-164, 193-196; 5, с. 5-9; 6, с.757-767; 7, с.172-177, 400-405, 471-472].

2.2. Характеристика альтернативних процесів виробництва металів та підготовка палива, відновників і руди в безкоксовій металургії

Вивчаються основні причини виникнення та розвитку альтернативних процесів виробництва чорних металів.

Розглядається класифікація процесів безкоксової металургії та загальна характеристика продукції.

Необхідно ознайомитися з методами підготовки залізородних матеріалів до плавки у процесах безкоксової металургії.

Окремо вивчаються схеми підготовки твердого, рідкого та газоподібного палива та відновників.

[4, с. 125-127; 5, с. 10-12; 7, с. 177-180; 8, с. 9-39; 9, с. 6-24, 151-178; 10, с. 193-235; 11, с. 6-38; 12, с. 7-13, 45-56; 13, с. 9-15; 14, с. 13-22, 60-62; 15, с. 5-9; 155-188, 365-367].

2.3. Теоретичні основи твердофазного відновлення чорних металів

Розглядаються можливі схеми твердофазного відновлення чорних металів та їх фізико-хімічні особливості.

Необхідно ознайомитися з основними термодинамічними та кінетичними особливостями реакцій, що характерні для твердофазного відновлення.

Пріоритетну увагу приділити особливостям протікання процесу відновлення заліза монооксидом вуглецю, воднем та твердим вуглецем. З'ясувати їх переваги та недоліки, область застосування.

[8, с. 39-58; 9, с. 25-108; 10, с. 62-159; 12, с. 14-45; 13, с. 15-27; 15, с. 37-56, 58-155].

2.4. Теоретичні основи рідкофазного відновлення чорних металів

Розглядаються можливі схеми рідкофазного відновлення чорних металів та їх фізико-хімічні особливості.

Необхідно ознайомитися з основними термодинамічними та кінетичними особливостями реакцій рідкофазного відновлення.

Пріоритетну увагу приділити особливостям протікання процесу відновлення оксидів заліза зі шлакового розплаву монооксидом вуглецю, воднем та твердим вуглецем. З'ясувати їх переваги та недоліки, область застосування.

[8, с. 133-143; 9, с. 261-272; 10, с. 159-167; 13, с. 120-144; 15, с. 56-58; 16, с. 146-178].

2.5. Металотермія

У цьому розділі дисципліни викладені сутність металотермічних процесів відновлення та галузь їх використання. Розглядаються їх основні термодинамічні та кінетичні особливості відновлення з використанням металів, їх основними проблемами та перспективами розвитку.

[8, с. 63-65; 17, с. 6-7].

2.6. Промислові схеми процесів виробництва губчастого заліза, металізованої сировини та виробництва криці

Технологічна схема отримання металопродукції на базі процесів твердофазного відновлення заліза.

Розглядаються загальна класифікація процесів твердофазного відновлення, конструкція агрегатів та технологія виробництва губчастого заліза.

Особливу увагу приділити вивченню технологічних основ виробництва губчастого заліза в шахтних печах, киплячому шарі, процесах з обертовою трубою.

Вивчення технології необхідно вести двома напрямками: вивчити порядок, зміст та послідовність технологічних операцій; з іншої сторони, добре уявляти собі динаміку процесу відновлення заліза та температурний режим.

Додатково треба знати структуру металошихти, склад і вимоги до неї, склад та вимоги до відновників у кожному з процесів.

Необхідно ознайомитися з техніко-економічними показниками виробництва губчастого заліза в шахтних печах, киплячому шарі, процесах з обертовою трубою, основними їх проблемами та перспективами розвитку.

Окремо розглядаються технологічні схеми процесу виробництва криці та їх основні техніко-економічні показники.

[5, с. 12-16; 7, с. 179-184; 8, с. 65-133; 9, с. 178-261; 10, с. 235-433; 11, с. 42-111; 12, с. 56-146; 13, с. 27-69, 81-99; 14, с. 35-71; 15, с. 205-356].

2.7. Альтернативні промислові схеми виробництва рідкого металу (рідкофазне відновлення заліза)

Вивчаються технологічні схеми прямого одержання рідкого металу у агрегатах на базі електропечі, обертових конверторів, подових, циклонних агрегатів та ін.

Необхідно ознайомитися з особливостями процесів рідкофазного відновлення заліза у залежності від способу використання газів, що утворюються під час відновлення.

Необхідно розглянути технологічні схеми та конструкції агрегатів рідкофазного відновлення з допалюванням СО за межами агрегату.

При вивченні цього розділу пріоритетну увагу треба приділити процесам з використанням СО для попереднього відновлення залізородних матеріалів. Розглядаються існуючі у промисловості технології та конструкції агрегатів рідкофазного відновлення з попереднього відновлення залізородних матеріалів. Вивчаються основні переваги та недоліки попереднього відновлення залізородної сировини та способи подальшого довідновлення та розплавлення з отриманням готової продукції.

Особливу увагу привернути на технології та конструкції агрегатів з допалюванням СО в робочому просторі агрегату. Розглядаються теплові й матеріальні баланси цих процесів. Вивчаються недоліки та переваги використання вугілля у якості відновника та теплоносія.

Окремо треба вивчити основні техніко-економічні показники цих процесів та знати склад і вимоги до металошихти та кінцевого продукту.

Окремо здійснюється техніко-економічне порівняння процесів одержання сталі з продуктів альтернативних процесів та класичної двостадійної схеми виробництва сталі.

[4, с. 125-134; 5, с. 16-23; 7, с. 184-187; 8, с. 143-177; 9, с. 272-292; 10, с. 433-487; 11, с. 111-179; 12, с. 146-166, 260-300; 13, с. 100-172; 14, с. 71-88; 15, с. 356-427; 16, с. 19-96; 18, с. 66-72].

2.8. Виробництво рідкого металу із застосуванням низькотемпературної плазми

У цьому розділі розглядаються методи одностадійного одержання рідкого металу з залізородних матеріалів за допомогою низькотемпературної плазми. Вивчається поняття плазми та її різновиди. Способи одержання плазми та газу, що для цього використовуються. Розглядаються принципові схеми устрою плазмотронів та способи створення плазми.

Окремо вивчаються основні групи плазмових процесів та розглядаються технологічні схеми одностадійних, відновних прямоочних та струменевих процесів із застосуванням низькотемпературної плазми.

[5, с. 23-28; 8, с. 177-221; 9, с. 292-317; 15, с. 437-457; 19, с. 31-183].

2.9. Основні характеристики періодичних і безперервних процесів та основи теорії реакторів безперервної дії

У цьому розділі вивчаються основні відмінності в організації періодичного і безперервного технологічного процесу, розглядаються переваги та недоліки при переході до безперервного сталеплавильного процесу. Здійснюється порівняння сталеплавильних агрегатів періодичної і безперервної дії по продуктивності та по якості сталі. Порівняння розливання сталі у зливки та на МБЛЗ.

Вивчаються основні математичні моделі, що використовуються для опису процесів у проточних реакторах (реактори ідеального змішування (РІЗ), реактори ідеального витіснення (РІВ), дифузійні реактори).

Особливу увагу треба привернути методом досліджень базових характеристик проточних реакторів безперервної дії (постійна реактора, час перебування, функції відгуку, розподіл за часом перебування в об'ємі реактора та на виході з реактора, ступінь перетворення речовини та ін.).

Розглядаються особливості рафінування у режимах прямого та протитоку фаз, а також при організації технологічного процесу у одноступінчастому реакторі та у каскаді реакторів.

Ґрунтуючись на набутих знаннях, треба вміти зробити аргументований вибір виду математичної моделі для здійснення безперервного сталеплавильного процесу з забезпеченням заданих характеристик як самого процесу, так і кінцевої продукції.

[20, с. 11-19; 21, с. 5-10; 23, с. 98-102; 24, с. 43-61; 25, с. 15-52].

2.10. Теоретичні і технологічні основи безперервних процесів виробництва сталі

У цьому розділі вивчаються фізико-хімічні основи безперервних процесів, при цьому розглядаються термодинамічні умови та кінетичні особливості протікання технологічних процесів у проточних реакторах безперервної дії.

Вивчається класифікація хімічних реакцій, методи визначення порядку простих і складних хімічних реакцій та вплив порядку реакції на витрату реагентів і показники процесу у проточних реакторах безперервної дії.

Розглядається вплив теплового режиму на протікання хімічних процесів у реакторах ідеального змішування та витіснення.

[3, с. 287-291; 20, с.19 -81; 21, с.10-53; 22, с. 446-458; 23, с. 33-60; 24, с. 11-28].

2.11. Технологічні схеми і агрегати безперервного виробництва сталі на базі рідкого чавуну або продукту прямого отримання

Розглядаються причини виникнення безперервних сталеплавильних процесів (БСП) та основні етапи розробки та впровадження сталеплавильних агрегатів безперервної дії (САБД) у світі. Засвоюється класифікація САБД у залежності від прийнятої технологічної схеми процесу та конструктивного оформлення агрегату.

Вивчається конструкція та схема роботи, переваги та недоліки основних типів САБД:

- струменевого рафінування;
- подово-жолобні процеси в одно- та багатостадійних агрегатах;
- конверторного (емульсійного) типу.

Окремо розглядається техніко-економічні показники БСП та проводиться економічне порівняння з двостадійними способами виробництва сталі.

[3, с. 291-301; 21, с. 53-164; 22, с. 442-446; 23, с. 21-33; 24, с. 61-142; 25, с. 106-258].

2.12. Спеціальні питання безперервних сталеплавильних процесів (БСП)

У цьому розділі аналізується вплив якості та виду шихтових матеріалів на показники САБД, вивчаються питання організації безперервної подачі і дозування реагентів і шихти у САБД.

Вивчаються способи забезпечення стабільності процесів рафінування у БСП, методи контролю та управління процесом. Розглядається сортамент металу, що виплавляється у САБД, та методи забезпечення постійності хімічного складу та температури сталі.

Окремо вивчаються питання улаштування вогнетривкої футеровки САБД та її стійкості.

[21, с. 164-176; 23, с. 67-97; 24, с. 28-43; 25, с. 52-106].

2.13. Перспективи освоєння та екологічне забезпечення альтернативних процесів чорної металургії

Аналізуються напрямки розвитку металургійного виробництва у ХХІ сторіччі та перспективи впровадження альтернативних процесів виробництва чорних металів у масовому виробництві.

Вивчаються шляхи і методи захисту навколишнього середовища від забруднень, що супроводжують виробництво первородного металу в безкоксівій металургії та сталі у БСП.

[4, с. 120-121, 182-184; 5, с. 59-74, 90-97; 7, с. 188-191, 659-660; 10 с. 310-311, 347-349, 481-483, 503-507; 11, с. 172-192; 12, с. 175-181, 227-264; 14, с. 34-35; 15, с. 9-10, 14, с. 26-37; 21, с. 176-186; 22, с. 458-467].

3. ІНДИВІДУАЛЬНІ ЗАВДАННЯ

3.1. Завдання на індивідуальну роботу

Номери варіантів та питання для індивідуальної роботи наведені в таблиці 3.1. Варіант завдання відповідає двом останнім цифрам номера залікової книжки студента-заочника.

Таблиця 3.1

Варіанти індивідуальних завдань та номери питань

Вар.	№ питання	Вар.	№ питання	Вар.	№ питання
1	2	3	4	5	6
00	1, 20, 40, 60, 80	33	14, 34, 55, 76, 97	67	8, 30, 53, 76, 99
01	2, 21, 41, 61, 81	34	15, 35, 56, 77, 98	68	9, 31, 54, 77, 100
02	3, 22, 42, 62, 82	35	16, 36, 57, 78, 99	69	10, 22, 31, 50, 81
03	4, 23, 43, 63, 83	36	17, 37, 58, 79, 100	70	11, 23, 32, 51, 82
04	5, 24, 44, 64, 84	37	20, 38, 57, 76, 95	71	12, 24, 33, 52, 83
05	6, 25, 45, 65, 85	38	19, 37, 56, 75, 94	72	13, 25, 34, 53, 84
06	7, 26, 46, 66, 86	39	18, 36, 55, 74, 93	73	14, 26, 35, 55, 85
07	8, 27, 47, 67, 87	40	1, 22, 44, 66, 88	74	15, 27, 36, 56, 86
08	9, 28, 48, 68, 88	41	2, 23, 45, 67, 89	75	16, 28, 37, 57, 87
09	10, 29, 49, 69, 89	42	3, 24, 46, 68, 90	76	17, 29, 38, 58, 88
10	11, 30, 50, 70, 90	43	4, 25, 47, 69, 91	77	18, 30, 39, 59, 89
11	12, 31, 51, 71, 91	44	5, 26, 48, 70, 92	78	19, 31, 40, 60, 90
12	13, 32, 52, 72, 92	45	6, 27, 49, 71, 93	79	20, 32, 41, 61, 91
13	14, 33, 53, 73, 93	46	7, 28, 50, 72, 94	80	5, 30, 55, 80

Продовження таблиці 3.1

1	2	3	4	5	6
14	15, 34, 54, 74, 94	47	8, 29, 51, 73, 95	81	6, 29, 54, 70, 92
15	16, 35, 55, 75, 95,	48	9, 30, 52, 74, 96	82	7, 28, 53, 69, 91
16	17, 36, 56, 76, 96	49	10, 31, 53, 75, 97	83	8, 27, 52, 68, 90
17	18, 37, 57, 77, 97	50	11, 32, 54, 76, 98	84	9, 26, 51, 67, 89
18	19, 38, 58, 78, 98	51	12, 33, 55, 77, 99	85	10, 25, 50, 66, 88
19	20, 39, 59, 79, 99	52	13, 34, 56, 78, 100	86	11, 24, 49, 65, 87
20	1, 21, 42, 63, 84	53	14, 35, 57, 79, 87	87	12, 23, 48, 64, 86
21	2, 22, 43, 64, 85	54	15, 36, 58, 80, 86	88	13, 22, 47, 63, 85
22	3, 23, 44, 65, 86	55	16, 37, 59, 65, 81	89	14, 21, 46, 62, 84
23	4, 24, 45, 66, 87	56	17, 27, 49, 55, 71	90	15, 20, 45, 61, 83
24	5, 25, 46, 67, 88	57	18, 32, 44, 50, 66	91	16, 30, 40, 60, 82
25	6, 26, 47, 68, 89	58	19, 30, 42, 48, 64	92	17, 31, 41, 61, 83
26	7, 27, 48, 69, 90	59	20, 35, 50, 65, 80	93	18, 33, 42, 62, 84
27	8, 28, 49, 70, 91	60	1, 23, 46, 69, 92	94	19, 34, 43, 63, 85
28	9, 29, 50, 71, 92	61	2, 24, 47, 70, 93	95	20, 36, 44, 64, 86
29	10, 30, 51, 72, 93	62	3, 25, 48, 71, 94	96	21, 37, 45, 65, 87
30	11, 31, 52, 73, 94	63	4, 26, 49, 72, 95	97	22, 38, 46, 66, 88
31	12, 32, 53, 74, 95	64	4, 27, 50, 73, 96	98	23, 39, 47, 67, 89
32	13, 33, 54, 75, 96	65	6, 28, 51, 74, 97	99	24, 40, 50, 70, 90
		66	7, 29, 52, 75, 98		

При відповіді на запитання необхідно наводити нумерацію питань таку, яка була в завданні.

Обсяг індивідуальної роботи має складати не менше 20 сторінок рукописного або 15 сторінок комп'ютерного тексту. Якщо індивідуальна робота виконується за допомогою ПЕОМ, текст має бути надруковано шрифтом Times New Romans 14 розміру з інтервалом 1,5, нумерація рисунків, наведених у роботі, має бути наскрізною.

Виконане індивідуальне завдання містить титульну сторінку, зміст, саме завдання та перелік використаних літературних джерел, нумерація яких є наскрізною.

3.2. Перелік питань для індивідуального завдання

1. Принципова схема «класичної» технології виробництва сталі.
2. Коротка характеристика сучасного доменного процесу, його основні переваги й недоліки.
3. Коротка характеристика сучасного сталеплавильного процесу (конверторного та електросталеплавильного), його основні переваги й недоліки.
4. Принципова альтернативна технологічна схема виробництва сталі.
5. Класифікація процесів безкоксової металургії.
6. Характеристики залізорудної сировини процесів безкоксової металургії, вимоги до неї
7. Методи підготовки залізорудної сировини, процесів безкоксової металургії.
8. Основні різновиди палива та відновлювачів, що використовуються в процесах безкоксової металургії та вимоги до них.
9. Методи підготовки твердого палива та відновлювачів, їх техніко-економічні показники.
10. Методи підготовки газоподібного палива та відновлювачів, їх техніко-економічні показники.
11. Методи підготовки рідкого палива та відновлювачей, їх техніко-економічні показники.
12. Твердофазне відновлення чорних металів та його фізико-хімічні особливості.
13. Кінетичні особливості твердофазного відновлення чорних металів.
14. Особливості твердофазного відновлення заліза монооксидом вуглецю.
15. Особливості твердофазного відновлення заліза воднем.
16. Особливості твердофазного відновлення заліза твердим вуглецем.
17. Порівняння відновної здатності CO і H₂ при твердофазному відновленні.

18. Адсорбційно-автокаталітичний механізм твердофазного відновлення заліза.
19. Схема відновлення заліза за схемою послідовних перетворень Байкова.
20. Сутність металотермічних процесів відновлення та галузь їх використання.
21. Фізико-хімічні та кінетичні особливості відновлення з використанням металів.
22. Рідкофазне відновлення чорних металів та його фізико-хімічні особливості.
23. Кінетичні особливості рідкофазного відновлення чорних металів.
24. Особливості рідкофазного відновлення заліза монооксидом вуглецю.
25. Особливості рідкофазного відновлення заліза воднем.
26. Особливості рідкофазного відновлення заліза твердим вуглецем.
27. Порівняння відновної здатності CO, H₂ та твердого вуглецю при рідкофазному відновленні.
28. Сучасний стан процесів твердофазного відновлення та їх розповсюдження у світі.
29. Класифікація процесів твердофазного відновлення.
30. Вимоги до сировини та відновлювачів у шахтних процесах твердофазного відновлення.
31. Загальна конструкція агрегатів та принцип роботи шахтних процесів твердофазного відновлення.
32. Властивості продукції основних шахтних процесів твердофазного відновлення та порівняння їх техніко-економічних показників.
33. Вимоги до сировини та відновлювачів в періодично працюючих ретортах твердофазного відновлення губчастого заліза.
34. Загальна конструкція та принцип роботи періодично працюючих реторт твердофазного відновлення губчастого заліза.
35. Загальна характеристика продукції періодично працюючих реторт твердофазного відновлення губчастого заліза.
36. Техніко-економічні показники періодично працюючих реторт твердофазного відновлення губчастого заліза.
37. Вимоги до сировини та відновлювачів у процесах твердофазного відновлення з «киплячим» шаром.

38. Загальна конструкція та принцип роботи агрегатів твердофазного відновлення з «киплячим» шаром.
39. Загальна характеристика продукції агрегатів твердофазного відновлення з «киплячим» шаром.
40. Техніко-економічні показники агрегатів твердофазного відновлення з «киплячим» шаром.
41. Вимоги до сировини та відновлювачів у процесах відновлення губчастого заліза в агрегатах з обертовою трубою й обертовим подом.
42. Загальна конструкція та принцип роботи агрегатів твердофазного відновлення губчастого заліза в агрегатах з обертовою трубою й обертовим подом.
43. Загальна характеристика продукції агрегатів твердофазного відновлення з обертовою трубою й обертовим подом.
44. Техніко-економічні показники агрегатів твердофазного відновлення з обертовою трубою й обертовим подом.
45. Загальна конструкція та принцип роботи агрегатів твердофазного відновлення муфельних і прохідних печей
46. Загальна конструкція та принцип роботи агрегатів для виробництва криці.
47. Основні характеристики криці та техніко-економічні показники процесу виробництва криці.
48. Використання продукції твердофазного відновлення у сталеплавильному виробництві. Переваги та недоліки.
49. Сучасний стан процесів рідкофазного відновлення та їх розповсюдження у світі.
50. Класифікація процесів рідкофазного відновлення.
51. Технологічні схеми прямого одержання рідкого металу в агрегатах на базі електропечі.
52. Властивості продукції агрегатів рідкофазного відновлення на базі електропечі та порівняння техніко-економічних показників цих процесів.
53. Конструкція агрегату та технологічна схема прямого одержання рідкого металу у обертовому конверторі.
54. Техніко-економічні показники одержання рідкого металу в обертовому конверторі.

55. Конструкція агрегату та технологічна схема прямого одержання рідкого металу з залізовугільних обкотишів у подовому агрегаті.
56. Техніко-економічні показники одержання рідкого металу у подовому агрегаті.
57. Технологічні схеми прямого одержання рідкого металу у циклонних агрегатах.
58. Техніко-економічні показники одержання рідкого металу у циклонних агрегатах.
59. Вимоги до сировини та відновлювачів у процесах рідкофазного відновлення з допалюванням СО за межами агрегату.
60. Загальна конструкція та принцип роботи агрегатів рідкофазного відновлення з допалюванням СО за межами агрегату для виробництва електроструму.
61. Характеристика продукції та техніко-економічні показники агрегатів рідкофазного відновлення з допалюванням СО за межами агрегату.
62. Вимоги до сировини та відновлювачів в процесах рідкофазного відновлення з використанням СО для попереднього відновлення залізорудних матеріалів.
63. Загальна конструкція та принцип роботи агрегатів рідкофазного відновлення з використанням СО для попереднього відновлення залізорудних матеріалів.
64. Характеристика продукції та техніко-економічні показники агрегатів рідкофазного відновлення з використанням СО для попереднього відновлення залізорудних матеріалів.
65. Вимоги до сировини та відновлювачів у процесах рідкофазного відновлення з допалюванням СО в робочому просторі агрегату.
66. Загальна конструкція та принцип роботи агрегатів рідкофазного відновлення з допалюванням СО в робочому просторі агрегату.
67. Характеристика продукції та техніко-економічні показники агрегатів рідкофазного відновлення з допалюванням СО в робочому просторі агрегату.
68. Використання продукції рідкофазного відновлення у сталеплавильному виробництві. Переваги та недоліки.

69. Низькотемпературна плазма та газы, що використовуються для її отримання. Способи створення плазми та принципові схеми устрою плазмотронів.

70. Загальна конструкція та принцип роботи одностадійних відновних прямоточних та струменевих процесів із застосуванням низькотемпературної плазми.

71. Основні відмінності в організації періодичного і безперервного технологічного процесу, переваги та недоліки при переході до безперервного сталеплавильного процесу.

72. Математична модель, що використовується для опису процесів у реакторі ідеального змішування (РІЗ).

73. Математична модель, що використовується для опису процесів у реакторі ідеального витіснення (РІВ).

74. Математична модель, що використовується для опису процесів у дифузійному реакторі.

75. Базові характеристики проточних реакторів безперервної дії (постійна реактора, час перебування, функції відгуку, розподіл за часом перебування в об'ємі реактора та на виході з реактора, ступінь перетворення речовини та ін.).

76. Особливості рафінування у режимах прямотоку та протитоку фаз у одноступінчастому реакторі та каскаді реакторів.

77. Термодинамічні умови та кінетичні особливості протікання технологічних процесів у проточних реакторах безперервної дії.

78. Класифікація хімічних реакцій та методи визначення порядку простих та складних хімічних реакцій.

79. Вплив порядку реакції на витрату реагентів та показники процесу у проточних реакторах безперервної дії.

80. Вплив теплового режиму на протікання хімічних процесів у реакторах ідеального змішування та витіснення.

81. Причини виникнення безперервних сталеплавильних процесів, основні етапи їх розробки та впровадження у світі.

82. Класифікація безперервних сталеплавильних процесів у залежності від прийнятої технологічної схеми процесу та конструктивного оформлення агрегату.

83. Загальна конструкція та принцип роботи агрегатів струменевого рафінування.
84. Характеристика продукції та техніко-економічні показники агрегатів струменевого рафінування.
85. Конструкція та принцип роботи одностадійних подово-жолобних агрегатів.
86. Характеристика продукції та техніко-економічні показники одностадійних подово-жолобних агрегатів.
87. Конструкція та принцип роботи багатастадійних подово-жолобних агрегатів.
88. Характеристика продукції та техніко-економічні показники багатастадійних подово-жолобних агрегатів.
89. Конструкція та принцип роботи агрегатів конверторного (емульсійного) типу.
90. Характеристика продукції та техніко-економічні показники роботи агрегатів конверторного (емульсійного) типу.
91. Вплив якості та виду шихтових матеріалів на показники сталеплавильних агрегатів безперервної дії.
92. Організація безперервної подачі та дозування реагентів і шихти у сталеплавильних агрегатах безперервної дії
93. Способи забезпечення стабільності процесів рафінування у сталеплавильних агрегатах безперервної дії, методи контролю та управління процесом.
94. Сортамент металу, що виплавляється у сталеплавильних агрегатах безперервної дії, та методи забезпечення постійності хімічного складу та температури сталі
95. Різновиди вогнетривів, що використовуються для футерівки сталеплавильних агрегатах безперервної дії, та їх стійкість.
96. Порівняння техніко-економічних показників виробництва сталі класичним та безперервним способом.
97. Перспективи впровадження твердофазних процесів отримання чорних металів у масове виробництво.
98. Перспективи впровадження рідкофазних процесів отримання чорних металів у масове виробництво.

99. Перспективи впровадження безперервних процесів отримання сталі у масове виробництво.

100. Шляхи і методи захисту навколишнього середовища від забруднень, що супроводжують виробництво первородного металу в безкоксівій металургії та сталі у сталеплавильних агрегатах безперервної дії.

4. ПРАКТИЧНІ РОБОТИ

Практична робота №1

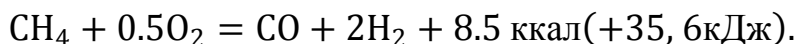
ОТРИМАННЯ ВІДНОВНОГО ГАЗУ КИСНЕВОЮ КОНВЕРСИЄЮ ГАЗОПОДІБНОГО ПАЛИВА

Вступ

Основним видом газоподібного палива для виробництва відновного газу є природний газ.

У процесі конверсії відбувається часткове окислення метану, що є основним компонентом газоподібного палива, з утворенням водню і окислу вуглецю. В якості окисників застосовується технічний кисень.

Реакція конверсії метану з вказівкою її теплоти може бути виражена рівнянням:



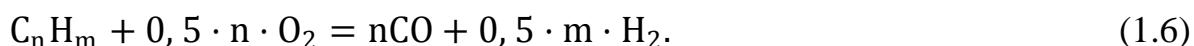
Киснева конверсія природного газу

Процес конверсії природного газу киснем являє собою неповне його горіння у вільному об'ємі у відсутності каталізатора, що супроводжується виділенням тепла.

У першому наближенні конверсію компонентів природного газу, що містять вуглець, можна виразити реакціями:



чи в загальному вигляді



Хід приведених реакцій у відсутність каталізатора забезпечується температурою горіння, що дорівнює 1350–1450 °С. Для автотермічного протікання процесу конверсії, що забезпечує максимальний вміст (СО та Н₂) без домішки сажистого вуглецю, необхідно природний газ і кисень (повітря) підігрівати до значних температур, оскільки температурна межа такого процесу складає 1000 °С.

Автотермічне протікання процесу може бути досягнуто при нижчих температурах підігрівання у тому випадку, якщо замість стехіометричної кількості кисню (наприклад, 0,5 м³ О₂/м³ СН₄) подавати надмірне. Проте в цьому випадку відновний газ збагачується СО₂ і Н₂О, що підвищує міру його окисленості і знижує відновну здатність.

Киснева конверсія здійснюється в спеціальних пальниках або конверторах безперервної дії.

Однією з переваг процесів, що ґрунтуються на кисневій конверсії природного газу, являється можливість їх здійснення в широкому інтервалі тисків, що не позначається на якості отриманого газу. Інша перевага процесу – можливість використання сировини з високим вмістом сірки без якої-небудь попередньої його обробки, яка в інших процесах (наприклад, парова конверсія, де використовуються каталізатори) є обов'язковою.

Недолік процесу – висока вартість чистого кисню. Застосування замість кисню повітря забруднює відновний газ азотом і, у зв'язку з цим, знижує його відновний потенціал.

Для визначення матеріально-теплових показників процесу конверсії і складу конвертованого газу використовують розрахунки, що ґрунтуються на складанні матеріального і теплового балансів.

При конверсії природного газу в отриманому продукті завжди є залишкова кількість метану (до 1%). Тому приймаємо, що в початковій суміші міститься $(1 + n_{\text{CH}_4})$ молів метану, з яких 1 моль завжди повністю реагує, а n_{CH_4} відповідає числу молів метану в продуктах конверсії.

Число молів СО, що утворюється в результаті конверсії, можна визначити за рівнянням:

$$n_{\text{CO}} = \sum C_1 - n_{\text{CO}_2}, \quad (1.7)$$

де n_{CO_2} – число молів СО₂ в продуктах конверсії;

$\sum C_1$ – кількість грам-атомів вуглецю в 1 молі природного газу заданого складу.

$$\sum C_1 = \text{CH}_4 + 2\text{C}_2\text{H}_6 + 3\text{C}_3\text{H}_8 + 4\text{C}_4\text{H}_{10} + 5\text{C}_5\text{H}_{12} \quad (1.8)$$

де $\text{CH}_4 \dots \text{C}_5\text{H}_{12}$ – вміст цього вуглеводню в природному газі, част. од.

Число молів водяної пари в продуктах конверсії можна розрахувати за рівнянням:

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{\sum \text{H}_2 \cdot K \cdot n_{\text{CO}_2}}{\sum C_1 + n_{\text{CO}_2}}, \quad (1.9)$$

де $\sum \text{H}_2$ – сума молів водню в 1 молі природного газу заданого складу.

$$\sum \text{H}_2 = 2\text{CH}_4 + 3\text{C}_2\text{H}_6 + 4\text{C}_3\text{H}_8 + 5\text{C}_4\text{H}_{10} + 6\text{C}_5\text{H}_{12}, \quad (1.10)$$

де $\text{CH}_4 \dots \text{C}_5\text{H}_{12}$ – вміст цього вуглеводню в природному газі, част. од.,

K – константа рівноваги реакції $\text{H}_2 + \text{CO}_2 = \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$ при заданій температурі.

Температура, °К	1200	1300	1400	1500	1600	1700	1800
K	1, 436	1, 839	2, 269	2, 698	3, 007	3, 400	3, 786

C – коефіцієнт;

$$C = K - 1. \quad (1.11)$$

Число молів водню в конвертованому газі обчислюється за рівнянням:

$$n_{\text{H}_2} = \sum \text{H}_2 - n_{\text{H}_2\text{O}} \quad (1.12)$$

Тоді рівноважне значення числа молів кисню, що вимагається для автотермічної конверсії природного газу заданого складу при заданій температурі, складе:

$$n_{\text{O}_2} = 0.5 \cdot (\sum C_1 + n_{\text{CO}_2} + n_{\text{H}_2\text{O}}) - n'_{\text{O}_2}. \quad (1.13)$$

де n'_{O_2} – число молів зв'язаного кисню в 1 молі природного газу (обчислюється у тому випадку, якщо природний газ містять CO_2 і CO , для наших умов $n'_{\text{O}_2} = 0$).

Рівняння теплового балансу реактора для кисневої конверсії природного газу має вигляд:

$$n_{\text{O}_2} \cdot H_{\text{O}_2, T_H} + (1 + n_{\text{CH}_4}) \cdot H_{\text{п.г.}, T_H} = (1 - n_{\text{CO}_2}) \cdot H_{\text{CO}, T_p} + (2 - n_{\text{H}_4\text{O}}) \cdot H_{\text{H}_2, T_p} + n_{\text{H}_2\text{O}} \cdot H_{\text{H}_2\text{O}, T_p} + n_{\text{CO}_2} \cdot H_{\text{CO}_2, T_p} + n_{\text{CH}_4} \cdot H_{\text{CH}_4, T_p} + Q. \quad (1.14)$$

Використовуючи рівняння (1.7), (1.9), (1.12), (1.13) в (1.14) після ряду перетворень, отримуємо:

$$A \cdot n_{\text{CO}_2} + \frac{B \cdot n_{\text{CO}_2}}{\sum C_1 + C \cdot n_{\text{CO}_2}} - D = 0. \quad (1.15)$$

Рішення цього рівняння має вигляд:

$$n_{\text{CO}_2} = \frac{1}{2 \cdot A \cdot C} \left[(C \cdot D - \sum C_1 \cdot A - B) \pm \sqrt{(C \cdot D - \sum C_1 \cdot A - B)^2 + 4 \cdot \sum C_1 \cdot A \cdot C \cdot D} \right] \quad (1.16)$$

Значення знака «+» або «-» вибирається таким чином, щоб отримати n_{CO_2} з позитивним знаком.

Значення коефіцієнтів A , B і D у разі конверсії природного газу технічним киснем обчислюються за рівняннями:

$$A = H_{\text{CO}_2, T_p} - H_{\text{CO}, T_p} - 0,5 \cdot \left[H_{\text{O}_2, T_h} - \frac{\gamma}{\beta} \cdot (H_{\text{N}_2, T_p} - H_{\text{N}_2, T_h}) - \frac{\delta}{\beta} \cdot (H_{\text{Ar}, T_p} - H_{\text{Ar}, T_h}) \right] \quad (1.17)$$

$$B = \sum H_2 \cdot K \cdot \left\{ H_{\text{H}_2\text{O}, T_p} - H_{\text{H}_2, T_p} - 0,5 \cdot \left[H_{\text{O}_2, T_h} - \frac{\gamma}{\beta} \cdot (H_{\text{N}_2, T_p} - H_{\text{N}_2, T_h}) - \frac{\delta}{\beta} \cdot (H_{\text{Ar}, T_p} - H_{\text{Ar}, T_h}) \right] \right\} \quad (1.18)$$

$$D = H_{\text{п.г.}, T_h} - n_{\text{CH}_4} \cdot (H_{\text{CH}_4, T_p} - H_{\text{CH}_4, T_h}) + 0,5 \cdot \sum C_1 \times \\ \times \left[H_{\text{O}_2, T_h} - \frac{\gamma}{\beta} \cdot (H_{\text{N}_2, T_p} - H_{\text{N}_2, T_h}) - \frac{\delta}{\beta} \cdot (H_{\text{Ar}, T_p} - H_{\text{Ar}, T_h}) \right] - \\ - \sum C_1 \cdot H_{\text{CO}, T_p} - \sum H_2 \cdot H_{\text{H}_2, T_p} - n_{\text{N}_2\text{п.г.}} \cdot H_{\text{N}_2, T_p} - Q. \quad (1.19)$$

де β , γ і δ – вміст відповідно до O_2 , N_2 і Ar в технічному кисні, частки од.; Q – втрати тепла, ккал на 1 моль природного газу; H_{CO, T_p} , H_{H_2, T_p} , H_{CO_2, T_p} і так далі – ентальпія відповідних компонентів природного газу і технічного кисню при заданій температурі реакції (T_p , K); H_{CO, T_h} , H_{H_2, T_h} , H_{CO_2, T_h} і так далі – ентальпія відповідних компонентів природного газу і технічного кисню при початковій температурі нагріву (T_h , K).

Значення ентальпій різних компонентів для температур T_p і T_h визначаються з таблиці (додаток А, табл. Д.А.1).

Ентальпія природного газу заданого вмісту ($H_{\text{п.г.}}$) складається з ентальпій його компонентів.

Наприклад:

$$H_{\text{п.г.}, T_h} = H_{\text{CH}_4, T_h} \cdot \text{CH}_4 + H_{\text{C}_2\text{H}_6, T_h} \cdot \text{C}_2\text{H}_6 + H_{\text{C}_3\text{H}_8, T_h} \cdot \text{C}_3\text{H}_8 + H_{\text{C}_4\text{H}_{10}, T_h} \cdot \\ \text{C}_4\text{H}_{10} + H_{\text{N}_2, T_h} \cdot \text{N}_2 \quad (1.23)$$

де CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , N_2 – вміст відповідних компонентів в природному газі, частки од.

Обчисливши значення n_{CO} , n_{CO_2} , n_{H_2O} , n_{H_2} і n_{O_2} за рівняннями відповідно (1.16), (1.7), (1.9), (1.12), (1.13), далі визначається число молі – азоту і аргону в продуктах конверсії:

$$n_{N_2} = \frac{\gamma}{\beta} n_{O_2} + n_{N_2, \text{п.г.}} \quad (1.24)$$

де $n_{N_2, \text{п.г.}}$ – вміст азоту в природному газі, част. од

$$n_{Ar} = \frac{\delta}{\beta} n_{O_2} \quad (1.25)$$

Тоді, сумарне число молів конвертованого газу, що утворився з молів природного газу, визначається з рівняння:

$$\sum n_i = n_{CO} + n_{CO_2} + n_{H_2O} + n_{H_2} + n_{CH_4} + n_{N_2} + n_{Ar} \quad (1.26)$$

Після цього розраховується склад вологого і сухого конвертованого газу :

Компоненти	Вологий газ		Сухий газ	
	Молі	%	Молі	%
CO ₂	n_{CO_2}		n_{CO_2}	
CO	n_{CO}		n_{CO}	
H ₂	n_{H_2}		n_{H_2}	
CH ₄	n_{CH_4}		n_{CH_4}	
N ₂	n_{N_2}		n_{N_2}	
Ar	n_{Ar}		n_{Ar}	
H ₂ O	n_{H_2O}		-	
Всього	$\sum n_i$		$\sum n_i$	

Витрата природного газу і технічного кисню для отримання 1000 м³ відновного газу визначається за рівняннями:

$$\text{П.Г.} = \frac{1000 \cdot (1 + n_{CH_4})}{n_{CO} + n_{H_2}}, \text{ м}^3 \quad (1.27)$$

$$O_2 = \frac{\text{П.Г.} \cdot n_{O_2}}{(1 + n_{CH_4})}, \text{ м}^3 \quad (1.28)$$

Початкові дані для розрахунків наведені в додатку А (табл. Д.А.2).

1.2. Розрахунок продуктивності установки твердофазного відновлення

Розрахунок ведеться на підставі даних про вміст залізородного матеріалу, готового продукту і відомостей про відновну роботу газу в печі. При відновленні 1 кг Fe з Fe₂O₃ віднімається кисню ($Fe_2O_3 = 2Fe + \frac{3}{2}O_2$)

$$\frac{22,4 \cdot 3/2}{112} = 0,3 \text{ м}^3/\text{кг Fe} . \quad (1.29)$$

При відомому вмісті CO і H₂ (у долях одиниці) в газі і ступеню їх використання η_{CO} і η_{H₂} 1 м³ відновного газу віднімає кисню 0,5 · (CO · η_{CO} + H₂ · η_{H₂}) м³ O/м³ газу.

Тоді для відновлення 1 кг Fe з Fe₂O₃ знадобиться газу (м³/кг Fe₂O₃)

$$V_{\Gamma}^{\text{Fe}_2\text{O}_3} = \frac{0,3}{0,5 \cdot (\text{CO} \cdot \eta_{\text{CO}} + \text{H}_2 \cdot \eta_{\text{H}_2})} = \frac{0,6}{A}, \quad (1.30)$$

де A – кількість CO і H₂ газу, використаних на відновлення, що дорівнює CO · η_{CO} + H₂ · η_{H₂}.

Аналогічно знаходимо кількість газу, яка потрібна на відновлення заліза з FeO.

При відновленні 1 кг Fe з FeO (FeO = Fe + 0.5 · O₂) треба відняти кисню

$$\frac{22,4 \cdot 0,5}{56} = 0,2 \text{ м}^3/\text{кг Fe}. \quad (1.31)$$

Для цього знадобиться відновного газу (м³/кг FeO)

$$V_{\Gamma}^{\text{FeO}} = \frac{0,2}{0,5 \cdot (\text{CO} \cdot \eta_{\text{CO}} + \text{H}_2 \cdot \eta_{\text{H}_2})} = \frac{0,4}{A}. \quad (1.32)$$

При спільному використанні заліза з FeO й Fe₂O₃ потрібно газу:

$$\begin{aligned} V_{\Gamma} &= \frac{1}{A} \cdot \frac{0,6 \cdot \text{Fe}_{\text{Fe}_2\text{O}_3} + 0,4 \cdot \text{Fe}_{\text{FeO}}}{\text{Fe}_{\text{Fe}_2\text{O}_3} + \text{Fe}_{\text{FeO}}} = \frac{1}{A} \cdot \frac{0,6 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} \cdot 112/160 + 0,4 \cdot \text{FeO}^{\text{III}} \cdot 56/72}{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} \cdot 112/160 + \text{FeO}^{\text{III}} \cdot 56/72} = \\ &= \frac{0,6}{A} \cdot \frac{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 0,741 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}}{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 1,111 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}} = \frac{0,6}{A} \cdot B; \end{aligned} \quad (1.33)$$

$$B = \frac{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 0,741 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}}{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 1,111 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}}, \quad (1.34)$$

де Fe₂O₃^{III}, FeO^{III} – вміст Fe₂O₃^{III} і FeO^{III} в шихті, %.

З урахуванням окислення металізованого продукту кількість відновного газу складе

$$V_{\Gamma} = \frac{0,6}{A} \cdot (B - C) \cdot \text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}}, \quad (1.35)$$

де C – поправка на окислення металізованого продукту, що дорівнює $0,52 \cdot \frac{\text{FeO}^{\text{M}}}{\text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}}}$; де Fe_{заг}^M і FeO^M вміст загального заліза і FeO в металізованому продукті, %.

$$\text{Тоді } V_{\Gamma} = \frac{0,6}{\text{CO} \cdot \eta_{\text{CO}} + \text{H}_2 \cdot \eta_{\text{H}_2}} \cdot \left(\frac{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 0,741 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}}{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 1,111 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}} - 0,52 \cdot \frac{\text{FeO}^{\text{M}}}{\text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}}} \right) \cdot \text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}}. \quad (1.36)$$

Знаючи годинну витрату відновного газу, можна визначити продуктивність установки по металізованому продукту:

$$P = \frac{Q_{\Gamma}}{V_{\Gamma}} = \frac{Q_{\Gamma} \cdot (\text{CO} \cdot \eta_{\text{CO}} + \text{H}_2 \cdot \eta_{\text{H}_2})}{0,01 \cdot \text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}} \cdot 0,6 \cdot \left(\frac{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 0,741 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}}{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 1,111 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}} - 0,52 \cdot \frac{\text{FeO}^{\text{M}}}{\text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}}} \right)}, \quad (1.37)$$

де Q_{Γ} – витрата відновного газу, $\text{м}^3/\text{година}$; CO і H_2 – вміст відповідних газів у відновному газі, часток од.

Початкові дані для розрахунків – в додатку А (табл. Д.А.3).

Вмістом відновного газу задаємося відповідно до даних про вміст відновного газу, що отриманий при кисневій конверсії.

Практична робота № 2

РОЗРАХУНОК ПРОТОЧНИХ РЕАКТОРІВ ІДЕАЛЬНОГО ЗМІЩЕННЯ (РІЗ)

Вступ

Відмінність періодичних і безперервних процесів полягає в тому, що при обробці речовини в агрегат безперервної дії постійно вводять початкові матеріали і видаляють з нього готові продукти, тоді як в умовах періодичної плавки усі реагенти або основні з них вводять в агрегат на початку процесу і видаляють після його завершення. Отже, основна відмінність періодичних і безперервних процесів пов'язана з характером розподілу окремих макрооб'ємів матеріалу за часом обробки. Тут необхідно відмітити два важливі моменти: а) розподіл за часом перебування продукту в об'ємі агрегату; б) розподіл за часом продукту, що видаляється з реактора безперервної дії.

У реакторі періодичної дії уся маса матеріалу, що обробляється у будь-який момент процесу, знаходиться зазвичай, однаковий час як по ходу рафінування, так і у момент видачі готового продукту. У об'ємі проточного реактора безперервної дії у будь-який момент часу є матеріали, що знаходяться на різній стадії обробки: матеріали, що поступають, і матеріали, що перебувають в агрегаті впродовж досить великого проміжку часу. Тому можна розглядати середній час перебування речовин в об'ємі реактора або статистичний їх розподіл за часом перебування в реакторі. Статистичний розподіл за часом перебування визначається гідродинамічною обстановкою в об'ємі реактора (величиною і характером потоків і їх структурою). У більшості випадків це гідродинамічно невизначене завдання, внаслідок чого доводиться використати методи теорії імовірності.

Розподіл за часом перебування речовини, що пройшла обробку, характеризує тривалість хімічної взаємодії окремих макрооб'ємів в реакторі,

що визначає кінцевий склад продукту. У реальному реакторі на виході з нього завжди є продукти з різним часом перебування внаслідок дифузії речовини в реакційному об'ємі. Це відноситься як до фаз, що рафінуються, так і до рафінуючих фаз. Отже, рафінуюча здатність речовин може бути не повністю використана, в результаті знадобиться підвищена витрата реагентів або збільшення об'ємів реакторів.

Враховуючи невизначеність гідродинамічної обстановки в об'ємі реальних реакторів, для опису процесів в проточних агрегатах використовують математичні моделі реакторів ідеального змішення або витіснення, а також моделі неповного змішення (дифузійні).

Модель ідеального змішення припускає таке перемішування в усьому об'ємі реактора ($D = \infty$), при якому миттєво досягається рівномірний розподіл речовини. При цьому частина речовини, що вводиться, може миттєво виявитися на виході з реактора, а частина знаходиться в реакторі нескінченно довго. Для реакторів цього типу концентрація речовини на виході відповідає концентрації в об'ємі реактора.

Завдання для розрахунку:

1. Розрахувати (у тоннах) місткість проточного реактора ідеального змішення для видалення вуглецю з рідкого металу і його годинну продуктивність, який потрібний для заміни конвертора з циклом плавки τ хв., питомій інтенсивності продування i_{O_2} м³/т хв і питомою витратою кисню Q м³/т.

2. Розрахувати для реакції I-ого порядку міру перетворення речовини і можливу кінцеву концентрацію домішки при заданій початковій концентрації C_0 , %.

3. Розрахувати для реакції I-ого порядку час перебування в реакторі ідеального змішення, необхідний для отримання заданої кінцевої концентрації домішки C_k , %.

4. Розрахувати міру перетворення речовини і кінцеву концентрацію домішки для каскаду з 2 і 3 реакторів ідеального змішення відповідно до даних пункту 2 (сумарна місткість реакторів каскаду дорівнює місткості одиничного реактора).

Вихідні данні для розрахунку наведено у таблиці Д.А.4 додатку А.

Методика виконання розрахунків.

1. Час продувки

$$\tau_{\text{прод}} = \frac{Q}{i_{O_2}}, \text{ хв} \quad (2.1)$$

Годинна продуктивність конвертора

$$G_{\text{п}} = \frac{\rho \cdot V}{\tau_{\text{пл}}} = \frac{T}{\tau_{\text{пл}}}, \text{ т/год.} \quad (2.2)$$

Об'єм ванни конвертора

$$V_{\text{р, п}} = \frac{T}{\rho}, \text{ м}^3 \quad (2.3)$$

Ємність проточного реактора при тій самій продуктивності ($G_{\text{п}} = G_{\text{н}}$)

$$T_{\text{р}} = G_{\text{п}} \cdot \tau_{\text{прод}}, \text{ або } \frac{T_{\text{к}}}{\bar{\tau}_{\text{реак}}} \cdot \frac{1}{1 + \frac{T_{\text{пл}}}{\bar{\tau}_{\text{реак}}}} = \frac{T_{\text{н}}}{\bar{\tau}_{\text{реак}}};$$
$$T_{\text{н}} = T_{\text{к}} \cdot \frac{\bar{\tau}_{\text{реак}}}{\tau_{\text{пл}}} = T_{\text{к}} \cdot \frac{\tau_{\text{прод}}}{\tau_{\text{пл}}}, \text{ т} \quad (2.4)$$

Час перебування металу в РІЗ

Одна з основних характеристик будь-якого агрегату безперервної дії – середній максимальний (за відсутності газовиділення і барботажу) час перебування $\bar{\tau}_{\text{реак}}$ (постійна реактора), що визначається як відношення об'єму реактора до об'ємної витрати речовини за одиницю часу.

$$\bar{\tau}_{\text{реак}} = \tau_{\text{прод}} = \frac{Q}{i_{O_2}}, \text{ хв} \quad (2.5)$$

2. Ступінь перетворення речовини для реактора 1-ого порядку.

Однією з характеристик реактора, що визначає його техніко-економічні показники, є міра перетворення речовини, яка вказує на повноту здійснення процесу:

$$U = \frac{k \cdot \tau_{\text{пр}}}{1 + k \cdot \tau_{\text{пр}}}. \quad (2.6)$$

Можлива кінцева концентрація домішки

$$C'_{\text{к}} = C_0 \cdot (1 - U) = C_0 \cdot \left(1 - \frac{k \cdot \tau_{\text{пр}}}{1 + k \cdot \tau_{\text{пр}}}\right) = \frac{C_0}{1 + k \cdot \tau_{\text{пр}}}. \quad (2.7)$$

3. Ступінь перетворення речовини, що вимагається

$$U_{\text{вимог}} = \frac{C_0 - C'_{\text{к}}}{C_0} = 1 - \frac{C_{\text{к}}}{C_0}. \quad (2.8)$$

Необхідний час перебування для реакції першого порядку можна виразити з рівняння 2.6 у вигляді:

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{U_{\text{ВИМОГ}}}{k \cdot (1 - U_{\text{ВИМОГ}})} \quad (2.9)$$

4. Ступінь перетворення речовини та кінцева концентрація домішки для каскаду з реакторів

Міру перетворення речовини в реакторах, працюючих за типом ідеального змішення, можна збільшити при зростанні числа ланок – створенні каскаду реакторів. Для каскаду реакторів однакового об'єму, що складається з n східців, основні характеристики матимуть вигляд:

Ступінь перетворення речовини для каскаду реакторів

$$U_{\Sigma} = 1 - \frac{1}{(1 + k \cdot \tau'_{\text{пр}})^n}, \quad (2.10)$$

де n – кількість реакторів у каскаді,

$\tau'_{\text{пр}}$ – час перебування речовини у реакторі.

$$\tau'_{\text{пр}} = \frac{\tau_{\text{пр}}}{n}. \quad (2.11)$$

Кінцева концентрація домішки

$$C_k = C_0 - U \cdot C_0. \quad (2.12)$$

У продукті на виході з одноступінчастого реактора у більшій кількості містяться частки з мінімальним часом перебування, близьким до нуля, ніж частки з будь-яким іншим часом перебування. Це обумовлено тим, що кожна доля введеного матеріалу миттєво розподіляється в усьому об'ємі реактора ідеального змішення, а концентрація на виході з реактора дорівнює концентрації в його об'ємі. Такий характер розподілу несприятливий при здійсненні хіміко-технологічних процесів.

При зростанні числа східців каскаду доля часток, що піддаються обробці мінімальний час, зменшується внаслідок збільшення числа часток, тривалість знаходження яких в каскаді реакторів близька до середнього часу перебування.

У міру збільшення числа східців каскаду додатково отримуваний ефект знижується. Максимальна ефективність спостерігається при переході від одного реактора ідеального змішення до двох. При установці кожного наступного ступеня величина приросту зменшується, а величина капітальних витрат і складність управління процесом збільшується, що повинно бути враховане при розрахунках.

Результати розрахунків заносять у таблицю

	1 реактор	2 реактори	3 реактори
$T_p, \text{ т}$			
$\tau_{\text{пр}}, \text{ год}$			
U			
$C_k, \%$			

Після виконання розрахунків потрібно зробити відповідні висновки щодо доцільності заміни конверторів одиничними реакторами або каскадами.

Практична робота № 3

РОЗРАХУНОК РЕАКТОРА ІДЕАЛЬНОГО ВИТІСНЕННЯ (РІВ)

Вступ

Модель ідеального витіснення (поршневої течії) побудована на наступних допущеннях: 1) відсутність дифузійного перенесення в поздовжній течії потоку, внаслідок чого усі частки (об'єми) речовини знаходяться в реакторі однаковий час з постійною послідовністю введення і виведення; 2) дифузія речовини в поперечному напрямі потоку нескінченно велика, внаслідок чого кожен частку (об'єм) речовини можна вважати мікрореактором, що діє впродовж деякого часу.

Дифузійна модель є проміжною між першими двома: повне перемішування речовини не відбувається, проте час перебування часток неоднаковий, як і для реактора ідеального змішення. Для математичного опису процесів, що протікають в агрегатах безперервної дії, використовуються і інші моделі, зокрема, моделі комірчастого реактора, реактора ідеального змішення із застійними зонами та ін.

Завдання для розрахунку:

1. Розрахувати місткість РІВ для реакцій нульового і першого порядку.
2. Розрахувати розподіл концентрації речовин в реакторі ідеального витіснення для реакцій нульового і першого порядку відповідно до завдання 1.
3. Розрахувати необхідну місткість шлаку по домішці в режимах прямотоку і протитоку фаз при заданих C_0 та C_k .
4. Розрахувати необхідну масу шлаку в режимі прямотоку і протитоку при відомому коефіцієнті розподілу.

Методика виконання розрахунків.

1. 1. Ступінь перетворення речовини, що вимагається

$$U_{\text{вимог}} = 1 - \frac{C_K}{C_0} \quad (3.1)$$

1.2. Середній час перебування речовини в РІВ для реакції 0-ого порядку

($\bar{\vartheta}_c = k, c$)

$$\theta_0 = \frac{\Delta C}{\bar{\vartheta}_c} = \frac{C_H - C_K}{k}, c. \quad (3.2)$$

Для реакції 1-ого порядку: $\bar{\vartheta}_c = k \cdot C$ ступінь перетворення речовини складає $U = \frac{k \cdot \theta}{1 + k \cdot \theta}$ та відповідно час перебування речовини в РІВ для реакції 1-ого порядку:

$$\theta_1 = \frac{1}{k} \cdot \frac{U}{1 - U}. \quad (3.3)$$

1.3. Місткість РІВ.

Продуктивність реактора G береться з таблиці Д.А.4 додатка А.

- для реакції 0-ого порядку:

$$V_{\text{РІВ}}^0 = G \cdot \theta_0, \quad (3.4)$$

- для реакції 1-ого порядку:

$$V_{\text{РІВ}}^1 = G \cdot \theta_1. \quad (3.5)$$

2. Розподілення концентрації речовин у РІВ.

- для реакції 0-ого порядку: $C_i = C_0 - k \cdot \tau_i$; (3.6)

$$\tau_i = \frac{l_i}{L_{\text{реактор}}/\theta_0}; \quad (3.7)$$

$C_K = C_0 - k \cdot \theta_0$ – пряма лінія (3.8)

- для реакції 1-ого порядку: $C_i = C_0 \cdot \exp\left(-k \frac{\tau_i}{\theta}\right)$ (3.9)

Розраховуємо C_i у декількох точках по довжині реактора:

$$\tau = 0; C_i = C_0. \quad (3.10)$$

$$\frac{\tau_i}{\theta} = 0,25; C_i = C_0 \cdot e^{-0,25 \cdot k \cdot \frac{\tau_i}{\theta}} = 0,5; C_i = C_0 \cdot e^{-0,5 \cdot k}.$$

$$\frac{\tau_i}{\theta} = 0,75; C_i = C_0 \cdot e^{-0,75 \cdot k \cdot \frac{\tau_i}{\theta}} = 1; C_i = C_0 \cdot e^{-k}.$$

Ґрунтуючись на результатах розрахунків, будуємо графік залежності $C=f(\tau)$.

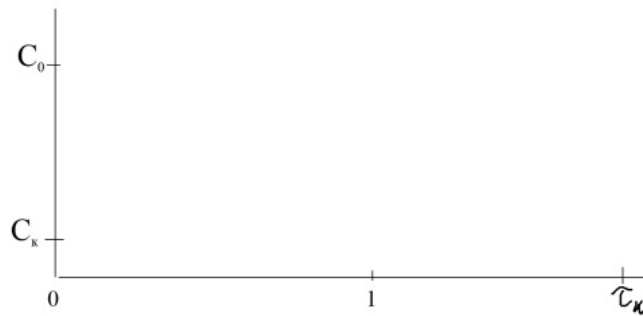


Рис. 4.1. Графік зміни концентрації речовини в часі

Час, необхідний для отримання заданого ступеня перетворення речовини U , розраховується за формулою:

$$\tau_k = -\frac{1}{k} \cdot \ln(1 - U) = -\frac{1}{k} \cdot \ln \frac{C_k}{C_0}. \quad (3.11)$$

3. Розрахунок режимів прямого та протиточного

Міра використання реагентів може бути значно підвищена при організації протитечії матеріалів. Це може при однакових витратах шлакоутворюючих забезпечити нижчий вміст в сталі сірки і фосфору (чи при однакових концентраціях шкідливих домішок істотно понизити витрату шлакоутворюючих матеріалів). При прямиоточному русі металу і шлаку, як і у разі періодичного процесу, шлак, що спускається, контактує з готовим металом, в якому спостерігається низький вміст шкідливих домішок. При протитечійному русі фаз шлак, що видаляється, взаємодіє з металом, що поступає в агрегат, який містить багато сірки і фосфору. Отже, при однакових або близьких за величиною коефіцієнтах розподілу домішок, у разі протитечійного руху фаз, шлак відносить з собою більше шкідливих домішок і в кінцевому металі вміст їх буде нижче, ніж при прямиоточному русі.

3.1. Режим прямого

$$U = \frac{L \cdot M}{1 + L \cdot M} = \frac{C_0 - C_k}{C_0}, \quad (3.12)$$

звідки ємність шлаку по домішці $(LM)'$:

$$(L \cdot M)' = \frac{U}{1 - U} = \frac{C_0 - C_k}{C_k}. \quad (3.13)$$

3.2. Режим протиточного

$$U = (L \cdot M)'' \quad (3.14)$$

4.1. Маса шлаку в режимі прямого

$$M' = \frac{(L \cdot M)'}{L}. \quad (3.15)$$

4.2. Маса шлаку в режимі протитоку

$$M'' = \frac{(L \cdot M)''}{L}. \quad (3.16)$$

5. Базуючись на результатах розрахунків, зробити висновки по роботі.

Практична робота № 4

РОЗРАХУНОК ПРОЦЕСУ У АГРЕГАТІ СТРУМИННОГО РАФІНУВАННЯ (АСР)

Вступ

В основі процесів струминного рафінування знаходиться взаємодія крапель металу з окислювальними газовою і шлаковою фазами. Особливістю цього процесу є високорозвинена поверхня контакту метал – газ, на якій протікають окислювальні процеси. Величина поверхні залежить від умов дроблення струменя металу на краплі. У загальному випадку дроблення рідини газовим потоком визначається взаємодією інерційних сил газу і протидіючих, що виникають з боку рідини сил, які залежать від її фізичних властивостей (поверхневого натягу, в'язкості, щільності). В якості основних характеристик процесу дроблення зазвичай використовують середній діаметр краплі і криві розподілу по розмірах крапель.

Мінімальний діаметр крапель, що утворюються, визначається величиною критерію Лапласа, при якому відбувається дроблення рідини.

Механізм дроблення струменя рідини газовим потоком часто розглядають як двостадійний процес, першою ланкою якого є розпад струменя на початкові об'єми розміром D_0 . Потім при взаємодії з газовим потоком відбувається подальше дроблення рідини на менші краплі.

Краплі, що утворюються, мають розміри від сотих часток міліметра до декількох міліметрів, тобто відрізняються приблизно на два порядки.

Збільшення продуктивності агрегатів струминного рафінування супроводжується зростанням діаметра струменя металу, що повинно призвести (за інших рівних умов) до збільшення середнього діаметра крапель, що утворюються.

Експериментальні дані показують, що кількість домішки, що окислюється, збільшується зі зменшенням діаметра краплі. Тому одне з основних завдань промислового освоєння агрегатів струминного рафінування – вирішення питання диспергування великих мас металу на дрібні краплі.

Відносна швидкість газу і крапель металу в агрегаті струминного рафінування після зони дроблення складає за різними даними від 5 до 15 м/с. Вже за цих умов процеси окислення крапель, особливо дрібних, протікають в основному в режимі «тотального горіння». Для ділянки зустрічі струменя металу і газового потоку характерні значно більш високі відносні швидкості. Це створює сприятливі умови для протікання процесів зовнішнього тепло- і масообміну.

В результаті «тотального горіння» крапель на їх поверхні утворюється окисна плівка, основу якої складають оксиди заліза. Вміст оксидів заліза в шлаковій оболонці крапель в загальному випадку залежить від складу чавуну, розміру крапель, температури металу і окислювального потенціалу газової фази, та може сягати 90%.

При струминному рафінуванні металу для шлакоутворення використовують пилоподібні матеріали – вапно і залізорудний концентрат, які подають в струмені газу-носія. Оптимальна температура нагріву шлакоутворюючих повинна дорівнювати або вище за температуру шлакової фази.

Нагріті частки вапна і залізорудного концентрату потрапляють в шлак. Принципово механізм розчинення цих часток в шлаці не відрізняється від відомого в сталеплавильних процесах. Проте такі особливості, як висока питома поверхня і температура часток, висока окисленість шлаці чинять позитивний вплив на кінетику їх розчинення. У зв'язку з цим процеси шлакоутворення в агрегатах струминного рафінування протікають досить інтенсивно. Час перебування в шлаці окисленої краплі металу визначається її розмірами і вмістом вуглецю.

Аналіз агрегатів струминного рафінування (АСР) з позицій реакторів безперервної дії показує, що вони мають зони з різним режимом взаємодії реагуючих середовищ. У зоні взаємодії крапель металу з окислювальним газом, мабуть, здійснюється режим, близький до ідеального витіснення. У об'ємі ванни внаслідок окислення вуглецю і виділення СО відбувається інтенсивне перемішування фаз. Найбільш вірогідним для цієї зони АСР є режим змішення. Незважаючи на відсутність прямих експериментальних даних, можна вважати, що в об'ємі ванни (як у металі, так і у шлаці) градієнти концентрації або абсолютно відсутні, або дуже малі. Враховуючи, що окислення завершується у ванні і тут же протікає шлакоутворення, слід чекати, що в цілому за своїми

характеристиками агрегати струминного рафінування відповідатимуть реакторам змішення.

Завдання для розрахунку:

1. Розрахувати середній діаметр крапель в процесі струминного рафінування на АСР.

2. Розрахувати масу кисню, засвоєного краплями за час їх перебування у факелі АСР, вважаючи, що краплі окислюються в режимі тотального горіння.

Вихідні дані для розрахунків знаходяться у таблиці Д.А.5 додатка А.

Методика виконання розрахунків.

1.1. Діаметр крапель визначається:

$$\frac{d_k}{D_0} = A \cdot \text{Lap}^{-(0,45 \dots 0,53)}, \quad (4.1)$$

де $A = 0,6 \dots 1,2$ – постійний коефіцієнт, що залежить від умов взаємодії рідини і газового потоку; Lap -число Лапласа, яке розраховується за виразом:

$$\text{Lap} = \frac{\rho_r \cdot \vartheta_r^2 \cdot d_c}{\sigma}, \quad (4.2)$$

де D_0 – діаметр струменя (початкового дробильного об'єму); ρ_r – щільність газу, кг/м^3 ; ϑ_r – швидкість газу, м/с ; d_c – лінійний розмір, м ; σ – поверхневий натяг, Н/м .

Число Лапласа можливо перетворити, виразивши параметри газу через імпульс струменя i , Н :

$$i = m\vartheta = \rho_r \frac{\pi}{4} d^2 \vartheta_r \vartheta_r = \frac{\pi}{4} \rho_r d^2 \vartheta_r^2 \approx \rho_r d^2 \vartheta_r^2. \quad (4.3)$$

m – масова витрата газу, кг/с .

$$\text{Тоді: } \text{Lap} = \frac{\rho_r \cdot \vartheta_r^2 \cdot d_c}{\sigma} \cdot \frac{d_c}{D_0} = \frac{\rho_r \cdot \vartheta_r^2 \cdot d_c^2}{\sigma \cdot D_0} = \frac{i}{\sigma \cdot D_0}. \quad (4.4)$$

1.2. Імпульс надзвукового струменя дорівнює

$$i = 511 \cdot m - 10^{-5} \cdot f_c \cdot P_{\text{атм}}, \quad (4.5)$$

де f_c – площа перетину сопла, м^2 ; $P_{\text{атм}}$ – тиск середовища, куди витікає надзвуковий струмінь, Н/м^2 .

Витрату кисню через сопло можна розрахувати при ($P_{\text{атм}} = 1 \text{ атм}$, $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$) згідно з виразом:

$$q_{\text{O}_2} = 1,05 \cdot d_c^2 \cdot P_0, \quad (4.6)$$

де q_{O_2} – витрата кисню, $\text{м}^3/\text{хв}$; d_c^2 – діаметр сопла, см ; P_0 – тиск перед соплом, атм .

З урахуванням залежностей (4.5) та (4.6) імпульс струменя можна представити у вигляді виразу:

$$i = m \cdot \left(511 - 34 \frac{P_{\text{атм}}}{P_0} \right). \quad (4.7)$$

В рівнянні (4.7) $P_{\text{атм}}$ и P_0 виражають в атмосферах.

1.3. Діаметр струменя D_0 знаходимо з продуктивності установки G .

Масова витрата чавуну:

$$M = \frac{G}{3600}, \text{ т/с}. \quad (4.8)$$

Об'ємна витрата чавуну:

$$Q_{\text{ч}} = \frac{M}{\rho_{\text{ч}}}, \quad (4.9)$$

де $\rho_{\text{ч}}$ – щільність чавуну при заданій температурі чавуну $t_{\text{ч}}$, т/м³.

Об'ємна витрата при витіканні через стакан дорівнює

$$Q_{\text{ч}} = \mu \cdot v_{\text{ч}} \frac{\pi}{4} \cdot D_0^2, \quad (4.10)$$

де μ – коефіцієнт витрати; $v_{\text{ч}}$ – швидкість струменя чавуну в перетині стакана, м/с; ($v_{\text{ч}} = \sqrt{2gH}$, де H – висота стовпа металу, м).

Тоді рівняння розрахунку масової витрати чавуну набуває вигляду:

$$Q_{\text{ч}} = \mu \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_0^2 \cdot \sqrt{2gH}. \quad (4.11)$$

З рівняння (4.11) знаходимо діаметр стакана, якому прирівнюємо діаметр струменя:

$$D_0 = \left(\frac{4 \cdot Q_{\text{ч}}}{\mu \cdot \pi \cdot \sqrt{2gH}} \right)^{0,5}, \text{ м} \quad (4.12)$$

1.4. З рівняння (4.1) з урахуванням виразів (4.3), (4.5), (4.8), довідкових даних $\rho_{\text{г}}$, $\rho_{\text{ч}}$, σ і питомої витрати газу-розпилювача розраховуємо величину d_K .

2.1. Маса кисню, що засвоєний краплями в факелі АСР з урахуванням лімітування процесу підводом окислювача (зовнішня задача), визначається:

$$I_{O_2} = \beta_{O_2} \cdot (P_{O_2} - P_{O_2}^{\text{пов}}) \cdot S_{\text{пит}} \cdot \tau, \quad (4.13)$$

де I_{O_2} – маса O_2 , що засвоєний краплями, кг O_2 /кг Ме; β_{O_2} – коефіцієнт масовіддачі, м/с; P_{O_2} , $P_{O_2}^{\text{пов}}$ – парціальний тиск кисню в об'ємі факела (заданий) та на поверхні краплі ($P_{O_2}^{\text{пов}} = 0$), кг/м³. $S_{\text{пит}}$ – питома поверхня крапель, м²/кг; τ – час знаходження крапель у факелі (заданий), с.

2.2. Приймаючи, що краплі чавуну мають сферичну форму, визначаємо питому поверхню

$$S_{\text{пит}} = \frac{6}{d_k \cdot \rho}, \text{ м}^2/\text{кг}. \quad (4.14)$$

2.3. Коефіцієнт масовіддачі визначаємо по числу Шервуда:

$$\text{Sh} = \frac{\beta \cdot d_k}{D}, \quad (4.15)$$

де D – коефіцієнт дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$.

Для зовнішньої задачі масообміну при $\text{Re} > 200$:

$$\text{Sh} = 0,55 \cdot \text{Re}^{0,5} \cdot \text{Sc}^{0,35}, \quad (4.16)$$

де $\text{Re} = \frac{\vartheta/d_k}{\nu}$ – число Рейнольдса для краплі; $\text{Sc} = \frac{\nu}{D}$ – число Шмідта для газу; ϑ' – відносна швидкість краплі, $\text{м}/\text{с}$; ν – кінематична в'язкість газу, $\text{м}^2/\text{с}$.

Для газів $\nu \approx D$ і число Шмідта зазвичай дорівнює $0,7 \dots 1,0$.

Тому рівняння (4.16) можна виразити: $\text{Sh} = \frac{\beta \cdot d_k}{D} = 0,55 \cdot \left(\frac{\vartheta/d_k}{\nu}\right)^{0,5}$, звідки:

$$\beta_{\text{O}_2} = 0,55 \cdot D^{0,5} \cdot \vartheta'^{0,5} \cdot d_k^{-0,5}. \quad (4.17)$$

Коефіцієнт дифузії кисню в газовій фазі

$$D = 1,81 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{T}{273}\right)^{1,5}, \text{ м}^2/\text{с}, \quad (4.18)$$

де T – температура, К .

Відносна швидкість краплі $\vartheta' = \vartheta_r - \vartheta_k$ може бути знайдена з балансу сил, що діють на краплю у спадному газовому потоці. Отримано рішення:

$$\vartheta' = \vartheta_r - \vartheta_k = \frac{3}{4} \cdot \frac{1}{C} \cdot \frac{\rho_k}{\rho_r} \cdot \frac{d_k}{\tau}, \quad (4.19)$$

де $C \sim 0,24$ (при $\text{Re} > 50$) – коефіцієнт супротиву часток сферичної форми, б/р; τ – час, с.

2.4. За рівнянням (4.13) з урахуванням результатів розрахунків за рівняннями (4.14), (4.17), (4.18) і (4.19) визначаємо кількість кисню, що засвоєний краплями металу в АСР.

ЛІТЕРАТУРА

1. Технология конструкционных материалов / А. М. Дальский, Н. П. Дубинин, И. А. Арутюнова, Т. М. Барсукова и др. / под ред. А. М. Дальского, Н. П. Дубинина. М. : Машиностроение, 1977. 664 с.
2. Бабарыкин Н. Н. Теория и технология доменного процесса : учебное пособие. Магнитогорск : ГОУ ВПО «МГТУ», 2009. 257 с.
3. Бойченко Б. М., Охотський В. Б., Харлашин П. С. Конвертерне виробництво сталі: теорія, технологія, якість сталі, конструкції агрегатів, рециркуляція матеріалів і екологія. Дніпропетровськ : РВА «Дніпро-ВАЛ», 2006. 454 с.
4. Карабасов Ю. С. Сталь на рубеже столетий. М : МИСиС, 2001. 664 с.
5. Процессы безкоксовой металлургии: энергетическая, экологическая, экономическая оценка. / В. П. Иващенко, Ю. С. Паниотов, В. Д. Зеликман, В. С. Мамешин. Днепропетровск : РВА «Дніпро-VAL», 2003. 104 с.
6. Металлургия чугуна : учебник для вузов. 3-е изд., перераб. и доп. / под редакцией Ю. С. Юсфина. М. : ИКЦ «Академкнига», 2004. 774 с.
7. Общая металлургия : учебник для вузов / В. Г. Воскобойников, В. А. Кудрин, А. М. Якушев. – 6-е изд., перераб. и доп. М. : ИКЦ «Академкнига», 2005. 768 с.
8. Иващенко В. П., Величко О. Г., Терещенко В. С. Безкоксовая металлургия. Дніпропетровськ : РВА «Дніпро-VAL», 2002. 338 с.
9. Юсфин Ю. С., Гимельфарб А. А., Пашков Н. Ф. Новые процессы получения металла (металлургия железа) : учебник для вузов. М. : Металлургия, 1994. 320 с.
10. Бондаренко В. И., Шаповалов В. А., Гармаш Н. И. Теория и технология безкоксовой металлургии железа. К. : Наукова думка, 2003. 536 с.
11. Савчук Н. А., Курунов И. Ф. Состояние и перспективы бездоменной металлургии железа. М. : Черметинформация, 2002. 198 с.
12. Князев В. Ф., Гимельфарб А. И. Бескоксвая металлургия железа. М. : Металлургия, 1972. 272 с.
13. Кожевников И. Ю. Бескоксвая металлургия железа. М. : Металлургия, 1970. 336 с.
14. Развитие бескоксвой металлургии / Н. А. Тулин, В. С. Кудрявцев, С. А. Пчелкин и др. М. : Металлургия, 1987. 328 с.

15. Юсфин Ю. С., Пашков Н. Ф. *Металлургия железа*. М. : ИКЦ «Академкнига», 2007. 464 с.
16. *Процесс РОМЕЛТ* / под ред. В. А. Роменца. М. : Издательский дом «Руда и металлы», 2005. 400 с.
17. Соколов И. П., Пономарев Н. Л. *Введение в металлотермию*. М. : *Металлургия*. 1990. 135 с.
18. Кудрин В. А. *Теория и технология производства стали : учебник для вузов*. М. : Мир, ООО «Издательство АСТ», 2003. 528 с.
19. Иващенко В. П., Джусов А. Б., Терещенко В. С. *Плазменные процессы прямого получения металла в шахтных печах*. Днепропетровск : Системные технологии, 1997. 245 с.
20. Брайнс Я. М. *Введение в теорию и расчеты химических и нефтехимических реакторов*. М. : Химия. 1976. 232 с.
21. *Технология и установки непрерывного производства стали* / В. И. Баптизманский, И. В. Лысенко, Ю. С. Паниотов и др. К. : Техніка, 1978. 192 с.
22. Бигеев А. М. *Металлургия стали*. М. : *Металлургия*, 1988. 480 с.
23. Бигеев А. Н. *Непрерывные сталеплавильные процессы*. М. : *Металлургия*, 1986. 136 с.
24. Иванцов Г. П. и др. *Непрерывный сталеплавильный процесс*. М. : *Металлургия*, 1967. 148 с.
25. Казаков А. А. *Непрерывные сталеплавильные процессы*. М. : *Металлургия*, 1977. 272 с.

Додаток А
Таблиця Д.А.1

Ентальпії різноманітних газів при зміні температур (ккал/моль)

Тем-ра, °К	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	O ₂	CO ₂	CO	H ₂	H ₂ O	N ₂
298	-13, 59	-13, 66	-15, 97	-19, 03	2, 069	-91, 73	-25, 13	2, 024	-54, 74	2, 072
400	-12, 66	-12, 22	-13, 93	-16, 33	2, 792	-90, 77	-24, 42	2, 731	-53, 91	2, 762
500	-11, 62	-10, 51	-11, 44	-13, 08	3, 524	-89, 75	-23, 71	3, 430	-53, 09	3, 485
600	-10, 44	-8, 500	-8, 552	-9, 294	4, 279	-88, 65	-22, 99	4, 129	-52, 23	4, 198
700	-9, 116	-6, 237	-5, 292	-5, 050	5, 057	-87, 49	-22, 26	4, 832	-51, 35	4, 95
800	-7, 666	-3, 757	-1, 722	-0, 406	5, 852	-86, 28	-21, 50	5, 537	-50, 44	5, 669
900	-6, 100	-1, 077	2, 118	4, 580	6, 670	-85, 03	-20, 73	6, 248	-49, 50	6, 428
1000	-4, 427	1, 763	6, 188	3, 870	7, 497	-83, 75	-19, 95	6, 966	-48, 52	7, 202
1100	-2, 667	-	-	-	-	-82, 43	-19, 15	7, 692	-47, 52	7, 992
1200	-0, 817	-	-	-	-	-81, 10	-18, 33	8, 428	-46, 49	8, 793
1300	1, 113	-	-	-	-	-79, 74	-17, 51	9, 173	-45, 43	9, 605
1400	3, 103	-	-	-	-	-76, 36	-16, 68	9, 929	-44, 34	10, 43
1500	5, 143	-	-	-	-	-76, 97	-15, 84	10, 69	-43, 29	11, 25
1600	7, 223	-	-	-	-	-75, 56	-15, 00	11, 47	-42, 09	12, 09
1700	9, 333	-	-	-	-	-74, 14	-14, 15	12, 25	-40, 93	12, 93
1800	11, 46	-	-	-	-	-72, 70	-13, 30	13, 05	-39, 75	13, 79

Примітки: 1. Ентальпію аргону розраховують за рівнянням $H_{Ar} = 0.004965 \cdot T$,

2.1 ккал = 4, 187 кДж.

Таблиця Д.А.2

Вихідні дані для розрахунків кисневої конверсії природного газу

№ п/п	Склад техн. кисню, %			Температура ПГ, К	Температура техн. O ₂ , К	Температура реакції, К
	O ₂	N ₂	Ar			
1	2	3	4	5	6	7
1	95	2	3	573	383	1623
2	95	2	3	673	383	1623
3	95	2	3	773	383	1623
4	95	2	3	573	473	1623
5	95	2	3	673	473	1623
6	95	2	3	773	473	1623
7	95	2	3	573	383	1673
5	95	2	3	673	383	1673

Продовження таблиці Д.А.2

1	2	3	4	5	6	7
9	95	2	3	773	383	1673
10	95	2	3	573	473	1723
11	95	2	3	673	473	1723
12	95	2	3	773	473	1723
13	95	2	3	573	383	1723
14	95	2	3	673	383	1723
15	95	2	3	773	383	1723
16	98	1,5	0,5	573	473	1623
17	98	1,5	0,5	673	473	1623
18	98	1,5	0,5	773	473	1623
19	98	1,5	0,5	573	383	1723
20	98	1,5	0,5	673	383	1723

Склад природного газу, % об'ємн.:

CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO ₂	N ₂
93,0	4,5	0,8	0,6	0,0	0,0	1,1

Залишкова кількість метану $n_{CH_4} = 0,025$ моль.

Втрати тепла $Q = 0.672$ ккал/моль природного газу.

Таблиця Д.А.3

Вихідні дані для розрахунків продуктивності установки твердофазного відновлення

№ п/п	Вміст у шихті $Fe_2O_3^u$ і FeO^u , %		Вміст в металізованому продукті $Fe_{общ}^M$ і FeO^M , %		Ступінь використання, част. од		Витрата газу, Q_2 , м ³ /час
	$Fe_2O_3^u$	FeO^u	$Fe_{общ}^M$	FeO^M	η_{CO}	η_{H_2}	
1	2	3	4	5	6	7	8
1	90	2	88	3	0,25	0,1	1000
2	90	2	88	3	0,3	0,15	1100
3	90	2	88	3	0,35	0,2	1200
4	90	2	88	3	0,4	0,25	1300

Продовження таблиці Д.А.3

1	2	3	4	5	6	7	8
5	90	2	88	3	0,45	0,3	1400
6	88	3	90	2	0,1	0,25	1500
7	88	3	90	2	0,15	0,3	1600
8	88	3	90	2	0,2	0,35	1700
9	88	3	90	2	0,25	0,4	1800
10	88	3	90	2	0,3	0,45	1900
11	92	2,5	91	4	0,44	0,16	2000
12	92	2,5	91	4	0,34	0,27	2100
13	92	2,5	91	4	0,24	0,3	2200
14	92	2,5	91	4	0,14	0,44	2300
15	92	2,5	91	4	0,1	0,6	2400
16	91	1,5	89	5	0,29	0,35	2500
17	89	3,5	92	1	0,15	0,27	2600
18	91	1,5	89	5	0,44	0,13	2700
19	89	3,5	92	1	0,17	0,25	2800
20	91	1,5	89	5	0,5	0,4	2900

Таблиця Д.А.4

Вихідні дані для розрахунку практичних завдань 2 і 3

Варіант	Ємність конвертера T, т	Цикл плавки τ , хв	Питома інтенсивність продувки i_{O_2} , $M^3/T \cdot хв$	Питома витрата кисню Q, M^3/T	Константа швидкості k, $хв^{-1}$	Початкова концентрація C_0 , %	Кінцева концентрація C_k , %	Коефіцієнт розподілення домішки, L
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	30	36	4,0	52,0	0,05	0,6	0,1	8
2	40	38	3,8	50,0	0,10	0,5	0,05	12
3	50	40	4,2	51,5	0,15	0,58	0,12	9
4	60	42	3,6	56,0	0,20	0,73	0,02	20
5	70	44	3,4	47,0	0,25	0,44	0,05	11
6	80	46	3,2	54,0	0,30	0,88	0,03	70
7	90	48	3,0	60,0	0,35	0,91	0,14	6
8	100	50	2,8	58,2	0,40	1,06	0,12	13

Продовження таблиці Д.А.4

1	2	3	4	5	6	7	8	9
9	110	55	2,5	52,4	0,45	0,85	0,01	105
10	120	60	2,0	50,0	0,50	0,78	0,05	62
11	130	65	2,2	51,0	0,55	0,64	0,03	71
12	140	36	4,5	54,0	0,60	0,57	0,07	8,5
13	150	38	4,7	53,0	0,65	0,42	0,04	7,2
14	160	40	4,3	57,0	0,70	0,66	0,13	4,6
15	170	42	4,1	49,0	0,75	0,71	0,13	18
16	180	44	3,8	46,0	0,80	0,93	0,13	10
17	190	46	3,8	56,0	0,85	0,97	0,002	12
18	200	48	2,8	52,5	0,90	0,86	0,001	130
19	210	50	2,5	54,0	1,00	0,88	0,22	9
20	220	55	3,0	50,2	0,10	1,42	0,28	11
21	230	60	2,4	57,0	0,20	0,54	0,005	28
22	240	65	2,6	51,0	0,30	0,57	0,05	7,5
23	250	36	4,0	59,0	0,40	0,51	0,10	6
24	260	38	4,3	52,0	0,50	0,63	0,001	46
25	270	40	4,5	51,0	0,60	0,65	0,12	16
26	280	42	5,0	48,0	0,70	0,74	0,003	61
27	290	44	4,7	53,0	0,80	1,35	0,15	9,5
28	300	46	3,8	60,0	0,90	1,12	0,21	10,6
29	310	48	4,0	55,0	1,00	1,30	0,14	8,7
30	320	50	3,5	53,5	0,25	0,46	0,08	12
31	330	55	3,7	56,0	0,35	0,79	0,11	7
32	340	60	3,0	50,0	0,45	0,91	0,07	15
33	350	65	3,2	46,0	0,55	0,86	0,08	9,8

Таблиця Д.А.5

Вихідні дані для розрахунку практичного завдання 4

Варіант	Продуктивність АСР П, т/час	Питома витрата газу Q, м ³ /т	Тиск газу P ₀ , атм	Висота шару металу Н, м	Температура чавуну t _ч , °С	Коефіцієнт витрати μ	Температура факелу t _ф , °С	Время τ, с	Парціальний тиск P _{O₂} , кг/м ³
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	2	50	6	0,3	1250	0,85	1700	0,012	1,33
2	6	56	8	0,4	1270	0,87	1680	0,015	1,40

Продовження таблиці Д.А.5

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
3	10	60	10	0,5	1300	0,92	1590	0,011	1,27
4	12	70	12	0,45	1400	0,85	1640	0,021	1,10
5	18	54	14	0,57	1280	0,91	1730	0,025	1,25
6	20	78	16	0,6	1340	0,88	1720	0,030	1,00
7	24	52	18	0,5	1360	0,80	1770	0,028	1,35
8	30	85	7	0,7	1290	0,84	1790	0,042	0,80
9	36	100	9	0,7	1300	0,94	1800	0,050	0,75
10	40	73	11	0,77	1270	0,90	1690	0,056	0,91
11	50	80	13	0,82	1340	0,84	1750	0,07	0,88
12	60	70	15	0,80	1360	0,89	1700	0,10	0,98
13	76	110	17	0,90	1310	0,83	1760	0,08	0,60
14	82	51	5	0,90	1370	0,90	1810	0,12	1,30
15	90	120	15	0,95	1340	0,82	1800	0,09	0,70
16	110	90	17	1,00	1290	0,93	1850	0,15	1,00
17	3	72	5	0,35	1310	0,92	1690	0,010	1,10
18	5	64	7	0,40	1280	0,84	1800	0,018	1,20
19	9	48	6	0,43	1340	0,86	1720	0,014	1,42
20	14	50	8	0,48	1260	0,82	1790	0,022	1,35
21	16	81	10	0,50	1300	0,91	1740	0,03	1,00
22	22	70	9	0,45	1350	0,83	1800	0,028	1,05
23	28	56	12	0,52	1270	0,80	1770	0,035	1,30
24	32	60	10	0,61	1250	0,90	1695	0,037	1,26
25	35	66	13	0,58	1310	0,80	1650	0,04	1,20
26	42	49	7	0,65	1350	0,89	1720	0,04	1,42
27	49	78	14	0,60	1260	0,81	1810	0,07	0,95
28	58	90	17	0,67	1340	0,88	1750	0,055	0,87
29	64	54	10	0,70	1300	0,85	1680	0,12	1,10
30	74	65	11	0,65	1280	0,91	1790	0,11	1,00
31	80	120	18	0,78	1350	0,87	1750	0,10	0,68
32	95	83	14	0,93	1305	0,92	1700	0,15	0,92
33	105	52	6	0,90	1385	0,87	1710	0,14	1,33