

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
Український державний університет
науки і технологій

Кафедра «Металургії чавуну і сталі»

В авторській редакції

АЛЬТЕРНАТИВНІ ПРОЦЕСИ ВИРОБНИЦТВА ЧОРНИХ МЕТАЛІВ

Навчально-методичні рекомендації
до виконання індивідуального завдання та практичних занять

Електронне видання

ДНІПРО
2025

УДК 669.1-048.58(076.5)

А 58

Упорядники:

В. С. Мамешин, Є. В. Синегін, С. В. Журавльова, О. С. Грек

Електронне видання

Схвалено Групою забезпечення якості освітньої програми
G10.2.01 «Металургійні процеси одержання та обробки металів та сплавів»

Протокол № 3 від 08.09.2025 р.

А 58 Альтернативні процеси виробництва чорних металів : навчально-методичні рекомендації до виконання індивідуального завдання та практичних занять / упоряд. В. С. Мамешин, Є. В. Синегін, С. В. Журавльова, О. С. Грек ; Укр. держ. ун-т науки і технологій. – Електрон. вид. – Дніпро : УДУНТ, 2025. – 48 с.

В навчально-методичних рекомендаціях викладено методичні настанови та індивідуальні завдання до вивчення дисципліни «Альтернативні процеси виробництва чорних металів», наведено рекомендації до самостійної роботи студентів при вивченні дисципліни, перелік питань для закріплення знань студентів та методичні рекомендації для виконання практичних завдань.

Навчально-методичні рекомендації призначені для опанування освітньої компоненти «Альтернативні процеси виробництва чорних металів» за спеціальністю G10 «Металургія» для ОПП «Металургійні процеси одержання та обробки металів та сплавів» освітнього рівня магістр.

ЗМІСТ

1. МЕТА І ЗАВДАННЯ ВИВЧЕННЯ ДИСЦИПЛІНИ.....	4
2. РОБОЧА ПРОГРАМА ДИСЦИПЛІНИ, ТЕМИ ТА ЇХ ЗМІСТ.....	8
3. ІНДИВІДУАЛЬНІ ЗАВДАННЯ.....	15
4. ПРАКТИЧНІ ЗАНЯТТЯ.....	24
Практична робота №1	24
Отримання відновного газу кисневою конверсією газоподібного палива	
Практична робота № 2	28
Розрахунок проточних реакторів ідеального змішення (РІЗ)	
Практична робота № 3	32
Розрахунок реактора ідеального витіснення (РІВ)	
Практична робота № 4	35
Розрахунок процесу у агрегаті струминного рафінування (АСР)	
ЛІТЕРАТУРА.....	41
ДОДАТОК А	42
ДОДАТОК Б	45

1. МЕТА І ЗАВДАННЯ ВИВЧЕННЯ ДИСЦИПЛІНИ

Навчальна дисципліна «Альтернативні процеси виробництва чорних металів» входить до циклу дисциплін фахової підготовки магістрів спеціальності G10 Металургія професійного спрямування (Металургія сталі (ME02)).

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

ЗК 7 Прагнення до збереження навколишнього середовища.

ФКН1. Здатність розробляти та реалізовувати проекти в сфері металургії, а також дотичні до неї міждисциплінарні проекти.

ФКН 2. Здатність враховувати технічні, правові, соціальні, екологічні, етичні, економічні та комерційні аспекти інженерних та управлінських рішень в металургії.

ФКН 3. Здатність забезпечувати якість в металургії.

ФКН 4. Здатність аналізувати і вдосконалювати технологічні процеси в металургії.

ФКН 5. Здатність науково обґрунтовувати вибір матеріалів, основного та допоміжного обладнання для реалізації металургійних технологій.

ФКН 6. Здатність оцінювати технічні, економічні, екологічні, безпекові та інші ризики при плануванні або впровадженні нових технологічних процесів.

ФКН 8. Здатність приймати ефективні рішення в металургії.

ФКН 9. Здатність розв'язувати складні задачі і проблеми металургії в широких та мультдисциплінарних контекстах, у нових або незнайомих середовищах за наявності неповної або обмеженої інформації з урахуванням аспектів соціальної та етичної відповідальності.

ФКН 10. Здатність управляти робочими або навчальними процесами у сфері металургії, які є складними, непередбачуваними та потребують нових стратегічних підходів.

ФКД 5. Уміння обґрунтовано вибирати та контролювати параметри технологічних процесів в залежності від особливостей металургійного виробництва.

ФКД 6. Здатність розрахувати техніко-економічні показники технологічного процесу

ФКД 7. Усвідомлення основних характеристик фізико-хімічних та тепло-масообмінних, процесів, що відбуваються у металургійних процесах.

ФКД 8. Уміння вибирати ефективні засоби підготовки сировини та матеріалів для подальшої переробки у металургійному виробництві.

ФКД 9. Здатність класифікувати та вміти визначити основні характеристики промислового обладнання та устаткування таке, що є оптимальним для технологічного процесу.

ФКД 11. Здатність прогнозувати поведінку об'єкту досліджень при зміні параметрів його стану, обґрунтовувати та визначати основні структурно-технологічні зв'язки в умовах сучасного металургійного виробництва.

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

2.1. Робоча програма дисципліни

Розподіл навчальних годин

Денна форма навчання

Види навчальної діяльності	Усього	Семестри			
		1		2	
		1	2	3	4
Усього годин за навчальним планом	90	90	0	0	0
у тому числі:					
Аудиторні заняття	32	32	0	0	0
– лекції	24	24	0	0	0
– лабораторні роботи	0	0	0	0	0
– практичні заняття	8	8	0	0	0
– семінарські заняття	0				
Самостійна робота	58	58	0	0	0
– підготовка до аудиторних занять	16	16	0	0	0
– виконання та захист курсової роботи	0	0	0	0	0
– виконання та захист індивідуального завдання	6	6	0	0	0
– підготовка та складання екзаменів	0	0	0	0	0
– підготовка до інших контрольних заходів	12	12	0	0	0
– опрацювання розділів, які не викладаються на лекціях	24	24	0	0	0
Форма семестрового контролю		Дифзалік	0	0	0

Заочна форма навчання

Види навчальної діяльності	Усього	Семестри	
		1	2
Усього годин за навчальним планом	90	90	0
у тому числі:			
Аудиторні заняття	8	8	0
– лекції	6	6	0
– лабораторні роботи	0	0	0
– практичні заняття	2	2	0
– семінарські заняття	0	0	
Самостійна робота	82	82	0
– підготовка до аудиторних занять	4	4	0
– виконання та захист курсової роботи	0	0	0
– виконання та захист індивідуальних завдань	6	6	0
– підготовка та складання екзаменів	0	0	0
– підготовка до інших контрольних заходів	18	18	0
– опрацювання розділів, які не викладаються на лекціях	54	54	0
Форма семестрового контролю		Дифзалік	0

2.2. Назви тем та їх зміст

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.

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

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

Розглядається класифікація процесів безкоксівій металургії та загальна характеристика продукції.

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

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

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.

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.

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.

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.

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

Вивчаються технологічні схеми прямого одержання рідкого металу у агрегатах на базі електропечі, обертових конверторах, подових, циклонних агрегатах 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.

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.

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 прямогоку 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.

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.

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.

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.

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.

3. ІНДИВІДУАЛЬНЕ ЗАВДАННЯ

3.1. Загальні вказівки

У доменній плавці в якості основного технологічного палива використовується кокс-продукт переробки коксівного вугілля і в обмеженій кількості його замітники - природний газ, мазут, вугільний пил. Ведуться роботи із застосування коксового й колошникового (відмитого від CO_2) газів, продуктів конверсії газоподібного й рідкого палива.

Дефіцит коксівного вугілля й у зв'язку з цим, необхідності більш широкого використання інших видів палива (природний газ, нафта, некоксівне вугілля,), запаси яких на багато перевищують запаси коксівного вугілля, а їх добування та транспортування набагато ефективніше у порівнянні з цим вугіллям, обумовив високий інтерес до наукових робіт дослідження і розвитку процесів безкоксової металургії. Пряме виробництво заліза шляхом термо- хімічної обробки залізної руди твердими, рідкими або газоподібними відновниками дозволяє також підвищити якість металу, знизити витрати на його виробництво.

Ефективність технологічних процесів прямого виробництва заліза визначається їхнім агрегатним здійсненням, якістю й видом використовуваного відновника. Найбільш широке застосування в процесах безкоксової металургії отримали газоподібні відновники.

Для одержання відновного газу практично придатні любі види твердого, рідкого й газоподібного палива. Вибір способу виробництва відновного газу визначається як економічними факторами (наявність і вартість того або іншого виду сировини, капітальні витрати на будівництво установки, експлуатаційні витрати й ін.), так і вимогами до його хімічного складу. Основною вимогою, що висувається до відновного газу в металургійнім виробництві, є максимальна концентрація в ньому водню й окису вуглецю й мінімальний вміст вуглекислого газу, водяної пари, метану й сажистого вуглецю.

У даній роботі розглядається один зі способів виробництва відновних газів шляхом конверсії газоподібного палива, зокрема, природного газу.

3.2. Парова конверсія природного газу

Для здійснення ендотермічних реакцій вуглеводнів природного газу з водяною парою, що протікають із достатньою повнотою при температурі не нижче 800 °С, потрібно підведення більших кількостей тепла в реакційну зону. З метою запобігання відкладання сажистого вуглецю процес ведуть із застосуванням спеціальних каталізаторів (лужних або нікелевих), якими заповнюються труби, де відбувається конверсія. Особливістю процесу є також необхідність попередньої десульфурації газу перед подачою його на конверсію для зниження вмісту сірки в ньому до 0,00005%. Лише після попередньої підготовки природний газ змішують із парою у певній пропорції й подають у труби реактора.

Існують дві групи процесів з підведенням тепла ззовні – періодичні й безперервні.

Періодичні способи включають дві стадії: розігрів каталізатора й регенеративної насадки при спалюванні газу з повітрям і конверсію природного газу водяною парою за рахунок тепла, накопиченого в першому періоді. Однак, такі способи мають обмежене застосування внаслідок малої продуктивності агрегатів і циклічності процесу.

Безперервні процеси конверсії природного газу водяною парою засновані на підведенні тепла до зовнішньої поверхні труб з жароміцного сплаву, заповнених нікелевим каталізатором.

Цей спосіб усуває недоліки періодичного, в той же час залишається необхідність у витратах тепла на конверсію, що позначається на економічності процесу в цілому.

Додавання технічного кисню до вихідної суміші природного газу з водяною парою дозволяє здійснити безперервний процес конверсії автотермічно,

без підведення тепла ззовні. Тепло, яке виділяється при протіканні екзотермічних реакцій з киснем, компенсує витрати тепла на проведення ендотермічних реакцій з водяною парою. Для зменшення витрати технічного кисню (~ 95% O₂) суміш вихідних компонентів попередньо нагрівають до можливо більш високої температури (400-500 °С). Такий автотермічний безперервний метод каталітичної конверсії природного й інших углеводних газів здійснюється в реакторах шахтного типу. Метод придбав широке поширення для промислового одержання водню й технологічних газів для синтезу аміаку й метанолу, він одержав назву парокисневої конверсії.

Для розрахунків параметрів процесу парокисневої конверсії природного газу використовують складання матеріального й теплового балансів процесу. Розрахунки балансів ведуть на 100 м³ вихідного вуглеводного газу.

3.3. Матеріальний баланс

3.3.1. Баланс по вуглецю

$$\text{CO}_2 + \text{CO} + \text{CH}_4 + 2\text{C}_2\text{H}_6 + 3\text{C}_3\text{H}_8 + 4\text{C}_4\text{H}_{10} + 5\text{C}_5\text{H}_{12} = K_{\text{CO}_2} + K_{\text{CO}} + \alpha \cdot V, \quad (3.1)$$

де CO₂, CO, CH₄, C₂H₆...C₅H₁₂ – вміст відповідних компонентів у природному газі, % об'ємн.; K_{CO₂}, K_{CO} – кількості CO₂ і CO у газі на виході, м³; α - об'ємна частка CH₄ у сухому газі на виході; V - об'єм сухого газу на виході, м³.

3.3.2. Баланс по водню

$$2\text{CH}_4 + 3\text{C}_2\text{H}_6 + 4\text{C}_3\text{H}_8 + 5\text{C}_4\text{H}_{10} + 6\text{C}_5\text{H}_{12} + 100 \cdot a = K_{\text{H}_2} + 2 \cdot \alpha \cdot V + (100 \cdot a - \beta), \quad (3.2)$$

где a – об'ємне відношення H₂O : сухий газ на вході; K_{H₂} - кількість H₂ у сухому газі на виході, м³; β - різниця кількостей H₂O, що вступив у реакцію з вуглеводнями природного газу, й що утворювався при згорянні H₂ з киснем, м³.

3.3.3. Баланс по кисню

$$\text{CO}_2 + 0,5 \cdot \text{CO} + 0,5 \cdot 100 \cdot a + \text{O}_{2\text{т.к.}} \cdot X = K_{\text{CO}_2} + 0,5 \cdot K_{\text{CO}} + 0,5 \cdot (100 \cdot a - б), \quad (3.3)$$

або $\text{CO}_2 + 0,5 \cdot \text{CO} + \text{O}_{2\text{т.к.}} \cdot X = K_{\text{CO}_2} + 0,5 \cdot K_{\text{CO}} + 0,5 \cdot б$

де $\text{O}_{2\text{т.к.}}$ - вміст кисню в технічному кисні, частка од.; X - витрата технічного кисню, м^3 ,

3.3.4. Объем сухого газа на выходе из реактора составит:

$$V = K_{\text{CO}_2} + K_{\text{CO}} + K_{\text{H}_2} + \alpha \cdot V + N_2 + (N_2 + \text{Ar})_{\text{т.к.}} \cdot X, \quad (3.4)$$

де N_2 - вміст N_2 у природному газі, %; $(N_2 + \text{Ar})_{\text{т.к.}}$ - вміст відповідних компонентів у технічному кисні, частка од.

3.3.5. Константа рівноваги реакції $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$ для різних температур обчислюється по рівнянню:

$$K = \frac{K_{\text{CO}_2} \cdot K_{\text{H}_2}}{K_{\text{CO}} \cdot K_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{K_{\text{CO}_2} \cdot K_{\text{H}_2}}{K_{\text{CO}} \cdot (100a - б)}, \quad (3.5)$$

Тем-ра, °C	327	427	527	627	727	827	927	1027	1127
K	27,08	9,017	4,038	2,204	1,374	0,9444	0,6966	0,5435	0,4406

3.4. Тепловий баланс

Прихід тепла

3.4.1. Тепло газопаровой смеси на входе в реактор, ккал

$$Q_1 = 100 \cdot (C_1^\circ + a \cdot C_2^\circ) \cdot t_{\text{вх}}, \quad (3.6)$$

где C_1° та C_2° - середні теплоємності відповідно сухого газу й H_2O на вході,

ккал/(м³ град.); $t_{\text{вх}}$ - температура газопарової суміші на вході, °С.

Значення середніх теплоємностей простих газів і вуглеводневих компонентів природного газу при різних температурах наведено в таблиці 1 та 2 в додатку А.

3.4.2. Фізичне тепло підведеного технічного кисню, ккал

$$Q_2 = X \cdot C_3^{\circ} \cdot t_k, \quad (3.7)$$

где C_3° - середня теплоємність технічного кисню на вході, ккал/(м³град); t_k - температура технічного кисню на вході, °С (у розрахунку, для спрощення, приймається що теплоємність Ar дорівнює теплоємності N₂).

3.4.3. Тепловий ефект реакцій, ккал

$$Q_3 = \sum Q_{\text{кін}} - \sum Q_{\text{поч}} \quad (3.8)$$

Величина Q_3 визначається, згідно із законом Гесса, як різниця теплот утворення з'єднань у кінцевій ($\sum Q_{\text{кін}}$) і початковій ($\sum Q_{\text{поч}}$) газовій суміші.

Для обчислення Q_3 необхідно скористатися табличними даними для теплот утворення з'єднань при 0°С (ккал/м³):

CO ₂ ... + 4200	C ₂ H ₆ ... +880
CO ... +1180	C ₃ H ₈ ... +1060
H ₂ O ... +2580	C ₄ H ₁₀ ... +1310
CH ₄ + 790	C ₅ H ₁₂ ... +1520

Тому що кінцеві продукти конверсії містять CO₂, CO, H₂O, H₂, CH₄, N₂, Ar, то у величину ($\sum Q_{\text{кін}}$) увійдуть теплоти утворення лише з'єднань: CO₂, CO, H₂O, CH₄.

У величину ($\Sigma Q_{\text{поч}}$) увійдуть теплоти утворення всіх з'єднань, що втримуються в природному газі: CO_2 , CO , CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5H_{12} і H_2O (водяна пара на конверсію).

Тоді:

$$Q_3 = 4200 \cdot K_{\text{CO}_2} + 1180 \cdot K_{\text{CO}} + 790 \cdot K_{\text{CH}_4} + 2580 \cdot K_{\text{H}_2\text{O}} - 4200 \cdot \text{CO}_2 - 1180 \cdot \text{CO} - 790 \cdot \text{CH}_4 - 880 \cdot \text{C}_2\text{H}_6 - 1080 \cdot \text{C}_3\text{H}_8 - 1310 \cdot \text{C}_4\text{H}_{10} - 1520 \cdot \text{C}_5\text{H}_{12} - 2580 \cdot \text{H}_2\text{O} \quad (3.9)$$

Оскільки $K_{\text{CH}_4} = \alpha \cdot V$; $K_{\text{H}_2\text{O}} = (100 \cdot a - b)$; $\text{H}_2\text{O} = 100 \cdot a$, то рівняння (3.9) прийме вигляд:

$$Q_3 = 4200 \cdot K_{\text{CO}_2} + 1180 \cdot K_{\text{CO}} + 790 \cdot \alpha \cdot V + 2580 \cdot (100 \cdot a - b) - 4200 \cdot \text{CO}_2 - 1180 \cdot \text{CO} - 790 \cdot \text{CH}_4 - 880 \cdot \text{C}_2\text{H}_6 - 1080 \cdot \text{C}_3\text{H}_8 - 1310 \cdot \text{C}_4\text{H}_{10} - 1520 \cdot \text{C}_5\text{H}_{12} - 2580 \cdot 100 \cdot a \quad (3.10)$$

Витрата тепла

3.4.4. Тепло газопарової суміші на виході складе (ккал):

$$Q_4 = \{C_1 \cdot K_{\text{CO}_2} + C_2 \cdot K_{\text{CO}} + C_3 \cdot K_{\text{H}_2} + C_4 \cdot \alpha \cdot V + C_5 \cdot [N_2 + (N_2 + \text{Ar})_{\text{т.к.}} \cdot X] + C_6 \cdot (100 \cdot a - b)\} \cdot t_{\text{ВЫХ}}, \quad (3.11)$$

де $C_1, C_2, C_3, C_4, C_5, C_6$ - середня теплоємність відповідно CO_2 , CO , H_2 , CH_4 , N_2 і H_2O на виході з реактора, ккал/(м^3 град); N_2 - вміст азоту в природному газі, %, $(N_2 + \text{Ar})_{\text{т.к.}}$ вміст відповідних компонентів у технічному кисні, частка од.; $t_{\text{ВЫХ}}$ - температура газопарової суміші на виході, $^{\circ}\text{C}$.

3.4.5. Втрати тепла в навколишнє середовище (Q_5) приймаються виходячи з виробничого досвіду ($Q_5 = 2000 - 5000$ ккал).

3.4.6. Рівняння теплового балансу буде мати вигляд:

$$100 \cdot (C_1^{\circ} + a \cdot C_2^{\circ}) \cdot t_{\text{ВХ}} + X \cdot C_3^{\circ} \cdot t_{\text{к}} + (\Sigma Q_{\text{кон}} - \Sigma Q_{\text{нач}}) = \{C_1 \cdot K_{\text{CO}_2} + C_2 \cdot K_{\text{CO}} + C_3 \cdot K_{\text{H}_2} + C_4 \cdot \alpha \cdot V + C_5 \cdot [N_2 + (N_2 + \text{Ar})_{\text{т.к.}} \cdot X] + C_6 \cdot (100 \cdot a - b)\} \cdot t_{\text{ВЫХ}} + Q_5 \quad (3.12)$$

Шляхом спільного розв'язування рівнянь 3.1; 3.2; 3.5 і рівнянь 3.3; 3.4 і 3.12 із шістьма невідомими при заданих величинах $a, \alpha, t_k, t_{вх}, t_{вых}$ і заданих складах природного газу й технічного кисню визначають значення $K_{CO_2}, K_{CO}, K_{H_2}, b, X, V$ і склад продуктів конверсії природного газу.

Вихідні дані для розрахунків – в таблиці 3 в додатку А..

Після цього розраховується склад вологого і сухого конвертованого газу :

Компоненти	Вологий газ		Сухий газ	
	М ³	%	М ³	%
CO ₂	K _{CO₂'}		K _{CO₂'}	
CO	K _{CO}		K _{CO}	
H ₂	K _{H₂}		K _{H₂}	
CH ₄	K _{CH₄}		K _{CH₄}	
N ₂ + Ar	K _{N₂}		K _{N₂}	
H ₂ O	K _{H₂O}		-	
Всього				

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

$$П.Г. = \frac{1000 \cdot 100}{K_{CO} + K_{H_2}}, M^3 \quad (3.13)$$

$$O_2 = \frac{1000 \cdot X}{K_{CO} + K_{H_2}}, M^3 \quad (3.14)$$

Після розрахунку складу відновного газу одержуваного при паровій конверсії необхідно провести оцінку продуктивності установки твердофазного відновлення. Складом відновного газу задаємося відповідно до даних про склад відновного газу одержуваного при паровій конверсії.

3.5. 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 (Fe₂O₃ = 2Fe + $\frac{3}{2}$ O₂)

$$\frac{22,4 \cdot 3/2}{112} = 0,3 \text{ м}^3/\text{кг Fe} . \quad (3.15)$$

При відомому вмісті CO і H₂ (у долях одиниці) в газі і ступеню їх використання η_{CO} і η_{H_2} 1 м³ відновного газу віднімає кисню $0,5 \cdot (\text{CO} \cdot \eta_{\text{CO}} + \text{H}_2 \cdot \eta_{\text{H}_2})$ м³ O/м³ газу.

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

$$V_{\Gamma}^{\text{Fe}_2\text{O}_3} = \frac{0,3}{0,5 \cdot (\text{CO} \cdot \eta_{\text{CO}} + \text{H}_2 \cdot \eta_{\text{H}_2})} = \frac{0,6}{A}, \quad (3.16)$$

де A - кількість CO і H₂ газу, використаних на відновлення, що дорівнює CO · η_{CO} + H₂ · η_{H_2} .

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

$$\frac{22,4 \cdot 0,5}{56} = 0,2 \text{ м}^3/\text{кг Fe}. \quad (3.17)$$

Для цього знадобиться відновного газу (м³/кг FeO)

$$V_{\Gamma}^{\text{FeO}} = \frac{0,2}{0,5 \cdot (\text{CO} \cdot \eta_{\text{CO}} + \text{H}_2 \cdot \eta_{\text{H}_2})} = \frac{0,4}{A}. \quad (3.18)$$

При спільному використанні заліза з FeO й Fe₂O₃ потрібно газу:

$$V_r = \frac{1}{A} \cdot \frac{0,6 \cdot \text{Fe}_{\text{Fe}_2\text{O}_3} + 0,4 \cdot \text{Fe}_{\text{FeO}}}{\text{Fe}_{\text{Fe}_2\text{O}_3} + \text{Fe}_{\text{FeO}}} = \frac{1}{A} \cdot \frac{0,6 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} \cdot 112/160 + 0,4 \cdot \text{FeO}^{\text{III}} \cdot 56/72}{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} \cdot 112/160 + \text{FeO}^{\text{III}} \cdot 56/72} = \frac{0,6}{A} \cdot \frac{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 0,741 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}}{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 1,111 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}} = \frac{0,6}{A} \cdot B; \quad (3.19)$$

$$B = \frac{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 0,741 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}}{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 1,111 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}}, \quad (3.20)$$

де $\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}}, \text{FeO}^{\text{III}}$ - вміст $\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}}$ і FeO^{III} в шихті, %.

З урахуванням окислення металізованого продукту кількість відновного газу складе

$$V_r = \frac{0,6}{A} \cdot (B - C) \cdot \text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}}, \quad (3.21)$$

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

Тоді
$$V_r = \frac{0,6}{\text{CO} \cdot \eta_{\text{CO}} + \text{H}_2 \cdot \eta_{\text{H}_2}} \cdot \left(\frac{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 0,741 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}}{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 1,111 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}} - 0,52 \cdot \frac{\text{FeO}^{\text{M}}}{\text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}}} \right) \cdot \text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}}. \quad (3.22)$$

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

$$P = \frac{Q_r}{V_r} = \frac{Q_r \cdot (\text{CO} \cdot \eta_{\text{CO}} + \text{H}_2 \cdot \eta_{\text{H}_2})}{0,01 \cdot \text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}} \cdot 0,6 \cdot \left(\frac{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 0,741 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}}{\text{Fe}_2\text{O}_3^{\text{III}} + 1,111 \cdot \text{FeO}^{\text{III}}} - 0,52 \cdot \frac{\text{FeO}^{\text{M}}}{\text{Fe}_{\text{заг}}^{\text{M}}} \right)}, \quad (3.23)$$

де Q_r - витрата відновного газу, м³/година; CO і H_2 - вміст відповідних газів у відновному газі, часток од.

Початкові дані для розрахунків - в додатку А (табл. 4).

4. ПРАКТИЧНІ ЗАНЯТТЯ

Практична робота №1

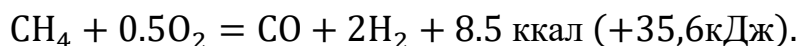
ОТРИМАННЯ ВІДНОВНОГО ГАЗУ КИСНЕВОЮ КОНВЕРСИЄЮ ГАЗОПОДІБНОГО ПАЛИВА

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.

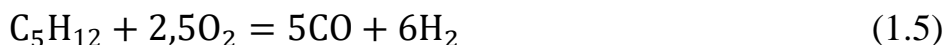
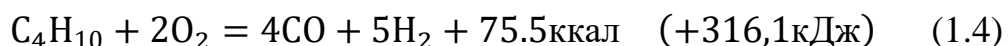
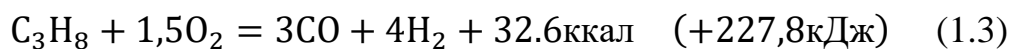
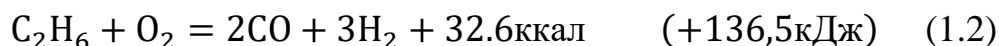
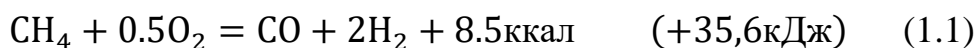
Реакція конверсії метану з вказівкою її теплоти може бути виражена рівнянням:



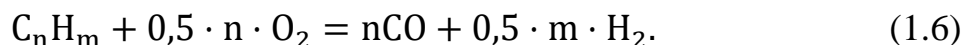
Киснева конверсія природного газу

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°C. Для автотермічного протікання процесу конверсії, що забезпечує максимальний вміст (CO та H₂) без домішки сажистого вуглецю, необхідно природний газ і кисень (повітря)

підігрівати до значних температур, оскільки температурна межа такого процесу складає 1000°C .

Автотермічне протікання процесу може бути досягнуто при нижчих температурах підігрівання у тому випадку, якщо замість стехіометричної кількості кисню (наприклад, $0,5\text{ м}^3\text{ O}_2/\text{м}^3\text{ CH}_4$) подавати надмірне. Проте в цьому випадку відновний газ збагачується CO_2 і H_2O , 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 отримуваному 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 CO , 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 CO_2 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:

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{\sum \text{H}_2 \cdot K \cdot n_{\text{CO}_2}}{\sum \text{C}_1 + n_{\text{CO}_2}}, \quad (1.9)$$

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:

$$n_{\text{O}_2} = 0.5 \cdot (\sum \text{C}_1 + n_{\text{CO}_2} + n_{\text{H}_2\text{O}}) - n'_{\text{O}_2}. \quad (1.13)$$

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:

$$A \cdot n_{\text{CO}_2} + \frac{B \cdot n_{\text{CO}_2}}{\sum \text{C}_1 + C \cdot n_{\text{CO}_2}} - D = 0. \quad (1.15)$$

Рішення цього рівняння має вигляд:

$$n_{\text{CO}_2} = \frac{1}{2 \cdot A \cdot C} \left[(C \cdot D - \sum \text{C}_1 \cdot A - B) \pm \sqrt{(C \cdot D - \sum \text{C}_1 \cdot A - B)^2 + 4 \cdot \sum \text{C}_1 \cdot A \cdot C \cdot D} \right] \quad (1.16)$$

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

Значення коефіцієнтів А, В і Д у разі конверсії природного газу технічним киснем обчислюються за рівняннями:

$$A = n_{CO_2, T_p} - n_{CO, T_p} - 0,5 \cdot \left[n_{O_2, T_H} - \frac{\gamma}{\beta} \cdot (n_{N_2, T_p} - n_{N_2, T_H}) - \frac{\delta}{\beta} \cdot (n_{Ar, T_p} - n_{Ar, T_H}) \right] \quad (1.17)$$

$$B = \sum n_2 \cdot K \cdot \left\{ n_{H_2O, T_p} - n_{H_2, T_p} - 0,5 \cdot \left[n_{O_2, T_H} - \frac{\gamma}{\beta} \cdot (n_{N_2, T_p} - n_{N_2, T_H}) - \frac{\delta}{\beta} \cdot (n_{Ar, T_p} - n_{Ar, T_H}) \right] \right\} \quad (1.18)$$

$$D = n_{п.г., T_H} - n_{CH_4} \cdot (H_{CH_4, T_p} - H_{CH_4, T_H}) + 0,5 \cdot \sum C_1 \times \\ \times \left[H_{O_2, T_H} - \frac{\gamma}{\beta} \cdot (H_{N_2, T_p} - H_{N_2, T_H}) - \frac{\delta}{\beta} \cdot (H_{Ar, T_p} - H_{Ar, T_H}) \right] - \\ - \sum C_1 \cdot H_{CO, T_p} - \sum n_2 \cdot H_{H_2, T_p} - n_{N_{2п.г.}} \cdot H_{N_2, T_p} - Q. \quad (1.19)$$

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 Б, табл. 1).

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

Наприклад:

$$n_{п.г., T_H} = n_{CH_4, T_H} \cdot CH_4 + n_{C_2H_6, T_H} \cdot C_2H_6 + n_{C_3H_8, T_H} \cdot C_3H_8 + n_{C_4H_{10}, T_H} \cdot C_4H_{10} + \\ + n_{N_2, T_H} \cdot N_2 \quad (1.23)$$

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:

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

де $n_{N_2, п.г.}$ - 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 _{CO₂}		n _{CO₂}	
CO	n _{CO}		n _{CO}	
H ₂	n _{H₂}		n _{H₂}	
CH ₄	n _{CH₄}		n _{CH₄}	
N ₂	n _{N₂}		n _{N₂}	
Ar	n _{Ar}		n _{Ar}	
H ₂ O	n _{H₂O}		-	
Всього	$\sum n_i$		$\sum n_i$	

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

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

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

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

Практична робота № 2

РОЗРАХУНОК ПРОТОЧНИХ РЕАКТОРІВ ІДЕАЛЬНОГО ЗМІШЕННЯ (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 знаходитися 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 3 додатку Б.

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 ($G_{\text{п}} = G_{\text{н}}$)

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

$$T_{\text{н}} = T_{\text{к}} \cdot \frac{\bar{\tau}_{\text{реак}}}{\tau_{\text{пл}}} = T_{\text{к}} \cdot \frac{\tau_{\text{прод}}}{\tau_{\text{пл}}}, \text{ т} \quad (2.4)$$

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

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

3. Ступінь перетворення речовини, що вимагається

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

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 однакової 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 таблиці 3 додатку Б.
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 ($\bar{\vartheta}_c = k, c$)

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

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 3 додатка Б.

- 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)

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

$$C_k = C_0 - k \cdot \theta_0 - \text{пряма лінія} \quad (3.8)$$

- 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:

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

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

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

Грунтуючись на результатах розрахунків, будемо графік залежності $C=f(\tau)$.

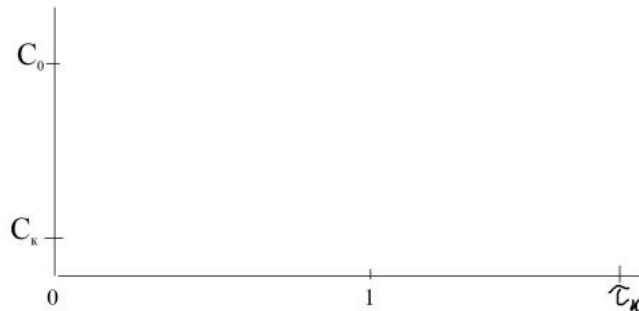


Рис. 1. Графік зміни концентрації речовини в часі

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 протиточу

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 прямоточному 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 прямоточному русі.

3.1. Режим прямотоку

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

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 протитоку

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

4.1. Маса шлаку в режимі прямотоку

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

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

У 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 привести (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 шлагі 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 шлагі) 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 4 додатка Б.

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/м³; 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.

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

1.2. Імпульс надзвукового струменя дорівнює

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

де f_c – площа перетину сопла, м²; $P_{атм}$ – тиск середовища, куди витікає надзвуковий струмінь, Н/м².

Витрату кисню через сопло можна розрахувати при ($P_{атм} = 1$ атм, $t=20$ °С) згідно з виразом:

$$q_{O_2} = 1,05 \cdot d_c^2 \cdot P_0, \quad (4.6)$$

де q_{O_2} – витрата кисню, м³/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:

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

В рівнянні (4.7) $P_{атм}$ 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:

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

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

Об'ємна витрата при витіканні через стакан дорівнює

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

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

Тоді рівняння розрахунку масової витрати чавуну набуває вигляду:

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

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 $\rho_{\text{г}}, \rho_{\text{ч}}, \sigma$ 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:

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

де D - коефіцієнт дифузії, м²/с.

Для зовнішньої задачі масообміну при $Re > 200$:

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

де $Re = \frac{\vartheta \cdot d_K}{\nu}$ - число Рейнольдса для краплі; $Sc = \frac{\nu}{D}$ - число Шмідта для газу;

ϑ - відносна швидкість краплі, м/с; ν - кінематична в'язкість газу, м²/с.

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

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

$$\beta_{O_2} = 0,55 \cdot D^{0,5} \cdot \vartheta^{0,5} \cdot d_K^{-0,5}. \quad (4.17)$$

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 $\vartheta' = \vartheta_{\Gamma} - \vartheta_{\kappa}$ може бути знайдена з балансу сил, що діють на краплю у спадному газовому потоці. Отримано рішення:

$$\vartheta' = \vartheta_{\Gamma} - \vartheta_{\kappa} = \frac{3}{4} \cdot \frac{1}{C} \cdot \frac{\rho_{\kappa}}{\rho_{\Gamma}} \cdot \frac{d_{\kappa}}{\tau}, \quad (4.19)$$

де $C \sim 0,24$ (при $Re > 50$) – 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. Іващенко В.П., Величко О.Г., Терещенко В.С. Безкоксова металургія. – Дніпропетровськ: РВА "Дніпро-VAL", 2002. – 338 с.
2. Turkary.R.H, Turkary.V.R. Modern Iron Making Handbook, Mercury Learning & Information, 2017 – 492 p. ISBN-13: 978-1683921363
3. Sarangi A., Sarangi B. Alternative routes to iron making, 2nd Ed., Delhi PHI Learning Private Limited, 2016 – 327 p. ISBN: 9788120351196, 8120351193
4. Губін Г.В., Півень В.О. Сучасні промислові способи безкоксової металургії заліза. -Кривий Ріг,: 2009. -328с.
5. Бойченко Б.М., Охотський В.Б., Харлашин П.С. Конвертерне виробництво сталі.-Дніпропетровськ: РВА „Дніпро-ВАЛ”, 2004.
6. 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.
7. Бондаренко В.И., Шаповалов В.А., Гармаш Н.И. Теория и технология безкоксовой металлургии железа. – К.: Наукова думка, 2003. – 536 с.
8. Иващенко В.П., Джусов А.Б., Терещенко В.С. Плазменные процессы прямого получения металла в шахтных печах. – Днепропетровск: Системные технологии, 1997. – 245 с.
9. Технология и установки непрерывного производства стали / В.И. Баптизманский, И.В. Лысенко, Ю.С. Паниотов и др. – К.: Техніка, 1978. – 192 с.

Додаток А

Таблиця 1

Середня теплоємність простих газів, кДж/(м³град)*

Температура, °С	O ₂	2	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	H ₂	O ₂
0	1,3059	1,2987	1,2766	1,2992	1,5998	1,4943	1,507	1,733
100	1,3126	1,3004	1,2908	1,3017	1,7003	1,5052	1,532	1,813
200	1,3352	1,3038	1,2971	1,3071	1,7873	1,5223	1,562	1,888
300	1,3561	1,3109	1,2992	1,3167	1,8627	1,5424	1,595	1,955
400	1,3775	1,3205	1,3021	1,3289	1,9297	1,5654	1,633	2,018
500	1,3980	1,3322	1,3050	1,3427	1,9887	1,5897	1,671	2,068
600	1,4168	1,3452	1,3080	1,3574	2,0411	1,6148	1,708	2,114
700	1,4345	1,3586	1,3121	1,3720	2,0884	1,6412	1,746	2,152
800	1,4499	1,3717	1,3168	1,3862	2,1311	1,6680	1,784	2,181
900	1,4645	1,3846	1,3226	1,3996	2,1692	1,6956	1,817	2,215
1000	1,4775	1,3971	1,3289	1,4126	2,2035	1,7229	1,851	2,236
1100	1,4892	1,4089	1,3360	1,4248	2,2349	1,7501	1,884	2,261
1200	1,5006	1,4202	1,3431	1,4361	2,2639	1,7769	1,909	2,278
1300	1,5106	1,4306	1,3511	1,4465	2,2898	1,8028	-	-
1400	1,5202	1,4407	1,3590	1,4566	2,3136	1,8280	-	-
1500	1,5294	1,4499	1,3674	1,4658	2,3354	1,8527	-	-
1600	1,5378	1,4587	1,3754	1,4746	2,3555	1,8761	-	-

Таблиця 2

Середня теплоємність вуглеводних газів, кДж/(м³град)

Температура, °С	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
0	1,5500	2,2098	3,0484	4,1284	5,1274
100	1,6421	2,4949	3,5098	4,7054	5,8354
200	1,7588	2,7746	3,9653	5,2564	6,5254
300	1,8862	3,0442	4,3691	5,7722	7,1355
400	2,0155	3,3084	4,7596	6,2671	7,7409
500	2,1403	3,5525	5,09337	6,6891	8,2563
600	2,2609	3,7778	5,4322	7,1149	8,7831
700	2,3768	3,9863	5,7236	7,4851	9,2315
800	2,4941	4,1809	5,9887	7,8083	9,6255
900	2,6025	3,3620	6,2315	8,1144	9,9918
1000	2,6992	4,5293	6,4614	8,4041	10,3448
1100	2,7863	4,6838	6,6778	8,6788	10,6794
1200	2,8629	4,8255	6,8817	8,9384	10,9967

* 1 ккал = 4,187 кДж.

Вихідні дані для розрахунків
парокисневої конверсії природного газу

№ п/п	Склад технічного кисню, %			Величина а, м ³ /м ³	t _к , °С	t _{вх} , °С	t _{вих} , °С
	O ₂	N ₂	A ₂				
1	95	2	3	0,5	50	450	1000
2	95	2	3	1,0	50	450	1000
3	95	2	3	1,5	50	450	1000
4	95	2	3	2,0	50	450	1000
5	98	1,5	0,5	0,5	50	450	1000
6	98	1,5	0,5	1,0	50	450	1000
7	98	1,5	0,5	1,5	50	450	1000
8	98	1,5	0,5	2,0	50	450	1000
9	98	1,5	0,5	0,5	100	500	1100
10	98	1,5	0,5	1,0	100	500	1100
11	98	1,5	0,5	2,0	100	500	1100
12	98	1,5	0,5	0,5	100	400	900
13	98	1,5	0,5	1,0	100	400	900
14	98	1,5	0,5	2,0	100	400	900
15	98	1,5	0,5	2,0	200	400	1100
16	98	1,5	0,5	2,0	300	400	1100
17	98	1,5	0,5	2,0	400	400	1200
18	98	1,5	0,5	2,0	500	500	1300
19	98	1,5	0,5	2,0	500	500	1000
20	98	1,5	0,5	2,0	500	500	900
21	98	1,5	0,5	2,0	500	500	1400
22	98	1,5	0,5	2,0	500	500	1500
23	98	1,5	0,5	2,0	500	500	1600
24	98	1,5	0,5	2,0	80	450	1000
25	98	1,5	0,5	2,0	70	400	950
26	98	1,5	0,5	2,0	30	450	950
27	98	1,5	0,5	2,0	120	470	990
28	98	1,5	0,5	2,0	120	420	980
29	98	1,5	0,5	2,0	60	460	1000
30	98	1,5	0,5	2,0	60	500	1050

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	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
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

Додаток Б

Таблиця 1

Ентальпії різноманітних газів при зміні температур (ккал/моль)

Тем-ра, °К	СН ₄	С ₂ Н ₆	С ₃ Н ₈	С ₄ Н ₁₀	О ₂	СО ₂	СО	Н ₂	Н ₂ О	Н 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 2

Вихідні дані для розрахунків кисневої конверсії природного газу

№ п/п	Склад техн. кисню, %			Температура ПГ, К	Температура техн. О ₂ , К	Температура реакції, К
	О ₂	Н ₂	Ar			
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
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 3

Вихідні дані для розрахунку практичних завдань 2 і 3

Варіант	Ємність конвертера T, т	Цикл плавки τ, хв	Питома інтенсивність продувки і i_{O_2} , м ³ /т·хв	Питома витрата кисню Q, м ³ /т	Константа швидкості k_1 , хв ⁻¹	Початкова концентрація C ₀ , %	Кінцева концентрація C _к , %	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
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 4

Вихідні дані для розрахунку практичного завдання 4

Варіант	Продуктивність АСР П, т/час	Питом а 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 ₀₂ , 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
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

Навчально-методичне видання

**Мамешин Валерій Сергійович,
Синегін Євген Володимирович,
Журавльова Світлана Валеріївна,
Грек Олександр Сергійович**

АЛЬТЕРНАТИВНІ ПРОЦЕСИ ВИРОБНИЦТВА ЧОРНИХ МЕТАЛІВ

Навчально-методичні рекомендації
до виконання індивідуального завдання та практичних занять

Електронне видання

Експертний висновок склав канд. техн. наук, доц. Олександр СТОЯНОВ

Зареєстровано НМВ УДУНТ (№ 69 від 03.10.2025)

В авторській редакції

Комп'ютерна верстка Є. В. Синегін

Формат 60x84 1/16. Ум. друк. арк. 2,79. Обл.-вид. арк. 2,82.
Зам. № 109.

Видавець: Український державний університет науки і технологій.
вул. Лазаряна, 2, ауд. 2216, м. Дніпро, 49010.

Свідоцтво суб'єкта видавничої справи ДК № 7709 від 14.12.2022

Адреса видавця та дільниці оперативної поліграфії:
вул. Лазаряна, 2, Дніпро, 49010