

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

Яворський Владислав Євгенович

УДК 662.7

**ОБҐРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЇ ГАЗИФІКАЦІЇ БУРОГО ВУГІЛЛЯ ДЛЯ
ОТРИМАННЯ СИНТЕЗ-ГАЗУ**
Спеціальність 101 – Екологія

Автореферат
дисертації на здобуття наукового ступеня
магістра

Київ – 2018

Дисертацією є рукопис.

Робота виконана на кафедрі інженерної екології в Національному технічному університеті України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» Міністерства освіти і науки України, м. Київ.

Науковий керівник: кандидат технічних наук
Жукова Наталія Іванівна Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського», старший викладач інженерної екології;

Рецензенти: доктор технічних наук, професор
Фролов Олександр Олександрович;

Захист відбудеться «25» травня 2018 р. о 14⁰⁰ годині на засіданні ДЕК кафедри інженерної екології в Національному технічному університеті України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» за адресою: 03056, м. Київ, вул. Борщагівська, 115, ауд. 201-22.

З дисертацією можна ознайомитися на кафедрі інженерної екології в Національному технічному університеті України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» за адресою: 03056, м. Київ, вул. Борщагівська, 115, ауд. 203-22.

ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА РОБОТИ

Актуальність теми. Найбільш суттєвою проблемою України сьогодні є незадовільний стан її енергетичної безпеки, яка значною мірою визначається нераціональністю енергетичної ресурсної бази. Структурна нераціональність енергетичної ресурсної бази України визначається недостатністю вітчизняного виробництва продуктів вуглеводневої групи для задоволення потреб країни, яке, своєю чергою, визначається:

- обмеженістю природних запасів і видобутку вуглеводнів у країні;
- недостатнім технологічним розвитком вітчизняної нафтопереробної промисловості, неспроможним забезпечити рентабельність виробництва в умовах глобального зростання цін на нафтову сировину та низької диверсифікації джерел її імпорту;
- відсутністю у країні виробництва моторного палива з альтернативної сировини (природний газ і вугілля).

Така ситуація визначає суттєву зовнішню енергетичну залежність країни.

Сучасна політика більшості країн із розвинутою вугільною промисловістю спрямована на те, щоб безупинно забезпечувати стан технічної готовності до того часу, коли заміна нафти вугіллям стане об'єктивно вигідною з економічних причин або через стратегічну необхідність.

Найбільш придатним для одержання рідкого палива у великих обсягах є буре вугілля. У більшості випадків видобування низькоякісного палива буде рентабельним тільки за умови його комплексного перероблення.

Вугілля як енергетична сировина є найбільш екологічно небезпечною з усіх викопних видів палива через підвищену емісію шкідливих речовин при його спалюванні. Відомо, що можна значно знизити шкоду природному середовищу від вугільної енергетики, якщо використовувати газоподібні або рідкі види палива, одержувані шляхом глибокої переробки вугілля.

В області малої та середньої енергетики доцільно розробляти комбіновані схеми виробництва, що дозволяють підвищити екологічну безпеку, економічну та енергетичну ефективність користування вугілля низького ступеня метаморфізму, а також розширити сферу їх застосування.

До нового покоління таких схем відноситься автотермічний процес шарової газифікації вугілля із зворотнім дуттям, в рамках якого пальна маса вугілля розділяється на два компоненти: газоподібний енергоносій - горючий газ - та високоактивний коксовий залишок - середньотемпературний кокс.

Тому проведення досліджень по даному напрямку представляють актуальну наукову задачу.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Магістерська дисертація виконана у Інституті енергозбереження та енергоменеджменту у відповідності з тематичним планом науково-дослідних робіт Міністерства освіти і науки України.

Мета і задачі дослідження. Мета роботи – удосконалення тепло-технологічного процесу переробки бурого вугілля для отримання газоподібного енергоносія в шаровому реакторі.

Для досягнення поставленої мети в роботі визначені наступні задачі дослідження:

- проаналізувати технології переробки вугілля, направленні на отримання газоподібного продукту;
- виконати аналіз процесів переносу тепла та маси при шаровій газифікації вугілля із зворотнім дуттям;
- виконати експериментальне дослідження впливу основних параметрів на показники тепло-технологічного процесу;
- покращити фізичну модель процесу та розробити математичну модель процесу переносу тепла та маси при шаровій газифікації вугілля із зворотнім дуттям;
- розробити рекомендації щодо вдосконалення процесу шарової газифікації із зворотнім дуттям.

Об'єкт дослідження – процес переробки бурого вугілля для отримання газоподібного енергоносія в шаровому реакторі.

Предмет дослідження – параметри тепло-технологічного процесу газифікації бурого вугілля.

Методи дослідження: аналіз та узагальнення наукових і практичних досягнень; експериментальний метод; метод моделювання; метод порівняння та аналогій; метод узагальнення.

Наукова новизна одержаних результатів представлена **науковими положеннями**, в яких вперше:

- отримано залежності впливу витрати повітря для дуття, фракційного складу та вологості бурого вугілля на швидкість газифікації, вихід і склад газу та коксу;
- визначено вплив витрати кисню для дуття на показники газифікації із зворотнім дуттям. На основі отриманих даних розроблені удосконалення газифікації із зворотнім дуттям;
- виконано аналіз стадій шарової газифікації вугілля із зворотнім дуттям, за допомогою якого удосконалена фізична та розроблена математична модель процесу.

Практичне значення одержаних результатів:

полягає в застосуванні рекомендацій щодо удосконалення способу отримання газу та середньотемпературного коксу в шаровому реакторі із зворотнім дуттям, що призначений для застосування в складі промислових комплексів з виробництва синтетичних вуглеводневих палив та продуктів на основі середньотемпературного коксу з бурого вугілля.

Публікації. Магістерська дисертація є продовженням бакалаврського дипломного проекту за темою: «Видобування бурого вугілля на гірничому підприємстві з розробкою технології його газифікації.». Результати роботи опубліковано в __ наукових працях, з них __ – у провідних фахових виданнях, __ – в матеріалах конференцій.

Структура та обсяг роботи. Магістерська дисертація складається із вступу, 4 – ох розділів і висновку, викладених на ___ сторінках машинописного тексту, в тому числі містить __ ілюстрацій, __ таблиць і список використаних джерел з __ найменувань на __ сторінках. Повний обсяг становить ___ сторінок.

ОСНОВНИЙ ЗМІСТ РОБОТИ

У вступі розглянуто актуальність обраної теми дисертації, обґрунтовано необхідність проведення наукових досліджень з вказаного напрямку, сформульовано мету і задачі досліджень, вказано на зв'язок роботи з науковими програмами, планами та темами, визначено об'єкт і предмет досліджень, подано перелік використаних методів досліджень для досягнення поставленої в роботі мети.

У першому розділі розглянуто перелік сучасних способів переробки вугілля для отримання газоподібних енергоносіїв.

Класичними методами, що відрізняються по характеру взаємодії вугілля з газифікуючими агентами є:

- газифікація в щільному шарі палива під тиском (метод «Lurgi»);
- газифікація дрібнозернистого палива в киплячому шарі вугілля, що створюється потоком парокисневої суміші при атмосферному тиску (спосіб Вінклера);
- газифікація вугільного пилу в супутньому потоці з парокисневою сумішшю при атмосферному тиску (спосіб Копперса-Тотцека) (табл.1). В основі лежать реакції неповного окислення органічної маси вугілля в газоподібні горючі речовини (переважно CO і H₂) при продуванні потоком парокисневої або пароповітряній суміші.

Таблиця 1

Технологічні характеристики газогенераторів

Показники	Газогенератори			
	«Lurgi»	Вінклера	Коперс-Тотцек	Техасо
Характеристика вугілля:				
тип	Будь-яке вугілля, крім коксівного	Лігніти і суббітумінізоване вугілля	Будь-яке вугілля	
Розмір часток, мм	6-40	0,8-1	0,075	0,1-10
Вміст вологи, %	До 30	До 12	До 8	До 40
Стан вугілля в реакторі	Стаціонарний шар	Псевдозріджений шар	Режим виносу	Водовугільна суспензія
Робочий тиск, МПа	2,0-3,0	0,12-0,21	0,14	3,5-4,0
Максимальна температура в газогенераторі, °С	1200	1100	2000	1600
Вид дугтя	Парокисневе			
Час перебування вугілля в газогенераторі	1-3 год	20-40хв	0,5-10с	1-10с
Ступінь конверсії вуглеводню, %	99	60-90	90-96	99
Максимальна потужність газогенераторів				
По вугіллю, т/год	75	42,2	35,2	6
По газу, тис.м ³ /год	140	33	55	12
Витрата, т/т				
кисню	0,5	0,5	0,76	0,85
пари	1,9	0,88	0,24	0,30

Об'ємне співвідношення пара/кисень	5,9	3,1	0,55	0,64
Склад сирого газу, %				
CO	20	30-50	55-66	55
H ₂	39	35-46	21-32	33
1	30	13-25	7-12	11
CH ₄	10	1-1,8	0,1	0,1
CnHm	0,7	-	-	-
Співвідношення H ₂ : CO в газі	2,0	1,0	0,5	0,5
Теплота згорання газу, МДж/м ³	11,5	9-13	10,6-11,8	11,5
Термічний ККД газогенератора, %	75-85	45-75	75-85	75

Основні недоліки процесу «Lurgi» пов'язані, по-перше, з необхідністю використання сортового вугілля дрібно-фракційне вугілля доводиться використовувати в інших процесах. По-друге, в цьому процесі разом з газифікацією відбувається піроліз вугілля, продукти якого (смола, пірогенетична волога і інші) відносяться з газом, що вимагає складнішого його очищення. Крім того, в описаному процесі з твердим шлаковидаленням міра використання водяної пари невисока (30-40%). Це збільшує як витрати енергії на газифікацію, так і кількість води, що вимагає очищення перед викидом з установки.

Удосконалення процесу «Lurgi» йде шляхом збільшення температури в зоні горіння і газифікації. При цьому міра конверсії водяної пари зростає, а видалення шлаку здійснюється в рідкому виді.

Процес Копперс-Тотцека має технологічні переваги, оскільки при високих температурах смоли і інші високомолекулярні з'єднання розкладаються, що спрощує очищення газу і скидної води. Проте цей процес має і ряд недоліків. Передусім висока температура отриманого газу вимагає утилізації фізичної теплоти, що міститься в ній. Оскільки сирий газ містить багато пилу і має атмосферний тиск, його теплоту можна використовувати тільки в котлі-утилізаторі для виробництва технологічної пари. Атмосферний тиск є недоліком ще і тому, що обмежує одиничну продуктивність газифікатора, яка навряд чи може перевершити декілька десятків тисяч кубометрів газу за годину (20-30 т вугілля на годину).

Цікаві спроби удосконалити метод Копперс-Тотцека шляхом підвищення тиску в газифікаторі до 1-2 МПа, проте при цьому потрібно зважати на збільшення в газі вмісту метану. Удосконалення методу Вінклера можливо шляхом підвищення температури і тиску процесу.

Термічна переробка вугілля не може розглядатися як самостійний спосіб приготування штучних рідких палив, тому що рідкі продукти термічної переробки твердих горючих копалин містять велику кількість органічних сполук, що містять

кисень, азот і сірку, та не можуть бути безпосередньо використані як синтетичне рідке вуглеводневе паливо.

Основними недоліками відомих технологій хімічної переробки вугілля в порівнянні з технологіями нафтопереробки і нафтохімії є відносно низька продуктивність і жорсткі умови їх здійснення (висока температура і тиск).

У порівнянні зі схемою шарової газифікації з прямим дуттям в схемі із зворотнім дуттям швидкість хвилі ФХП і, відповідно, продуктивність газифікатора при інших рівних умовах виявляється істотно (на порядок) нижчою.

Комбіноване виробництво середньотемпературного коксу та газоподібного енергоносія (горючого газу), що використовується для отримання теплової енергії, дозволяє істотно знизити шкідливі викиди в атмосферу приблизно в 45-50 разів, головним чином за рахунок радикального зниження викиду оксиду вуглецю, в порівнянні з класичними технологіями еквівалентної потужності - середньотемпературним коксуванням в шахтних печах та виробленням тепла у вугільному котлі.

У другому розділі розглядаються сформовані на сьогодні в наукових роботах уявлення про природу тепло-технологічного процесу шарової газифікації із зворотнім дуттям.

Великий вклад в дослідження наукових робіт про процеси переносу тепла та маси при шаровій газифікації вугілля із зворотнім дуттям внесли такі вчені як: Степанов С.Г., Морозов А.Б., Салганський, Е.А., Ісламов С.Р., Карп І.М., Дичковський Р.О.

У роботах Степанова С.Г., Грода О.О., Морозова А.Б. розглянутого процесу в складі хвилі ФХП виділені зона сушіння, зона піролізу та окислення летких, зона горіння вуглецю, зона відновлення, зона охолодження. У процесі послідовного проходження паливом зазначених зон відбувається перетворення речовини вихідного вугілля в генераторний газ і твердий залишок газифікації.

У зоні сушіння, згідно робіт Степанова С.Г., Грода О.О., відбувається випаровування власної вологи палива. Слідом за тим починається процес піролізу, при цьому леткі речовини, що виходять з вугілля повністю або частково згоряють в кисні, що подається з дуттям. Формально початок виходу з вугілля летких речовин обумовлює перехід частинок із зони сушіння в зону піролізу та окислення летких.

Найпростішим підходом до опису ефективної теплопровідності в роботах попередніх дослідників процесу перенесення тепла в зернистому шарі в цілому та шарової газифікації вугілля - зокрема є припущення про переважання кондуктивного механізму. В роботі Гольдштیکا М.А. запропонована формула контактної теплопровідності засипки при відомому коефіцієнті теплопровідності частинок:

$$\lambda_k = 0,18v' \lambda_c, \quad (1)$$

де v' - частка площі проекції частинки, яку займає контактна площадка. Коефіцієнт теплопровідності, що визначений таким чином, суттєво менше коефіцієнта теплопровідності самих частинок.

Ще одним ключовим фактором процесу, безумовно, є надходження горючих компонентів із вугілля в газові потоки при термічній деструкції палива. Цей фактор разом із швидкістю подачі окислювача в реакційну зону є одним з визначальних для

тепловіддачі в реакторі, оскільки забезпечує екзотермічну газофазову реакцію палива з окислювачем. Очевидно, інтенсивність тепловіддачі визначає цілий ряд інших характеристик процесу газифікації: швидкість руху зони ФХП, глибина перетворення палива, продуктивність реактора по продукту газифікації та інші. Однак, на відміну від швидкості подачі окислювача, кінетика термічного розкладу є індивідуальною властивістю палива.

Найбільш часто кінетику термічного розкладу палива описують з використанням експоненційної залежності швидкості виділення маси з твердої фази від температури. Так, в роботі Померанцева В.В. процес термічного розкладу палива представляється у вигляді розриву фізико-хімічних зв'язків усередині його {палива} складових з наступним вельми швидким утворенням кінцевих продуктів розкладу, а швидкість реакції, що характеризує руйнування зв'язків в групі, підпорядковується закону Арреніуса. Швидкість виділення продуктів термічного розкладу записується таким чином:

$$\sum \frac{d}{d\tau} \left(\frac{v_i}{C_{oi}} \right) = \sum k_i \left(1 - \frac{v_i}{C_{oi}} \right)^n, \quad (2)$$

де v_i - частка продуктів термічного розкладу даної групи в загальній кількості продуктів розкладу, що отримується за час τ в результаті розриву зв'язків даної групи; C_{oi} - частка продуктів термічного розкладу даної групи в загальній кількості продуктів розкладання, що отримується при повному руйнуванні зв'язків даної групи, $0 \leq v_i \leq C_{oi}$; $k_i = k_{oi} e^{-\frac{E_0}{RT}}$ - константа швидкості реакції, що характеризує руйнування зв'язків даної групи; n - порядок реакції.

Автором Бабієм В.І. в результаті обробки результатів дослідів з частинками пилу вугілля різних марок була отримана єдина для всього вугілля емпірична залежність для розрахунку часу виходу та горіння летких:

$$\tau_{ГЛ} = k_{ГЛ} * 0,5 * 10^6 * d^2, \quad (3)$$

де $k_{ГЛ}$ - емпіричний коефіцієнт, характерний для кожної марки вугілля. Дослідження проводилися на частинках розміром від 0,15 до 1 мм при температурах окисного середовища (до 21% O_2) 1100-1600 К. Встановлена квадратична залежність тривалості горіння летких від розміру часток вугільного пилу при високих теплових потоках. Це вказує на наявність дифузійного гальмування всередині частинок (якби воно було відсутнє, вихід летких визначався б кінетикою реакцій деструкції вугільної речовини, що розвиваються по всьому об'єму вугільних частинок, і не залежав би від діаметру частинок). Середня поверхнева швидкість виходу летких ($кг/(м^2 \cdot с)$) описується виразом:

$$K_{vol} = \frac{d * \rho_c * V^d}{100 * \tau_{ГЛ}}, \quad (4)$$

де ρ_c - густина сухого вугілля, $кг/м^3$, V^d - відносний вміст летких на суху масу палива.

Для оцінки складу летких компонентів в зоні горіння можна використовувати стехіометричний коефіцієнт, що характеризує кількість кисню, необхідну для повного окислення летких. Зазначено, що в міру нагрівання речовини вугілля виникають екзо та ендотермічні ефекти, однак тепловий ефект виходу летких не враховується. Температура займання летких прийнята рівною 873 К. Конкретні дані про склад летких не наводяться.

Цей підхід до опису кінетики термічного розкладання частинок вугільного пилу розвинений в роботі Степанова С.Г. в частині визначення складу летких для частинок розміром від 1 до 300 мкм та температур в реакторі вище 2000 К. Використовується представлення летких у вигляді гіпотетичної речовини постійного складу $C_kH_mO_nN_p$, коефіцієнти k, m, n, p розраховуються враховуючи припущення, що склад летких визначається вмістом елементів в горючій масі палива. Леткий вуглець визначається по різниці між загальним вмістом летких і сумарним виходом інших елементів. (Такий же підхід до визначення складу летких прийнятий в роботі Грода О.О.) Тепловий ефект виходу летких не враховується. У більш пізніх роботах, присвячених уже газифікації вугілля в щільному шарі, автор використовує модель лінійної залежності частки летких, що вийшли, від швидкості нагрівання, а склад летких - аналогічним.

Як згадувалося вище, при шаровій газифікації вугілля із зворотнім дуттям процеси в зоні відновлення прийнято описувати як хімічну взаємодію твердого вуглецю палива з діоксидом вуглецю і водяною парою, що містяться в фільтр газі, за умови досить високої температури конденсованої фази. У роботі Славина В.С. при розгляді гетерогенного реагування вуглецю коксу з діоксидом вуглецю і водяною парою в складі кінетичних констант крім власне кінетики реакцій враховують дифузію реагентів в порах. Саме реагування описують із залученням понять питомої реакційної поверхні, константи швидкості та енергії активації хімічної реакції, а також коефіцієнтів дифузії газоподібних реагентів до реакційної поверхні. У розрахунках зазначені величини визначають з різних експериментальних даних, наведених, наприклад, в роботах Головіна Є.С. та Ключа С.В.. Надійність і актуальність цих даних до розглянутого процесу шарової газифікації знижує те, що вони були отримані в інших умовах.

Найбільшою невизначеністю в якості окремого параметру реагування має поняття питомої реакційної поверхні. У книзі автора Ермілова П.Г. виділені чотири основні підходи до цієї характеристики в роботах різних дослідників:

- 1) реакційна поверхня - це деяка ефективна поверхня, на якій концентрація окислювача при низьких швидкостях горіння вважається рівною концентрації в обсязі навколо частинки і яка становить невелику частку від внутрішньої поверхні;
- 2) реакційна поверхня - вся внутрішня поверхня палива;
- 3) реакційна поверхня визначається з урахуванням неоднакової інтенсивності використання внутрішньої поверхні в гетерогенних реакціях шляхом диференційованого визначення дифузійного потоку в {модельних} порах різного розміру, а кількість пір підраховується за допомогою експериментальної кривої розподілу обсягу пір за розмірами;
- 4) питання про реакційну поверхню як про окремий параметр свідомо опускається внаслідок труднощів, що виникають при оцінці її величини.

Автор Оренбах М.С. на підставі аналізу великих експериментальних досліджень приходить до висновку, що надзвичайно висока реакційна здатність буровугільних коксів пов'язана, перш за все, з їх характерною сприятливою текстурою. Хоча обсяг великих пір та тріщин в частинках невеликий, він достатній для доставки окислювача до мікропір, в гирлах яких, як на дефектах структури, відбувається основний обсяг «вибіркового» гетерогенного реагування (ця

«вибірковість» особливо докладно розглянута в роботі Яворського І.О.). При цьому мікропори швидко розширюються в місцях з'єднання з макропорами. В результаті відбувається злиття початкових ділянок мікропор, що призводить до збільшення частки макропор в загальному об'єму пір. У припущенні, що розширення початкових ділянок мікропор і утворення нових мікропор весь час компенсуються зменшенням їх довжини, таке протікання процесу може не викликати помітної зміни внутрішньої поверхні.

Гамбург Д.Ю. зазначає, що на реагуючій поверхні буровугільного коксу спостерігаються надзвичайно низькі дійсні швидкості реагування, однак це з надлишком компенсується великими розмірами реакційної поверхні; в результаті реакційна здатність буровугільного коксу дуже висока в порівнянні з коксом іншого вугілля.

За висновком автора Оренбаха М.С., реакційна поверхня буровугільних коксів розташовується на поверхні пір діаметром до 400 мкм. Це пояснюється тим, що вся речовина коксу бурого вугілля пронизана великими порами, в які впадає значна кількість мікропор і перехідних пір невеликої довжини. Режим процесу реагування в мікропорах автор визначає як дифузний.

Цікаво також відзначена в цій роботі сталість вагової швидкості реагування зі збільшенням розміру часток від 0,175 до 2 мм та невелике зниження цієї швидкості лише для більших часток, причому не пропорційно зміні зовнішньої поверхні. Звідси випливає відносно мала роль реагування на зовнішній поверхні коксу.

Основними параметрами, за допомогою яких можна управляти процесом шарової газифікації вугілля із зворотнім дуттям, є витрата дуття, що подається в реактор та концентрація кисню в дутті, а також фракційний склад і вологість вугілля. Розглянемо передбачувану ступінь впливу кожного з цих параметрів на характеристики процесу.

Витрата дуття, що подається в реактор визначає кількість окислювача, що підводиться в зону горіння летких. Інтенсивність горіння летких обумовлює максимальні температури процесу, а отже, і кінетику процесу сушіння і піролізу вугілля, і ступінь конверсії частинок, і продуктивність реактору по газу, і питому теплоту згоряння продуктового газу. Слід зазначити, що вплив цього фактора на якісному рівні знайдено в роботі Ключа С.В., де розглядається горіння та газифікація шару палива на ланцюговій решітці. Однак кількісні дані для вугілля, обраного в якості основної сировини в даній роботі, а так само і досить повні експериментальні дані стосовно процесу шарової газифікації вугілля із зворотнім дуттям до теперішнього часу були відсутні.

Вологість палива, з роботи Хоффмана Е., впливає на кількість CO , що міститься в продуктовому газі: для підвищення виходу CO необхідно прагнути зменшити кількість води, що подається в реактор. Джерелом води (пара) при газифікації бурого вугілля із застосуванням повітряного дуття в першу чергу є волога, що міститься в паливі (до третини маси вихідного вугілля). З іншого боку, волога в процесі газифікації вугілля може розглядатися як тепловий баласт в твердій фазі. Вплив цього фактору на швидкість поширення хвилі фізико-хімічних перетворень по гетерогенній системі в літературі описується неоднозначно. Цікавим

є експериментальне вивчення впливу даного керуючого параметра на характеристики процесу шарової газифікації вугілля із зворотнім дуттям.

Виходячи з аналізу тематики, що розглядається, визначені вищевказані мета і задачі дослідження.

У третьому розділі розглядається опис експериментального дослідження тепло-технологічного процесу шарової газифікації бурого вугілля із зворотнім дуттям.

У даній роботі використаний реактор періодичної дії діаметром 300 мм. Для вимірювання температури в шарі вугілля всередині засипки рівномірно з кроком 180 мм стаціонарно розміщені 7 захищених хромель-алюмелевих термопар з діаметром термочутливого елемента 5,3 мм (діаметр захисного кожуха - 20 мм) таким чином, щоб термочутливий елемент розташовувався на осі каналу реактора. Схема експериментального стенду показана на рис. 1.

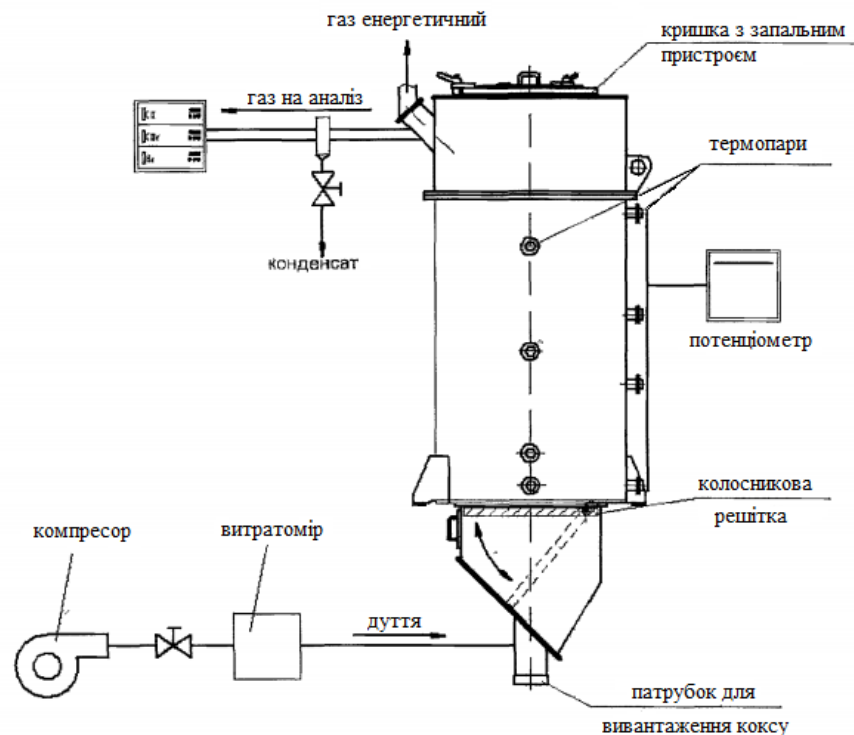


Рис. 1. Схема експериментального стенду для дослідження тепло-технологічного процесу шарової газифікації вугілля із зворотнім дуттям

Для оцінки впливу фракційного складу вугілля та витрати повітря для дуття на показники процесу використані вузькі фракції 1-3, 3-5 та 5-8 мм (в подальшому - просто «фракції»), а також широка фракція 3-10 мм з рівномірним розподілом розмірів частинок (в подальшому - «поліфракція»). Розміри частинок обрані з міркувань мінімізації їх термічного опору з метою забезпечення максимальної швидкості переробки вугілля. Експерименти по шаровій газифікації вугілля із зворотнім повітряним дуттям проводилися при стандартних умовах. Досліджений діапазон витрат повітря для дуття охоплює область режимів від часткової до повної газифікації вугілля: $0,022-0,125 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Характер зміни швидкості процесу газифікації, а також швидкості теплової хвилі в досліджених режимах наведено на рисунках 2 і 3. На рисунках 4 та 5

представлені графіки зміни виходу пального газу та твердого залишку газифікації в залежності від фракції вугілля і витрати повітря для дуття.

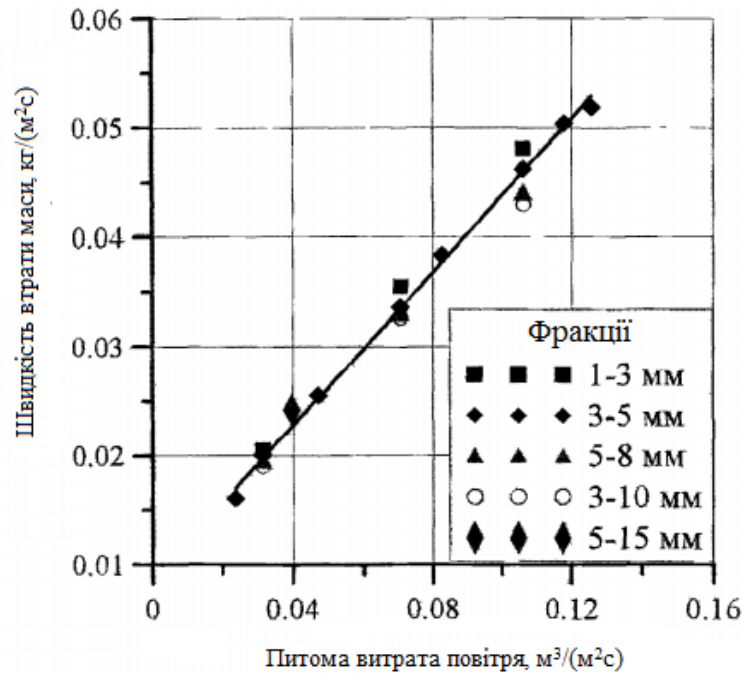


Рисунок 2 - Залежність швидкості процесу газифікації від витрати повітря для дуття та фракції вугілля

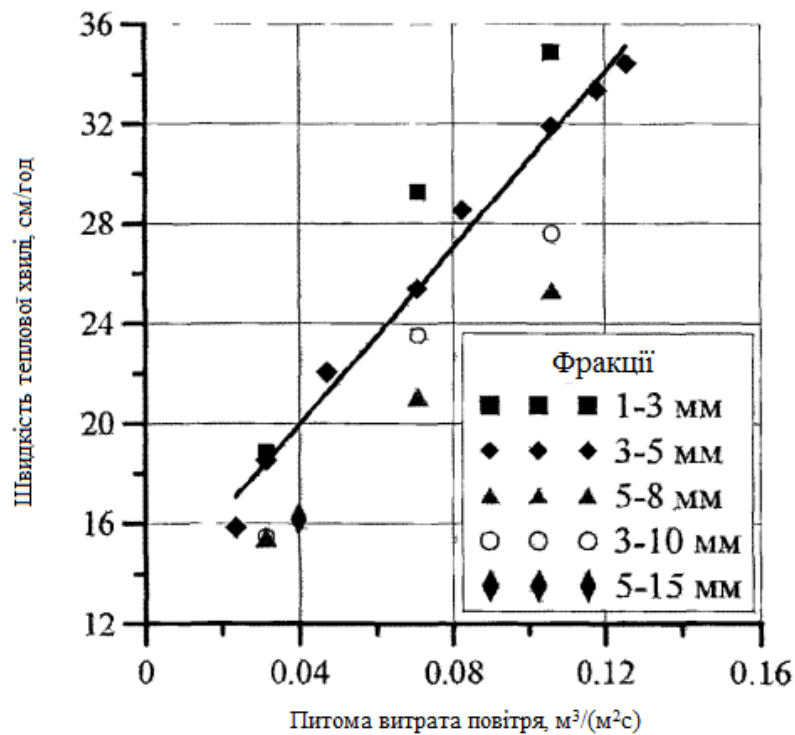


Рисунок 3 – Залежність швидкості переміщення теплової хвилі від витрати повітря для дуття та фракції вугілля

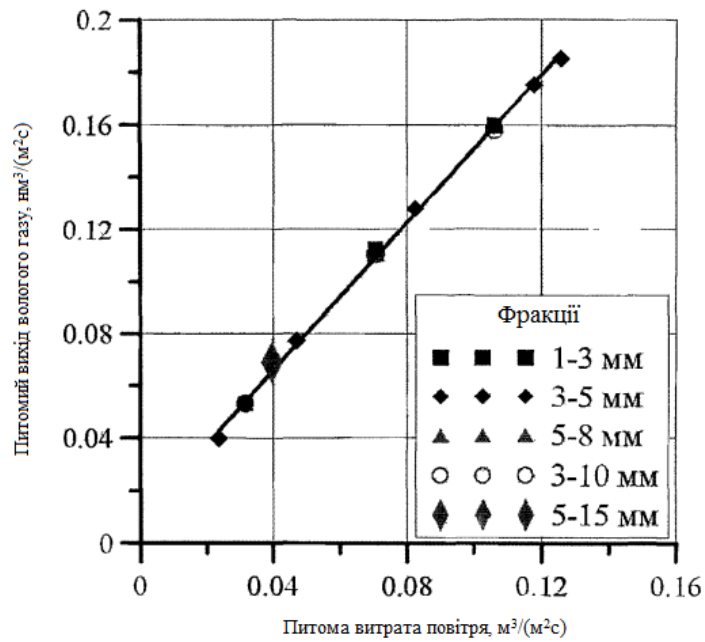


Рисунок 4 - Залежність продуктивності реактору по пальному газу від витрати повітря для дуття і фракції вугілля

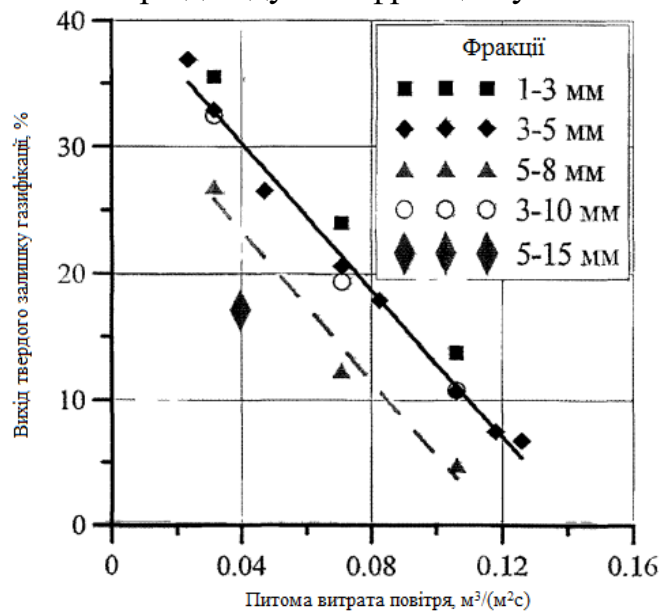


Рисунок 5 - Залежність продуктивності реактору по твердому залишку газифікації від витрати повітря для дуття та фракції вугілля

Як випливає з даних на рисунку 2, швидкість процесу газифікації вугілля, тобто швидкість перетворення конденсованої фази в газові продукти, лінійно зростає зі збільшенням витрати повітря для дуття.

Важливо зазначити, що швидкість теплової хвилі зростає зі збільшенням витрати повітря для дуття, а при однаковій витраті повітря для дуття - із зменшенням розміру фракції. Це не суперечить слабкій залежності сумарної швидкості процесу від фракційного складу вугілля, оскільки швидкість теплової хвилі, по суті, визначає пропорцію між масами газового та твердого продуктів газифікації. Чим вище швидкість теплової хвилі при одному і тому ж витраті повітря для дуття, тим більше вихід твердого залишку газифікації.

Питомий вихід твердого залишку газифікації тим вище, чим менший розмір фракції (див. рис. 5). Поліфракція по виходу твердого залишку газифікації у всьому дослідженому діапазоні витрат повітря для дуття виявляється ближче до фракцій із середнім розміром частинок менше 6,5 мм (1-3 та 3-5 мм).

Для дослідження впливу вологості вугілля на показники процесу одна партія вихідного вугілля протягом декількох годин витримувалась при температурі 378 К (далі - підсушене вугілля), над іншою партією ніяких дій не проводилось (далі - рядове вугілля).

Результати такого порівняння наведені в таблиці 2, з якої видно, що попередня сушка бурого вугілля (приблизно до 10%) і підвищення витрати повітря для дуття в 3,8 рази в сукупності призводять до майже триразового прискорення процесу виробництва середньотемпературного коксу; крім того, в 1,3 рази збільшується вихід коксу і на 20% підвищується питома теплота згоряння пального газу.

Таблиця 2

Основні показники процесу виробництва середньотемпературного коксу при використанні рядового та підсушеного вугілля

Параметр	Рядове вугілля	Підсушене вугілля
Питома витрата дуття, м ³ /(м ² с)	0,031(0,029)	0,118(0,110)
Максимальна температура, °С	680	979
Швидкість втрати маси, кг/(м ² с)	0,020	0,056
Швидкість теплової хвилі, см/год	18,6	48,3
Питомий вихід вологого газу на поперечний переріз апарату, нм ³ /(м ² с)	0,053	0,183
Питомий вихід вологого газу, нм ³ /кг вугілля	1,77	1,80
Вихід твердого залишку газифікації, кг/кг вугілля	0,33	0,44
Склад вологого газу, об. %		
Н ₂	14,2	11,9
СО	3,0	10,7
СО ₂	15,1	8,4
СН ₄	0,8	0
Н ₂ О	22,2	20,2
N ₂	44,7	48,8
Питома теплота згоряння вологого газу, МДж/нм ³	2,19	2,63

В експериментах по вивченню впливу витрати кисню для дуття на показники процесу була використана фракція вугілля 3-5 мм. Для подачі дуття в реактор замість компресора (див. рис.1) за посередництвом магістралі, що згладжує коливання тиску, до тракту подачі дуття були підключені балони з технічним киснем. Був вивчений діапазон витрат кисню для дуття 0,015 - 0,048 м³/(м²с). Експерименти проводилися в тих же умовах, що і в разі повітряного дуття, однак температура кисню, що іде з балонів, на вході в реактор мала температуру близько 273 К, тому при обробці експериментальних даних щільність кисню була взята близькою до нормальних умов. Дані про зміну швидкості процесу, а також

швидкості теплової хвилі в залежності від розходу кисню для дуття представлені на рисунках 6 і 7.

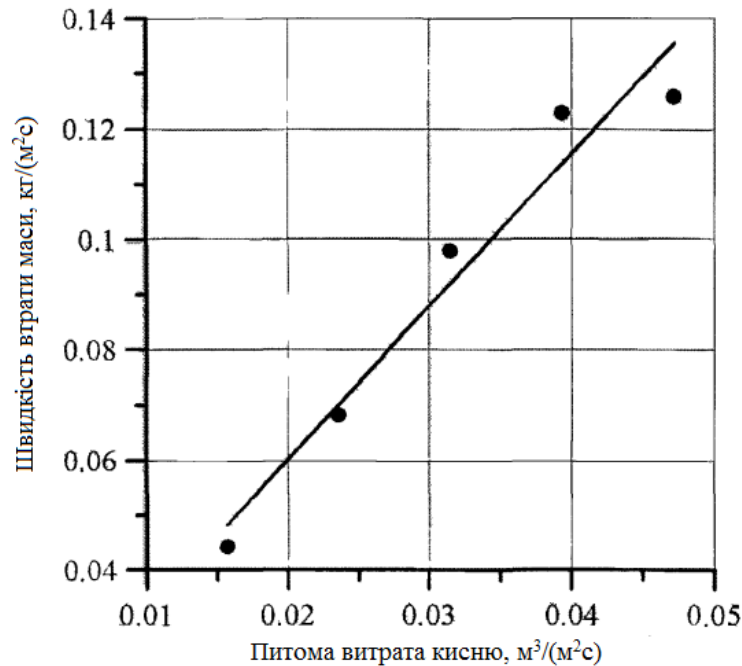


Рисунок 6 - Залежність швидкості процесу газифікації від витрати кисню для дуття

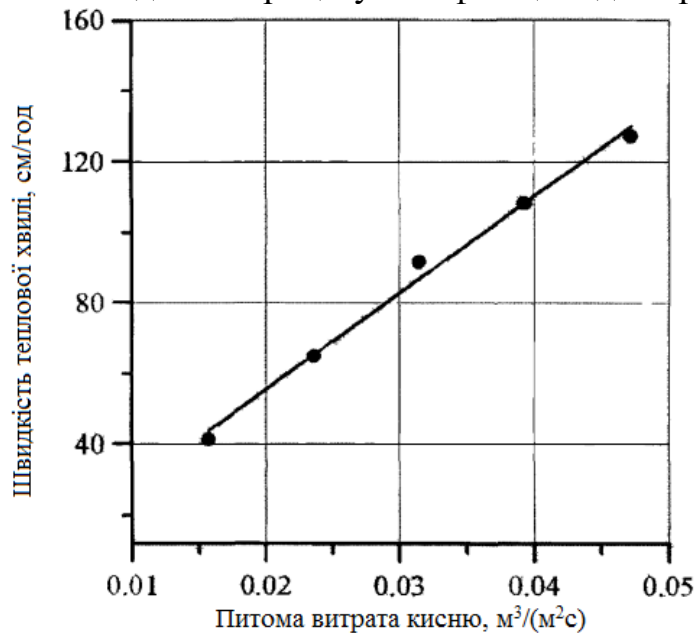


Рисунок 7 - Залежність швидкості теплової хвилі від витрати кисню для дуття

При заміні повітряного дуття кисневим швидкість процесу шарової газифікації зростає приблизно в 7 разів (див. рис. 2 та 6). Одночасно з газом, питомий вихід якого, як і в разі використання повітряного дуття, лінійно зростає зі збільшенням витрати кисню для дуття (рис. 8), в усьому вивченому діапазоні витрат виробляється постійна та порівняно велика кількість коксу (рис. 9), за вивченими характеристиками близьких до коксів, одержуваних при використанні повітряного дуття.

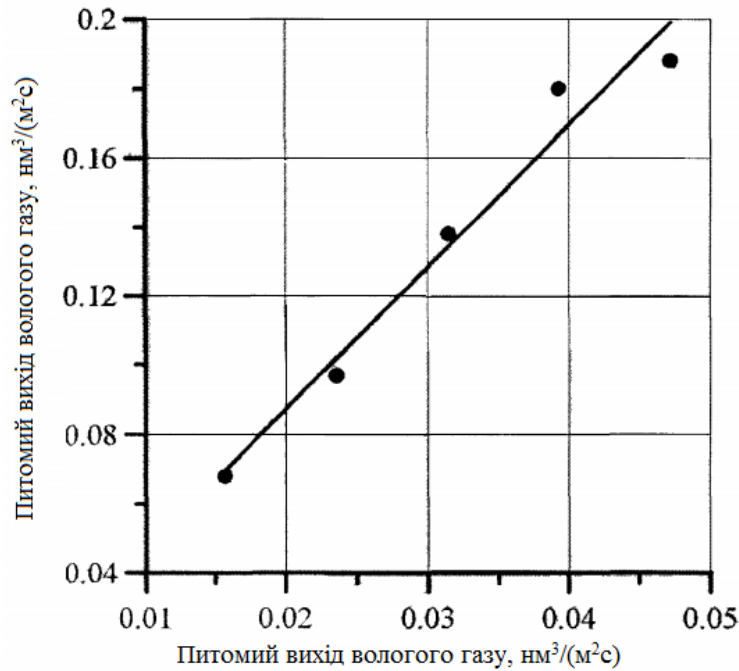


Рисунок 8 - Залежність продуктивності реактору по газу від витрати кисню для дуття

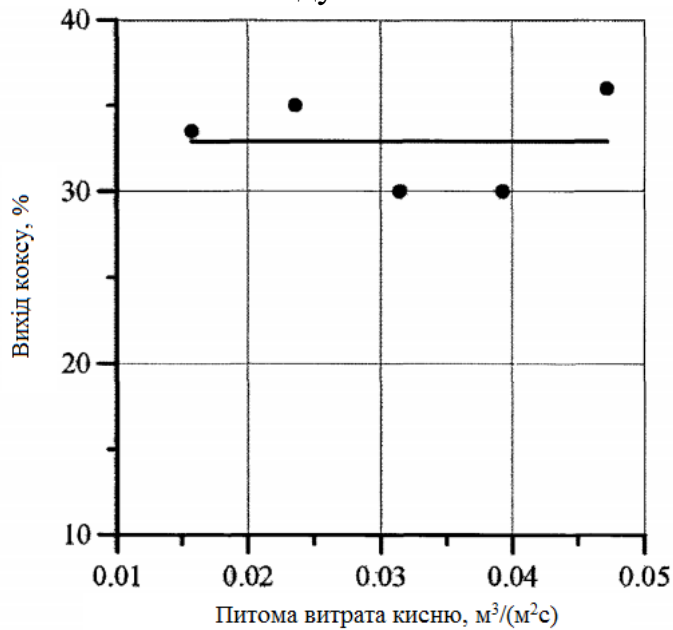


Рисунок 9 - Залежність продуктивності реактору по коксу від витрати кисню для дуття

При заміні повітряного дуття кисневим швидкість процесу шарової газифікації зростає приблизно в 7 разів. Одночасно з газом, питомий вихід якого, як і в разі використання повітряного дуття, лінійно зростає зі збільшенням витрати кисню для дуття, в усьому вивченому діапазоні витрат виробляється постійна та порівняно велика кількість коксу.

Відповідно до даних, представлених на рисунку 4, при високих значеннях витрати повітря для дуття (приблизний діапазон 0,100 - 0,125 м³/(м²с)) реалізуються режими, близькі до повної газифікації вугілля: в цих режимах досягається максимальний вихід горючого газу та максимум його питомої теплоти згорання за рахунок найбільших концентрацій горючих компонентів. Цільовим продуктом в

цьому діапазоні витрат повітря для дуття можна вважати лише горючий газ, оскільки твердий залишок газифікації - це зола з невеликою кількістю залишкового вуглецю.

В дослідженому діапазоні питомих витрат повітря для дуття виявлені дві зони цільових режимів здійснення тепло-технологічного процесу: зона карбонізації вугілля, тобто цільового виробництва коксу з попутним виробництвом газоподібного енергоносія, а також зона повної газифікації вугілля, тобто цільового перетворення вугілля в газоподібний енергоносіє.

У четвертому розділі розглядається дослідження впливу керуючих параметрів на показники процесу шарової газифікації бурого вугілля із зворотнім дуттям за допомогою розробленої математичної моделі.

Відповідно до прийнятих вище припущень представимо залежності параметрів конденсованої фази та газу, що фільтрується (температури, щільності та ін.) від координати у вигляді безперервних кусково-заданих функцій:

$$f(z, \tau) = \sum_{i=0}^M f_i(\tau) * \xi_i(z), \quad (5)$$

де z - координата за висотою реактора, M - кількість моношарів товщиною Δh , $f_i(\tau)$ - значення параметра газової та конденсованої фази в моношарах, $\xi_i(z)$ - елементарна функція, що має вигляд (6).

$$\xi_i(z) = \begin{cases} 1, & z \in [i * \Delta h; (i + 1) * \Delta h] \\ 0, & z \in [i * \Delta h; (i + 1) * \Delta h] \end{cases} \quad (6)$$

Використання безперервних функцій параметрів дозволяє перейти до застосування в математичній моделі звичних диференціальних рівнянь.

Швидкість газу визначається з рівняння нерозривності:

$$\omega \frac{\partial \rho_g}{\partial \tau} + \frac{\partial (\rho_g u_g)}{\partial z} = -(1 - \omega) \frac{\partial \rho_k}{\partial \tau} \quad (7)$$

де ω - пористість засипки; ρ_g - істинна густина газової суміші, кг/м³; ρ_k - удавана густина частинок, кг/м³; u_g - лінійна швидкість фільтрації газової суміші, м/с.

Рівняння стану газової фази:

$$P = \rho_g R T_g, \quad (8)$$

де P - тиск в системі, Па; R - універсальна газова стала, Дж/(моль*К).

Рівняння збереження енергії конденсованої та газової фаз запишемо наступним чином:

$$(1 - \omega) \frac{\partial (c_k \rho_k T_k)}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_{\text{рад}} \frac{\partial T_k}{\partial z} \right) - (1 - \omega) \frac{\partial \rho_k}{\partial \tau} * \Delta H_k + \alpha S_{\text{уд}} (T_g - T_k), \quad (9)$$

$$\omega \frac{\partial (c_g \rho_g T_g)}{\partial \tau} = (1 - \omega) \frac{\partial \rho_k}{\partial \tau} * \Delta H_k + Q_P - \frac{\partial (u_g c_g \rho_g T_g)}{\partial z} - \alpha S_{\text{уд}} (T_g - T_k), \quad (10)$$

Тут індекс «к» відноситься до конденсованої фази, «г» - до газової; c - питома теплоємність, Дж/(кг*К); $\lambda_{\text{рад}}$ - ефективний коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м*К); ΔH_k - питома зміна ентальпії частинок при фазових переходах та гетерогенному реагуванні, Дж/кг; α - коефіцієнт тепловіддачі від газової до конденсованої фази, Вт/(м²*К); $S_{\text{уд}}$ - питома контурна поверхня часток, м²/м³; Q_P - тепловий ефект хімічного реагування в газовій фазі, Вт/м³.

Ефективний коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м*К) у виразі (9) визначається з використанням запропонованої в степеневій залежності від температури та характерного розміру міжчасткових пор в засипці:

$$\lambda_{\text{рад}} = \zeta * (2 * d_{\text{пор}} * \varepsilon^2 * \sigma * T_{\text{к}}^3), \quad (11)$$

де $d_{\text{пор}}$ - характерний розмір міжчасткових пор в засипці, м; ε - ступінь чорноти поверхні вугілля; σ - стала Стефана - Больцмана, Вт/(м²·К⁴); ζ – параметр моделі.

Коефіцієнт тепловіддачі в (9), (10) $\alpha = \frac{Nu * \lambda_{\text{г}}}{d}$ розраховується з використанням формули А.П. Сокольського та Ф.А. Тимофєєвої для числа Нуссельта:

$$Nu = 2 + 0,16 * Re^{2/3}. \quad (12)$$

У формулі (12) Re – число Рейнольдса.

Область I (зона виділення та горіння летких)

Рівняння збереження маси для конденсованої фази та компонентів газу:

$$\frac{\partial \rho_{\text{к}}}{\partial \tau} = Y_1(T_{\text{к}}), \quad (13)$$

$$\omega \frac{\partial v_j \rho_{\text{г}}}{\partial \tau} = (G_j)_1 - \frac{\partial (v_j u_{\text{г}} \rho_{\text{г}})}{\partial z}, j = H_2, CO, CO_2, H_2O, N_2, O_2. \quad (14)$$

Тут Y_1 - функція зміни маси конденсованої фази за рахунок термічного розкладу, кг/с; v_j – молярні частки компонентів газової суміші; $(G_j)_1$ - джерело маси компонента газової суміші, що обумовлене термічним розкладанням конденсованої фази і хімічним реагуванням газової суміші з узагальненими леткими, кг/(м³·с).

Зміна щільності вугільної засипки в області I враховується із використанням емпіричних залежностей. Вираз для залежності безрозмірної щільності частинок в зоні горіння $N_{\text{гор}} = \frac{\rho_{\text{к}} - \rho_{\text{гор}}}{\rho_{\text{уд}} - \rho_{\text{гор}}}$ від часу нагрівання має наступний вигляд:

$$N_{\text{гор}} = l * K(T_{\text{к}}) * \tau_{\text{н}} + 1, \quad (15)$$

де $\tau_{\text{н}}$ - час нагрівання, с; $K(T_{\text{к}})$ - екстраполяція на температури нижче 973 К.

Кінцева щільність речовини часток в зоні горіння описується залежністю:

$$\rho_{\text{гор}} = \rho_{\text{уд}} * (0,76 - 4 * 10^{-4} * T_{\text{к}}). \quad (16)$$

У виразах (15) та (16) l - параметр моделі; $\rho_{\text{уд}}$ - удавана щільність вихідного вугілля, кг/м³.

Функція зміни щільності конденсованої фази в області I:

$$Y_1(T_{\text{к}}) = (1 - \omega) * [(\rho_{\text{уд}} - \rho_{\text{гор}}) * \frac{\partial N_{\text{гор}}}{\partial \tau} + (1 - N) * \frac{\partial \rho_{\text{гор}}}{\partial \tau}]. \quad (17)$$

Умова переходу із області I в область II

Процес термічної деструкції закінчується при $N_{\text{гор}} = 0$. Це є умовою переходу розрахунку із області I в область II.

Область II (зона відновлення)

Рівняння збереження маси для конденсованої фази та компонентів газової суміші:

$$\frac{\partial \rho_{\text{к}}}{\partial \tau} = Y_2(T_{\text{к}}, \rho_j), \quad (18)$$

$$\omega \frac{\partial v_j \rho_{\text{г}}}{\partial \tau} = (G_j)_2 - \frac{\partial (v_j u_{\text{г}} \rho_{\text{г}})}{\partial z}, j = H_2, CO, CO_2, H_2O, N_2. \quad (19)$$

Тут $Y_2(T_{\text{к}})$ - ефективна функція хімічно обумовленої втрати маси конденсованої фази в зоні відновлення, кг/с; $(G_j)_2$ - джерело маси компонента газової суміші, що обумовлено хімічним реагуванням в зоні відновлення, кг/(м³·с).

Функція зміни густини часток в області II має вигляд:

$$Y_2(T_k) = (1 - \omega) * [(\rho_{гор} - \rho_{відн}) * \frac{\partial N_{відн}}{\partial \tau} + (1 - N_{відн}) * \frac{\partial \rho_{відн}}{\partial \tau}], \quad (20)$$

де $N_{відн} = \frac{\rho_k - \rho_{відн}}{\rho_{гор} - \rho_{відн}}$ - безрозмірна густина часток в зоні відновлення:

$$N_{відн} = m * K(T_k) * \tau_n + 1, \quad (21)$$

$\rho_{відн}$ - кінцева щільність частинок в зоні відновлення:

$$\rho_{відн} = q * \rho_{гор} * (w * T_k + y). \quad (22)$$

У виразах (21) і (22) параметри моделі m та q визначаються із залученням експериментальних даних.

Початкові та граничні умови

$$\tau = 0, \quad (23)$$

$$T_k(z, 0) = T_0,$$

$$T_r(z, 0) = T_0,$$

$$\rho_k(z, 0) = \rho_{уд},$$

$$v_j(z, 0) = \chi_j^{пов}, j = H_2, CO, CO_2, H_2O, N_2, O_2;$$

$$z = 0, \quad (24)$$

$$\frac{\partial T_k}{\partial z} = 0,$$

$$T_r(0, \tau) = T_0,$$

$$v_j(0, \tau) = \chi_j^{\partial}, j = H_2, CO, CO_2, H_2O, N_2, O_2,$$

$$u_r = u_0;$$

$$z = L, \quad (25)$$

$$T_k(L, \tau) = T_з, \tau < \tau_{викл};$$

$$\frac{\partial T_k}{\partial z} = 0, \tau \geq \tau_{викл}.$$

У виразах (23) – (25) L - висота засипки, м; T_0 - початкова температура вугілля та повітря в реакторі, К; $T_з$ - температура запалювання, К; $\chi_j^{пов}$ – молярна доля j -го компонента в сухому повітрі; χ_j^{∂} - молярна доля j -го компонента газової суміші в поданому дутті; u_0 - лінійна швидкість газу на вході в реактор, м/с; $\tau_{викл}$ - момент часу виключення запалення, с.

Для чисельного рішення системи рівнянь математичної моделі (7) – (25) використана неявно-явна різницева схема з поділом по фізичним процесам. На першому розрахунковому етапі (в рамках поточного часового кроку) вирішуються рівняння збереження без урахування джерел, пов'язаних із хімічним реагуванням. На другому розрахунковому етапі рішення уточнюється з урахуванням хімічного реагування. Алгоритм розв'язання рівнянь має наступний вигляд.

1. Вирішуємо рівняння збереження енергії конденсованої фази (9) без джерела, пов'язаного з фазовими переходами та гетерогенним реагуванням. Знаходимо T_i' (тут і далі індекс «к» у параметрів конденсованої фази опускається) з використанням неявного методу (прогонки). На першій ітерації параметри конденсованої фази беруться з попереднього (n-го) тимчасового кроку.

2. Вирішуємо рівняння збереження енергії газу (10) без джерел, пов'язаних з фазовими переходами та хімічним реагуванням. Знаходимо $T_{r,i}'$ з використанням неявного методу для рівнянь переносу. На першій ітерації параметри газової фази беруться з попереднього (n-го) тимчасового кроку.

3. Аналогічно п. 2 вирішуємо рівняння переносу компонентів газу (14), (19) без джерел, пов'язаних з хімічним реагуванням та фазовими переходами, використовуючи неявний метод для рівнянь переносу. Знаходимо зміст компонентів в газі.

4. З використанням отриманих значень температури $T_{r,i}'$ визначаємо нові щільність та теплоємність газової суміші.

5. Вирішуємо рівняння збереження маси конденсованої фази (13), (18) з використанням температури $T_{r,i}'$.

6. Розраховуємо реагування в газовій фазі (згоряння летких, рівноважний склад газу), використовуючи значення параметрів з першого розрахункового кроку (з індексом штрих). Визначаємо пов'язані з хімічним реагуванням джерела $(Q_P)_i^k$, $(G_j)_{1,i}^k$ та $(G_j)_{2,i}^k$ в рівняннях (10), (14), (19).

7. Розраховуємо нову температуру конденсованої фази T_i^{k+1} , виражаючи її в явному вигляді через T_i' з рівняння (9) з джерелом, пов'язаним із хімічним реагуванням та фазовими переходами, і без джерел, пов'язаних з теплопровідністю та теплообміном між фазами.

8. Розраховуємо нову температуру газу $T_{r,i}^{k+1}$ виражаючи її в явному вигляді через $T_{r,i}'$ з рівняння (10) з джерелом, пов'язаним з хімічним реагуванням та фазовими переходами, і без джерел, пов'язаних з конвекційним перенесенням та теплообміном між фазами.

9. Визначаємо новий склад газу, вирішуючи в явному вигляді рівняння переносу компонентів газової суміші (14), (19) з джерелами, пов'язаними з хімічним реагуванням та фазовими переходами, і без джерел, пов'язаних з конвекційним перенесенням.

10. Визначаємо нові щільність та теплоємність газу з використанням температури $T_{r,i}^{k+1}$.

11. За допомогою рівняння (7) визначаємо нову швидкість газу із використанням параметрів з індексом «k+1».

12. Повторюємо пункти 1-11 в ітераційному циклі до припинення зміни температури газової фази, як параметру, що найшвидше змінюється, від ітерації до ітерації в межах заданої похибки (тобто $|T_{r,i}^{k+1} - T_{r,i}^k| < \delta_{\text{ітер}}$). При виконанні умови на закінчення ітераційного циклу переходимо на наступний часовий крок. Значення параметрів на останній ітерації це шукані значення на (n+1)-му тимчасовому кроці.

Математична модель реалізована в середовищі Microsoft Visual C++.

Для перевірки адекватності моделі був проведений ряд тестових розрахунків.

1. *Конвекційне перенесення концентраційного обурення в газі.* В якості початкових умов в однорідне поле температур, концентрацій компонентів та швидкості газу вноситься обурення у вигляді 100% вмісту CO₂ у вхідній комірці розрахункової сітки. Рішенням задачі про перенесення обурення є переміщення піку концентрації CO₂ до виходу з реактора за час, що визначається заданою швидкістю газу.

2. *Тепловіддача від гарячого газу до конденсованої фази.* В якості вихідних умов задається різниця температур в 400 К між газом та конденсованою фазою по

всьому реактору. Газ нерухомий. Знаючи теплоємність газу та конденсованої фази, неважко аналітично розрахувати температуру, при якій в системі «газ - конденсована фаза» встановиться теплова рівновага.

3. *Теплопровідність в конденсованій фазі.* Тест передбачає розв'язок за допомогою розрахункового алгоритму завдання про прогрівання нескінченної пластини. Газова фаза в даному тесті не бере участь. За допомогою аналітичного рішення одновимірною нестационарною рівняння теплопровідності легко обчислити час прогріву пластини до заданої температури на обраній глибині.

На основі проведених досліджень впливу керуючих параметрів на показники тепло-технологічного процесу шарової газифікації вугілля з оберненим дуттям сформулюємо практичні рекомендації для використання при конструюванні окремих газифікаторів та проектуванні тепло-технологічних установок на основі процесу «Термококс».

Для цілей комбінованої безвідходної переробки бурого вугілля в середньотемпературний кокс та газоподібний енергоносіє (горючий газ) слід використовувати діапазон значень питомої витрати повітря для дуття $0,022 - 0,047 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ (режими карбонізації). Горючий газ в цьому випадку є побічним продуктом, він рекомендується для екологічно чистого спалювання в газових котлах, газопоршневих машинах з метою отримання теплової та/або електричної енергії. При використанні в якості сировини бурого вугілля, практично незалежно від його фракційного складу, одержуваний кокс - дрібнозернистий, тому, як правило, необхідне введення стадії брикетування (формований кокс, бездимний побутове паливо). Так як використання дрібно-фракційного вугілля призводить до підвищення продуктивності процесу по коксу, тому доцільно використовувати дрібну фракцію вугілля (3-5 мм). Використання великої фракції має сенс тільки для вугілля марки Д, коли твердим продуктом є переважно кокс класу горіх.

Для збільшення продуктивності реактору при роботі в режимах карбонізації рекомендується використовувати попередню сушку вугілля зі збільшенням витрати повітря для дуття в 3,8 рази. Це дозволить підвищити швидкість тепло-технологічного процесу майже в три рази, а питомий вихід коксу (кг/кг вугілля) - майже в півтора рази. Організація попередньої сушки сировини в промислових масштабах спричинить додаткові витрати, але їх оцінка виходить за рамки цього дослідження. Інший рекомендований спосіб підвищення продуктивності реактора по карбонізату – підігрів повітря для дуття, але не вище температури запалювання вугілля.

Робота газифікатора з питомими витратами повітря для дуття $0,047 - 0,100 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$, характерними для зони змішаних режимів, не рекомендується, оскільки одержувані продукти мають порівняно невисокі характеристики.

Для цільового перетворення бурого вугілля в газоподібний енергоносіє слід використовувати діапазон значень питомої витрати повітря для дуття $0,100 - 0,125 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ (режими повної газифікації), в якому забезпечується максимальна продуктивність реактора по пальному газу. В таких режимах утворюються золошлакові відходи, аналогічні відходам, отримуваних при шаровому спалюванні вугілля, що містять деяку кількість недопалу. Для інтенсифікації процесу повної газифікації слід використовувати дрібну фракцію вугілля (3-5 мм): це дозволяє

отримати велику питому продуктивність реактора, а горючий газ в цьому випадку має більшу питому теплоту згоряння. У конкретних проектах рекомендується одночасно оцінювати витрати на виробництво дрібної фракції із рядового вугілля.

Результати експериментальних досліджень процесу шарової газифікації із зворотнім дуттям, отримані в даній роботі, є вихідними даними для проектування тепло-технологічних установок, призначених для екологічно безпечного виробництва газоподібного енергоносія (горючого газу), продуктів синтезу вуглеводнів, а також металургійного коксу та бездимного побутового палива з бурого вугілля.

ВИСНОВКИ

Дисертація є завершеною науково - дослідницькою роботою, у якій вирішено актуальне наукове завдання удосконалення тепло-технологічного процесу переробки бурого вугілля для отримання газоподібного енергоносія в шаровому реакторі.

При виконанні досліджень у дисертаційній роботі отримані наступні наукові й практичні результати:

1. На основі отриманих даних по шаровій газифікації вугілля з оберненим кисневим дуттям було рекомендовано використовувати кисневе дуття. Газ, одержуваний в даному процесі, практично не містить азоту, що відкриває можливість його використання в якості синтез-газу при виробництві синтетичних вуглеводнів, включаючи рідке паливо.

2. Використання дрібно-фракційного вугілля призводить до підвищення продуктивності процесу по коксу, тому доцільно використовувати дрібну фракцію вугілля (3-5 мм).

3. Попередня сушка бурого вугілля (приблизно до 10%) і підвищення витрати повітря для дуття в 3,8 рази в сукупності призводять до майже триразового прискорення процесу виробництва середньотемпературного коксу; крім того, в 1,3 рази збільшується вихід коксу і на 20% підвищується питома теплота згоряння пального газу.

4. При заміні повітряного дуття кисневим швидкість процесу шарової газифікації зростає приблизно в 7 разів. Одночасно з газом, питомих вихід якого, як і в разі використання повітряного дуття, лінійно зростає зі збільшенням витрати кисню для дуття, в усьому вивченому діапазоні витрат виробляється постійна та порівняно велика кількість коксу.

5. Результати експериментальних досліджень процесу шарової газифікації із зворотнім дуттям, отримані в даній роботі, є вихідними даними для проектування тепло-технологічних установок, призначених для екологічно безпечного виробництва газоподібного енергоносія (горючого газу), продуктів синтезу вуглеводнів, а також металургійного коксу та бездимного побутового палива з бурого вугілля.

6. Для цілей комбінованої безвідходної переробки бурого вугілля в середньотемпературний кокс та газоподібний енергоносії (горючий газ) слід використовувати діапазон значень питомої витрати повітря для дуття $0,022 - 0,047 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ (режим карбонізації).

7. Для цільового перетворення бурого вугілля в газоподібний енергоносіє слід використовувати діапазон значень питомої витрати повітря для дуття $0,100 - 0,125 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ (режими повної газифікації), в якому забезпечується максимальна продуктивність реактора по пальному газу.

8. Розроблено математичну модель процесу переносу тепла та маси при шаровій газифікації вугілля із зворотнім дуттям;

9. Для подальшого удосконалення моделі процесу шарової газифікації необхідно проведення експериментальних досліджень з метою уточнення коефіцієнта тепловіддачі кращого застосування в даній технології.

АНОТАЦІЯ

Яворський В. Є. Обґрунтування технології газифікації бурого вугілля для отримання синтез-газу. – Рукопис.

Дисертація на здобуття наукового ступеня магістра за спеціальністю 101 – Екологія. – Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» МОН України. – Київ, 2018.

У даній роботі отримано залежності впливу витрати повітря для дуття, фракційного складу та вологості бурого вугілля на швидкість газифікації, вихід і склад газу та коксу. Також визначено вплив витрати кисню для дуття на показники газифікації із зворотнім дуттям. На основі отриманих даних розроблені удосконалення газифікації із зворотнім дуттям.

Практичне значення роботи полягає в тому, що визначено межі доцільних режимів переробки бурого вугілля в газоподібний енергоносіє та середньотемпературний кокс на основі процесу газифікації вугілля із зворотнім дуттям. Також удосконалено спосіб отримання газу та середньотемпературного коксу в шаровому реакторі із зворотнім дуттям, що призначений для застосування в складі промислових комплексів з виробництва синтетичних вуглеводневих палив та продуктів на основі середньотемпературного коксу з бурого вугілля.

Ключові слова: буре вугілля, газифікація вугілля, газифікація вугілля із зворотнім дуттям, газ, кокс, параметри процесу газифікації, удосконалення процесу газифікації.

ABSTRACT**Yavorskyi V. Ye. Reasoning of the technology of brown coal gasification for synthesis gas. – Manuscript.**

Dissertation for competition of a scientific degree of Master on a speciality 101 – Ecology. – National technical university of Ukraine «Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute» MES Ukraine. – Kiev, 2018.

At the research we obtained the dependences of the influence of the air flow for blasting, the fractional composition and humidity of brown coal on the gasification rate, the yield and composition of gas and coke. The effect of blowing oxygen consumption for blasting on gasification parameters with reverse blowing is also determined. On the basis of the obtained data, improvements have been made to gasification with reverse blowing.

The practical value of the work is that the boundaries of expedient regimes for the processing of brown coal into a gas and medium-temperature coke are determined on the basis of the gasification of coal with reverse blowing. The method of obtaining gas and medium-temperature coke in a layer reactor with reverse blowing is also improved, which is intended for use in industrial complexes for the production of synthetic hydrocarbon fuels and products based on medium-temperature coke from brown coal.

Keywords: brown carbon, coal gasification, gasification of carbohydrates with reverse blowing, gas, cox, parameters of the gasification process, improvement of the gasification process.

Яворський Владислав Євгенович

**ОБҐРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЇ ГАЗИФІКАЦІЇ БУРОГО ВУГІЛЛЯ ДЛЯ
ОТРИМАННЯ СИНТЕЗ-ГАЗУ**

101 – Екологія

Автореферат
дисертації на здобуття наукового ступеня
магістр