

КОНСТРУКТИВНІ ОСОБЛИВОСТІ ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ ТА ЧИСЛОВІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ТЕРМОХІМІЧНОЇ ПЕРЕРОБКИ БІОМАСИ.

ЧАСТИНА 1.

ОПИС РЕАКТОРА Й МОДЕЛЮВАННЯ РОБОЧОГО ПРОЦЕСУ

Отримано 25 бер. 2024 р.; рекомендовано до публікації 21 чер. 2024 р.
Доступно онлайн 01 лип. 2024 р.

Рохман Б. Б.^{1,2}, Кобзар С. Г.^{1,3}

Автор для кореспонденції: Рохман Болеслав,
e-mail: brolene@yahoo.com

¹ Д-р техн. наук
<https://orcid.org/0000-0002-1270-6102>

² канд. техн. наук
<https://orcid.org/0000-0002-8615-4400>

¹ Інститут теплоенергетичних технологій
НАН України, м. Київ, Україна

² Інститут відновлюваної енергетики НАН
України, м. Київ, Україна

³ Інститут технічної теплофізики НАН Укра-
їни, м. Київ, Україна

Запропоновано оригінальний спосіб виробництва з біомаси в одному реакторі двох різних за складом і теплотворною здатністю синтетичних газів: низькокалорійного – $\text{CO}_2 = 3,36\%$, $\text{CO} = 32,9\%$, $\text{H}_2 = 17,65\%$, $\text{H}_2\text{O} = 3,72\%$ та $\text{N}_2 = 42,35\%$ з теплотворною здатністю 6066 кДж/нм^3 – та середньокалорійного – $\text{CO}_2 = 9,2\%$, $\text{CO} = 34\%$, $\text{H}_2 = 13\%$, $\text{H}_2\text{O} = 24\%$, $\text{C}_{1.16}\text{H}_4 = 19\%$ ($70\% \text{ CH}_4 + 30\% \text{ C}_2\text{H}_4$), $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2} = 0,54\%$ та $\text{N}_2 = 0,23\%$ з калорійністю $14\,581 \text{ кДж/нм}^3$ з низьким вмістом смол. Експериментальна установка складається з двох піролізерів з фіксованим шаром і аерофонтаном (або пневмотранспортом) і газифікатора коксозального залишку Bagasse в нерухомому шарі. Піролізер з фіксованим шаром складається з двох концентричних циліндрів, на поверхнях яких розміщені електронагрівачі. Нерухомий шар частинок розташовується в зазорі між циліндрами. Представлено два варіанти дослідної установки. У першому з них швидкий піроліз у фіксованому шарі відбувається під впливом трьох зовнішніх джерел теплової енергії: двох електронагрівачів, розташованих на стінках циліндрів, і рециркуляції високотемпературних піролізних газів, унаслідок чого вдається досягти високих швидкостей прогріву частинок Bagasse у нерухомому шарі – $736\text{--}1389 \text{ }^\circ\text{C/хв}$. Для зменшення споживання електричної енергії в другому варіанті передбачено комбіноване підведення енергії: 50% електричної енергії та 50% теплової енергії димових газів з температурою $1300 \text{ }^\circ\text{C}$. У режимі аерофонтана (або пневмотранспорту) піроліз відбувається за рахунок теплової енергії димових газів з температурою $850\text{--}950 \text{ }^\circ\text{C}$, які обігрівають зовнішню поверхню обичайки, і теплової енергії несучого середовища (рециркулюючий піролізний газ з температурою $800 \text{ }^\circ\text{C}$).

Ключові слова: нерухомий шар, біомаса, Bagasse, теплопровідність, піроліз, пароповітряна газифікація, кондуктивний, радіаційний, теплообмін, газ, температура.

DESIGN FEATURES OF THE EXPERIMENTAL UNIT AND NUMERICAL STUDIES OF BAGASSE THERMO-CHEMICAL PROCESSING

PART 1

REACTOR DESCRIPTION AND WORKFLOW MODELING

Received Mar. 25, 2024; accepted Jun. 21, 2024
Available online Jul. 01, 2024

Rohman B. B.^{1,2}, Kobzar S. G.^{1,3}

Author for correspondence: Rokhman Boleslav,
e-mail: brolene@yahoo.com

¹ Dr. of Tech. Sciences
<https://orcid.org/0000-0002-1270-6102>

² Cand. of Tech. Sciences
<https://orcid.org/0000-0002-8615-4400>

¹ Institute of Thermal Energy Technologies of
the National Academy of Sciences of Ukraine,
Kyiv, Ukraine

² Institute of Renewable Energy NAS of
Ukraine, Kyiv, Ukraine

³ Institute of Technical Thermophysics of the
National Academy of Sciences of Ukraine,
Kyiv, Ukraine

We propose an original method for the production from biomass two synthetic gases of different composition and calorific value in one reactor: low-calorific gas – $\text{CO}_2 = 3.36\%$, $\text{CO} = 32.9\%$, $\text{H}_2 = 17.65\%$, $\text{H}_2\text{O} = 3.72\%$ and $\text{N}_2 = 42.35\%$ with a calorific value of 6066 kJ/nm^3 and medium-calorific one – $\text{CO}_2 = 9.2\%$, $\text{CO} = 34\%$, $\text{H}_2 = 13\%$, $\text{H}_2\text{O} = 24\%$, $\text{C}_{1.16}\text{H}_4 = 19\%$ ($70\% \text{ CH}_4 + 30\% \text{ C}_2\text{H}_4$), $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2} = 0.54\%$ and $\text{N}_2 = 0.23\%$ with a calorific value of

14581 kJ/nm³ and a low tar content. The experimental unit consists of two fixed bed pyrolyzers with an air fountain (or pneumatic transport) and a Bagasse coke-ash residue fixed bed gasifier. The fixed bed pyrolyzer consists of two concentric cylinders with electric heaters on their surfaces. The fixed bed of pellets is located in the gap between the cylinders. Two versions of the pilot plant are presented. In the first of them, rapid pyrolysis in a fixed bed occurs under the influence of three external sources of thermal energy: two electric heaters located on the walls of the cylinders and the recirculation of high-temperature pyrolysis gases, which makes it possible to achieve high heating rates of Bagasse pellets in a fixed bed – 736–1389 °C/min. To reduce the consumption of electric energy, the second variant provides a combined energy supply: 50% of electric energy and 50% of thermal energy from flue gases with a temperature of 1300 °C. In the aerofoil (or pneumatic transport) mode, pyrolysis occurs due to the thermal energy of flue gases with a temperature of 850–950 °C, which heat the outer surface of the shell, and the thermal energy of the carrier medium (recirculating pyrolysis gas with a temperature of 800 °C).

Keywords: fixed bed, biomass, Bagasse, thermal conductivity, pyrolysis, steam-air gasification, conductive, radiation, heat transfer, gas, temperature.

ПОЗНАЧЕННЯ

A – коефіцієнт прогону, кДж/(с·м³·К);

a – ступінь чорноти;

B – витрата, кг/год (кг/с) або коефіцієнт прогону, кДж/(с·м³·К);

C – концентрації газових компонентів, кмоль/м³, або коефіцієнт прогону, кДж/(с·м³·К);

c – теплоємність, кДж/(кг·К);

D – коефіцієнт дифузії, м²/с, або діаметр апарата, м, або коефіцієнт прогону, кДж/(с·м³);

E, γ – рекурентні коефіцієнти;

d – діаметр внутрішнього циліндра, м;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

H – висота, м;

h – коефіцієнт конвективного теплообміну, кДж/(с·м²·К);

I – сила струму, А;

k – константа швидкості реакції, м/с;

k₁ – k₃ – константи швидкостей первинних реакцій, с⁻¹;

k₄ – k₅ – константи швидкостей вторинних реакцій, с⁻¹;

k₀₁ – k₀₅ – передекспоненціальні множники, с⁻¹;

L – універсальна газова стала, кДж/(кмоль·К);

l – довжина спіралі, м;

M – масова частка газових компонентів;

n – число молей;

Nu – число Нуссельта;

P – тиск, Н/м²;

Q – тепловий ефект реакції, кДж/кмоль, або тепловий потік, кДж/(с·м³);

q – зовнішній тепловий потік за рахунок електронагріву, кДж/(с·м²);

r – швидкість гомогенної реакції, кмоль/(м³·с), або радіальна координата, м;

t – температура, °C;

U – напруга, В;

u – швидкість, м/с;

z – аксіальна координата, м;

α – коефіцієнт теплообміну, кДж/(с·м²·К);

δ – діаметр частинки, м;

ε – порозність шару;

η – кінематична в'язкість газу, м²/с;

λ – коефіцієнт теплопровідності, кДж/(с·м·К);

μ – молекулярна маса, кг/кмоль;

ρ – щільність, кг/м³;

τ – час, с;

Φ – параметр моделі теплопровідності зернистого шару;

Δ – проміжок, мм, або приращення функції. Індекси:

ash – зола;

bagas – Bagasse;

bed – шар;

C – вуглець;

conv – конвективний;

cond – кондуктивний;

d – суха маса;

H₂O+air – пароповітряна суміш;

g – газ;

max – максимальний;

mas – маса;

min – мінімальний;

p – частинка;

p→w – передача тепла від частинок до стінки;

rad – променистий;

r – робочий;

w – стінка;

дим. газ – димові гази;

pir – піролізер;

spir – спіраль;

sr – середній;

sm – суміш;

эф – ефективний;

0 – початкове значення параметра;

I, II – варіанти розрахунку;

Σ – сума.

Вступ. Безперервно зростаюче споживання викопних паливних ресурсів у довгостроковій перспективі призведе не тільки до їхнього виснаження, а й також значно посилить глобальний парниковий ефект, головним чином пов'язаний з викидом вуглекислого газу в атмосферу. Кліматичні дослідження, спрямовані на виявлення зв'язку між викидами парникових газів і глобальним потеплінням, дали змогу достовірно встановити близьку до лінійної залежність між зміною середньорічної температури на планеті та кількістю накопиченого в атмосфері вуглекислого газу [1]. Емісійний бюджет CO₂, який визначається з цільового допустимого рівня глобального потепління (величина 2 °C є найбільш загально визнаною гранично допустимою величиною, підтриманою главами 140 держав на міжнародних переговорах зі зміни клімату), встановлює граничну величину майбутніх сукупних викидів діоксиду вуглецю. Стосовно енергетики це означає, що розвиненим країнам необхідно негайно досягти показників темпу зниження емісії близько 8–10 % на рік, що є свідомо несумісним з економічним зростанням [2]. У світовій економіці вже сьогодні намітилася тенденція до переорієнтації вугільних інвестицій у розвиток енергоустановок на основі відновлюваних джерел енергії. Основним видом біомаси є деревина, яка використовується в енергетиці та на хімічних підприємствах. Деревна речовина в середньому містить близько 49 % вуглецю, 44 % кисню, 6 % водню, а також близько 0,5 % азоту і 0,1 % сірки (на суху беззолу масу), елементний склад для деревини різних порід практично однаковий. Основними процесами при термохімічній переробці біомаси є піроліз і газифікація. Наразі відомі такі основні типи піролізних реакторів: піроліз у щільному шарі [3], піроліз у псевдозрідженому киплячому [4] або циркулюючому [5] шарі, дисковий реактор, що обертається (біомасу притискають до гарячого обертового диска) [6] та конічний реактор (суміш біомаси та гарячого піску перебуває в конусі, що обертається, а видалення матеріалу, що прореагував, відбувається завдяки відцентровим силам) [7], аблятивний реактор (біомасу механічно притискають до гарячої стінки, а її «плавлять») [8], вихровий аблятивний реактор (частинки із закрученого потоку потрапляють на гарячі стінки реактора) [9], шнековий реактор (циліндрична реторта, що обігрівается, зі шнеком) [10], «PyRos» (циклон, що містить інтегрований фільтр гарячих газів, у який потрапляє суміш біомаси та гарячого піску) [11], плазмовий реактор (циліндрична газорозрядна кварцова трубка, в середину якої подається біомаса, продукти видаляються вакуумним насосом) [12], мікрохвильовий реактор (підведення енергії за допомогою взаємодії мікрохвильового випромінювання з молекулами й атомами біомаси) [13], сонячний реактор (параболічний соняч-

ний концентратор, у фокусі якого реактор – кварцова трубка) [14], вакуумний реактор (нагрівання пального або індукційний нагрів у вакуумі) [15]. Альтернативою простому піролізу є двостадійна піролітична конверсія, яка поєднує піроліз і подальше перетворення летких продуктів, що конденсуються, на газ. Крекінг парів високомолекулярних речовин, які за звичайних умов являють собою рідину, здебільшого проводять при високій температурі в спеціальних насадках з інертного матеріалу, або в шарі каталізатора чи коксового залишку сировини. Залежно від параметрів процесу і конкретної схеми реалізації, двостадійна переробка дозволяє ефективно отримувати відносно чистий низько- або середньокалорійний газ. Основною перевагою апаратного поділу процесів піролізу і подальшої газифікації порівняно зі звичайними газогенераторами оберненого типу є низький вміст смол у газі (10–15 мг/нм³).

Актуальність роботи: а) війна з Росією показала вразливість української централізованої системи постачання електричної та теплової енергії з використанням теплоелектроцентралей. Перехід до децентралізованої системи подачі цих видів енергії шляхом будівництва поблизу об'єктів споживання енергії малих теплоелектростанцій (міні-ТЕЦ), призначених для комбінованого виробництва електрики й тепла (когенерації) може зробити енергосистему більш надійною та економічною. Ці тези були озвучені в доповідях Президента України, голови Укренерго та голови комітету Верховної ради з питань енергетики та житлово-комунальних послуг; б) заміна природного газу чи дизельного палива на середньокалорійний піролізний газ дозволяє частково витіснити природний газ із малої енергетики. Основними елементами обладнання міні-ТЕЦ є газогенератор та газопоршневий двигун внутрішнього згоряння. З вищезазначеного випливає мета запропонованої роботи.

Мета роботи: а) Розробити в металі експериментальну установку, в якій реалізується технологія двостадійного процесу термохімічної переробки біомаси з отриманням середньокалорійного сухого піролізного газу з калорійністю 19 185 кДж/нм³, необхідного для заміни природного газу чи дизельного палива, і низькокалорійного синтетичного газу з теплотворною здатністю 6066 кДж/нм³ для спалювання на міні-ТЕЦ шляхом подавання в камеру згоряння поршневого двигуна; б) провести широкі експериментальні дослідження процесу термохімічної переробки Bagasse і Wood Birch, елементарні складі яких представлені в таблиці.

Для досягнення цієї мети необхідно розв'язати такі задачі: 1) розробити технологічну схему експерименталь-

Таблиця. Елементарний склад біомаси

Table. Elemental composition of biomasses

Марка біомаси	C ^d %	H ^d %	N ^d %	O ^d %	S ^d %	V ^d %	A ^d %	W ^r %
Bagasse	46,6	6,125	0,395	45,65	0,0001	71,729	1,2	5,1
Wood Birch	48,25	5,58	0,199	45,66	0,01	74,974	0,3	5

ної установки; 2) побудувати моделі процесів термолізу та газифікації біомаси; 3) провести широкі числові дослідження процесів піролізу та газифікації біомаси; 4) на базі отриманих результатів розрахунків та конструктивних характеристик установки розробити конструкторську документацію експериментальної установки, що дозволить виготовити її у металі; 5) провести порівняння результатів розрахунку з експериментальними даними.

Ця робота присвячена розв'язанню перших трьох задач. До недоліків методу двостадійної переробки [16] належить те, що під час проходження піролізних газів через шар коксозольних частинок протікають відновлювальні реакції $C + CO_2 = 2CO$ і $C + H_2O = CO + H_2$, що підвищує вміст H_2 і CO в піролізному газі. Теплотворна здатність газових компонентів H_2 і CO набагато нижча, ніж CH_4 і C_2H_4 . Тому для підвищення калорійності піролізного газу доцільно збагачувати піролізні гази не вмістом H_2 і CO , а легкими гідрокарбонами CH_4 і C_2H_4 . У цій роботі для зменшення концентрації компонентів H_2 і CO в піролізері подають сухий, очищений від пилу рециркулюючий піролізний газ із температурою $800\text{ }^{\circ}\text{C}$ і невеликим вмістом CO_2 (9–12 %). Таким чином, збільшення концентрацій H_2 і CO в піролізному газі через протікання відновлювальних гетерогенних реакцій зведено до мінімуму. Тут рециркулюючий піролізний газ має інше призначення, ніж у [16], де робиться наголос на відновлювальних реакціях. Він відіграє роль теплоносія, внаслідок чого швидкість прогрівання біомаси зростає в 1,89 раза. У пропонуваній роботі процес швидкого піролізу біомаси у фіксованому шарі протікає за високих температур під впливом трьох зовнішніх незалежних одне від одного джерел теплової енергії (2 електронагрівачів і рециркулюючого високотемпературного піролізного газу), внаслідок чого: 1) практично вся смола перетворюється на легкий газ, а змішаний піролізний газ (первинний + вторинний) має високий вміст легкого гідрокарбону $C_{1.16}H_4 = 19\%$ (70 % CH_4 + 30 % C_2H_4) і має високу теплотворну здатність – $14\,581\text{ кДж/нм}^3$, на відміну від [16]; 2) швидкість прогріву шару в піролізері під впливом двох або трьох джерел теплової енергії досягають 736--

$1389\text{ }^{\circ}\text{C/хв}$, що відповідає швидкому піролізу біомаси; 3) отриманий у такий спосіб середньокалорійний піролізний газ (у перерахунку на суху масу) має теплоту згоряння приблизно вдвічі нижчу, ніж природний газ. Його передбачається використовувати для часткової заміни природного газу або рідкого палива в газових котельнях, оскільки він має високу теплотворну здатність і малу кількість H_2S та N_2 . Це дозволяє частково витіснити природний газ із малої енергетики.

На відміну від [16], з коксозольного залишку, отриманого в результаті піролізу Bagasse в газифікаторі з нерухомим шаром, виробляється в пароповітряному середовищі синтетичний газ з теплотворною здатністю 6066 кДж/нм^3 . Він практично не містить смол і може використовуватися на міні-ТЕЦ шляхом подавання його в камеру згоряння поршневого двигуна.

Крім піролізера з фіксованим шаром, установка містить у собі піролізер, що працює в режимі пневмотранспорту (або аерофонтана) дрібних частинок біомаси. Тут обігрів зовнішньої поверхні труби 30 (рис. 1) до температури $850\text{--}950\text{ }^{\circ}\text{C}$ здійснюється продуктами згоряння суміші: синтетичного газу, коксозольних частинок і біомаси, а як несуче середовище для дрібнодисперсних частинок Bagasse виступає сухий, очищений від пилу, піролізний газ із температурою $800\text{ }^{\circ}\text{C}$. Отриманий у такий спосіб середньокалорійний піролізний газ є дешевшим за газ, що виробляється в піролізері з фіксованим шаром, через відсутність електронагріву.

Опис технології термохімічної переробки біомаси. На рис. 1 наведено принципові схеми установки піролізу Bagasse і газифікації його коксозольного залишку для варіантів I і II. Розглянемо роботу установки за схемою варіанта I. На початку розпалювання установки в газифікаторі 48 формується нерухомий шар із попередньо напрацьованих коксозольних частинок біомаси $\delta_0 = 10\text{ мм}$, після чого відбувається його прогрів до температури займання $600\text{ }^{\circ}\text{C}$ високотемпературною газовою сумішшю 60 з температурою $t_g = 1000\text{--}1300\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($O_2 \leq 5\%$), що подається під решітку газогенератора.

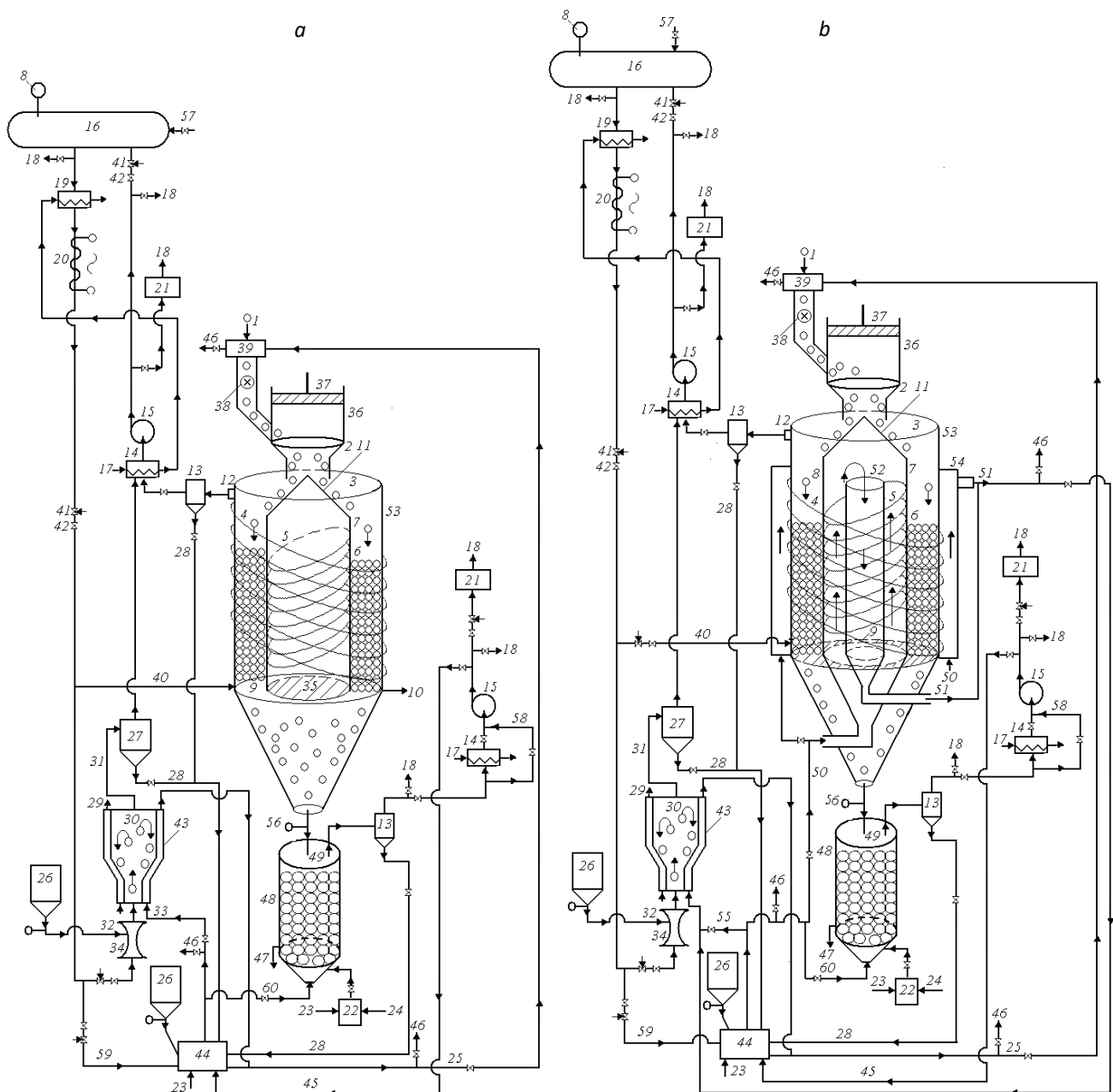


Рис. 1. Схема експериментальної установки термохімічної переробки біомаси для варіантів I (a) і II (b): 1 – біомаса; 2 – воронка; 3, 35 – фланець; 4, 5 – ніхромовий дріт; 6 – піролізер; 7 – внутрішня труба; 8 – манометр; 9 – шибер; 10 – відкриття шибера; 11 – розподільний конус; 12, 31 – неочищений піролізний газ; 13, 27 – система гарячого очищення; 14 – теплообмінник; 15 – димосос рециркуляції піролізних газів; 16 – газгольдер; 17 – теплоносій; 18 – скидання піролізного газу на свічку; 19, 40 – очищений середньокалорійний рециркулюючий піролізний газ; 20 – електронічний підігрівач піролізних газів; 21 – газоаналізатор; 22 – пароповітряний змішувач; 23 – подавання повітря; 24 – подавання пари; 25 – лінія подавання димових газів із топку до сушильної камери; 26 – бункер дрібних частинок біомаси; 28 – лінія скидання коксозольного залишку в топку; 29 – вихід димових газів із сорочки піролізера, що працює в режимі аерофонтана; 30 – піролізер, що працює в режимі пневмотранспорту (або аерофонтан); 32 – лінія подавання дрібних частинок біомаси в ежектор; 33, 55 – вхід димових газів в сорочку піролізера, що працює в режимі аерофонтана; 34 – ежектор; 36 – труба; 37 – кришка; 38 – живильник; 39 – сушарка; 41 – регулювальний клапан; 42 – засувка; 43 – сорочка; 44 – топка; 45 – лінія подавання синтетичного газу в топку; 46 – димові газ, що уходять; 47 – злив золи; 48 – газифікатор коксозольного залишку; 49 – неочищений синтетичний газ; 50 – подавання димових газів до сорочки огорожувального циліндра і внутрішньої труби; 51 – вихід димових газів із сорочки огорожувального циліндра і переливної труби; 52 – переливна труба; 53 – огорожувальний циліндр; 54 – сорочка огорожувального циліндра; 56 – мигалка; 57 – природний газ для розпалювання; 58 – лінія байпаса; 59 – лінія подавання піролізного газу до топку; 60 – лінія подавання димових газів для прогрівання шару

Fig. 1. Schematic of the experimental plant for thermochemical biomass processing of for variants I (a) and II (b): 1 – biomass; 2 – funnel; 3, 35 – flange; 4, 5 – nichrome wire; 6 – pyrolyzer; 7 – inner pipe; 8 – pressure gauge; 9 – gate valve; 10 – opening of the gate valve; 11 – distribution cone; 12, 31 – untreated pyrolysis gas; 13, 27 – hot cleaning system; 14 – heat exchanger; 15 – pyrolysis gas recirculation exhaust; 16 – gas holder; 17 – heat transfer medium; 18 – pyrolysis gas discharge to the candle; 19, 40 – purified medium-calorie recirculating pyrolysis gas; 20 – electric heater of pyrolysis gases; 21 – gas analyzer; 22 – steam-air mixer; 23 – air supply; 24 – steam supply; 25 – flue gas supply line from the furnace to the drying chamber; 26 – biomass fine particle hopper; 28 – line for discharging coke ash residue into the furnace; 29 – flue gas outlet from the pyrolyzer jacket operating in the air-jet mode; 30 – pyrolyzer operating in the pneumatic transport mode (or air-jet); 32 – line for feeding small biomass particles into the ejector; 33, 55 – flue gas inlet to the pyrolyzer jacket operating in the air-jet mode; 34 – ejector; 36 – pipe; 37 – cover; 38 – feeder; 39 – dryer; 41 – control valve; 42 – gate valve; 43 – jacket; 44 – furnace; 45 – synthetic gas supply line to the furnace; 46 – exhaust flue gas; 47 – ash drain; 48 – coke ash residue gasifier; 49 – untreated synthetic gas; 50 – flue gas supply to the jacket of the enclosing cylinder and the inner pipe; 51 – flue gas outlet from the jacket of the enclosing cylinder and the overflow pipe; 52 – overflow pipe; 53 – enclosing cylinder; 54 – jacket of the enclosing cylinder; 56 – flasher; 57 – natural gas for ignition; 58 – bypass line; 59 – pyrolysis gas supply line to the furnace; 60 – flue gas supply line for heating the bed

Паралельно з цим починається прогрівання поверхонь нагріву піролізера до температури 800–850 °C за рахунок тепла електронагрівачів, розташованих на внутрішній поверхні труби 7 і на зовнішній поверхні огорожувального циліндра 53. Для цього крізь ніхромові дроти 4 (циліндр 53) і 5 (циліндр 7) пропускається струм під напругою $U = 380$ В. Водночас починається розпалювання топкової камери природним газом 57, який було попередньо закачано в газгольдер 16. Продукти згоряння 33, отримані під час спалювання газу 57, використовуються для нагріву поверхні піролізера 30 до температури 850–950 °C, який працює в режимі пневмотранспорту (або аерофонтана). У розпалювальному режимі піролізні гази відсутні, тому як несуче середовище ансамблю дрібнодисперсних частинок Bagasse використовується природний газ 57, підігрітий до температури 800 °C в електронагрівачі 20. Після досягнення температури займання частинок $t_p \geq 600$ °C, що перебувають у вузькій області поруч з решіткою газифікатора, теплоносій 60 відключається і замість нього під решітку вводиться пароповітряна суміш 22 ($O_{2mas} = 0,184$, $N_{2mas} = 0,616$ та $H_{2Omas} = 0,2$) з температурою $t_{H_2O+air} = 330$ °C, і починається процес конверсії фіксованого вуглецю, внаслідок чого на виході з газифікатора формується синтетичний газ 49 такого складу (об'ємні частки): $CO_2 = 3,36$ %, $CO = 32,9$ %, $H_2 = 17,65$ %, $H_2O = 3,72$ % та $N_2 = 42,35$ % з теплотворною здатністю 6066 кДж/м³. Неочищений синтетичний газ 49 надходить у систему гарячого очищення 13, після чого подається в теплообмінник 14 (тільки за наявності великої кількості H_2O , інакше газ спрямовується по байпасній лінії 58), де відбувається конденсація H_2O і теплотворна здатність газу підвищується, потім димососом рециркуляції 15 подається у газоаналізатор 21 і в топку 44 по лінії 45. У прирешітчастій зоні із золових частинок формується шлакова подушка, висота якої підвищується з плином часу. Для збереження висоти шару необхідно періодично проводити видалення золи по лінії 47 з газифікатора 48.

Після прогріву обладнання установки сира біомаса подається в сушарку 39, де відбувається процес випаровування води палива за рахунок передачі тепла біомасі високотемпературними продуктами згоряння 25, отриманими в результаті спільного спалювання коксозольних частинок 28, піролізного газу 59, біомаси 26 і синтетичного газу 45. Висушена біомаса надходить у воронку 2, а потім у піролізер 6. Рівномірний розподіл частинок біомаси еквівалентного розміру $d_0 = 10$ мм по перерізу піролізера забезпечується розподільним конусом 11.

Піролізер 6 розташований у проміжку товщиною $\Delta = (D - d)/2$ між огорожувальною трубою діаметром $D = 220$ мм та внутрішньою трубою діаметром $d = 150$ мм. Висота піролізера $H_{bed} = 450$ мм. Обидві труби 53 і 7 виготовлені з аустенітно-феритної жароміцної сталі Х20Н14С2 (робоча температура до 1150 °C). Процес піролізу біомаси має циклічний характер. Після заповнення піролізера біомасою горловина 2 перекривається кришкою 37. Процес піролізу відбувається під впливом двох зовнішніх джерел теплової енергії шляхом

електронагріву внутрішньої поверхні огорожувального циліндра 53 і зовнішньої поверхні труби 7. Для цього крізь ніхромові дроти 4 і 5 діаметрами 5 мм (циліндр 53) і 3 мм (циліндр 7) пропускається струм $I = 166$ А (циліндр 53) і $I = 103$ А (циліндр 7) під напругою $U = 380$ В. Довжини спіралей $l_{спир} = 39,72$ м (циліндр 53) та $l_{спир} = 23$ м (циліндр 7). Протягом $\tau = 64$ с мінімальна температура частинок підвищується від $t_p = 100$ °C до $t_{p,min} = 702$ °C, що свідчить про практично повне завершення процесу крекінгу смоли. Середня температура частинок у піролізері за $\tau = 64$ с становить 764 °C, а швидкість прогрівання шару – 716 °C/хв. Температура частинок 764 °C є дещо завищеною, тому час прогрівання шару слід зменшити до $\tau = 60$ с. Тоді мінімальна температура частинок дорівнює $t_{p,min} = 646$ °C, середня – 736 °C і швидкість прогрівання частинок Bagasse – 736 °C/хв. Для зменшення часу прогріву частинок бажано зменшити температуру $t_{p,ср} = 700$ °C, що дасть змогу підвищити швидкість прогріву шару. При цьому мінімальна температура частинок Bagasse знизиться до $t_{p,min} = 575$ °C, і виникає небезпека неповного крекінгу смоли. Такий режим роботи піролізера при $t_{p,min} = 575$ °C для кожної марки біомаси необхідно перевіряти дослідним шляхом. Маса шару при піролізі зменшується від $M_{піро} = 3,84$ кг (на суху масу) до $M_{пір} = 1,09$ кг. Далі коксозольний залишок у кількості 1,09 кг під впливом гравітаційних сил транспортується з піролізера 6 у газифікатор 48 ($H_{bed} = 1$ м та $D = 0,12$ м) шляхом відкриття шиберу 9.

Отриманий в піролізері 6 середньокалорійний неочищений газ ($CO_2 = 9,2$ %, $CO = 34$ %, $H_2 = 13$ %, $H_2O = 24$ %, $C_{1.16}H_4 = 19$ % (70 % CH_4 + 30 % C_2H_4), $C_6H_{6.2}O_{0.2} = 0,54$ % і $N_2 = 0,23$ %) спрямовується в систему гарячого очищення 13, а потім в теплообмінник 14, де відбувається конденсація H_2O , після чого сухий піролізний газ ($CO_2 = 12,1$ %, $CO = 44,70$ %, $H_2 = 17,2$ %, $C_{1.16}H_4 = 24,95$ % (70 % CH_4 + 30 % C_2H_4), $C_6H_{6.2}O_{0.2} = 0,712$ % і $N_2 = 0,3$ %) з калорійністю 19 185 кДж/м³ (при $\tau = 20$ с) димососом рециркуляції 15 заганяється в газгольдер 16 та в газоаналізатор 21. Для підвищення швидкості прогріву шару в установці передбачені лінії рециркуляції середньокалорійного піролізного газу 19 та 40. Піролізний газ 19 під надлишковим тиском виходить з газгольдера 16 і спрямовується в теплообмінник 14, де отримує тепло від теплоносія 17, після чого догрівається до температури 800 °C в електронагрівачі 20, а потім подається в піролізер 6 і в ежектор 34, тим самим відбувається заміна несучого середовища в піролізері 30 (природний газ після розпалювання замінюється піролізним газом). У реакторі 30 відбувається піроліз сухої Bagasse у режимі пневмотранспорту (або аерофонтана) за рахунок тепла, отриманого від димових газів 33, нагрітих до температури 850–950 °C, та фізичного тепла високотемпературного піролізного газу 19.

Кількість теплоти, що виділяється електронагрівачем, на ділянці $0 < \tau \leq 20$ с для підтримки температури $t_{p,i}(\tau, r = 0,075$ м) = 800 °C на поверхні нагріву труби 7 (варіант І) становить 1398 кДж/м², а в діапазоні $20 < \tau \leq 64$ с – 1302 кДж/м², тобто на один цикл роботи піролізера витрата зовнішнього тепла, що проходить через стінку

труби 7, дорівнює 2699 кДж/м^2 . Основною відмінністю варіанта II (рис. 1, *b*) від варіанта I є зменшення витрат електричної енергії на піроліз Bagasse. У варіанті II практично половина тепла, що виділяється електронагрівачем, 1302 кДж/м^2 , яке споживається вбудованою трубою, заміщується тепловою енергією димових газів. Для цього через $\tau = 20 \text{ с}$ відбувається вимкнення електронагрівача, розміщеного на поверхні циліндра 7 (рис. 1, *b*), та одночасне подавання димових газів з температурою 1300°C лінією 50 у зазор між внутрішньою 7 і переливною 52 трубами. Відхідні димові гази 51 спрямовуються на вхід у сорочку 43 піролізера 30. Оскільки температура димових газів дорівнює 1300°C , ми не можемо використовувати у варіанті II труби 7, 52 і 54, виготовлені зі сталі X20H14C2 з робочою температурою 1150°C та ніхромові спіралі 4 і 5. У цьому разі для виготовлення труб необхідно використовувати хромисті сталі 15X25T, 15X28, 1X13Ю4, 08X27Ю5 з допустимою температурою 1300°C , а в електронагрівачах застосовувати молібденові або вольфрамові спіралі.

Основні передумови. Передбачається, що газова суміш у газифікаторі складається з кисню, діоксиду й оксиду вуглецю, азоту, водяної пари, водню. Газова суміш на виході з піролізера, окрім зазначених компонентів, містить легкий гідрокарбон $\text{C}_{1.16}\text{H}_4$ (70 % CH_4 + 30 % C_2H_4), сірководень H_2S і рідку фазу – смолу $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2}$. Тверда фаза представлена монодисперсними частинками сферичної форми, вихід летких речовин призводить до зниження густини твердої фази за постійного діаметра, а перебіг гетерогенних реакцій горіння і газифікації на поверхні частинок – до зменшення їхнього розміру за незмінної густини, порозність шару по вертикальній осі z не змінюється, газ між частинками шару рухається в режимі ідеального витіснення.

Моделювання процесу газифікації. Система диференціальних рівнянь, що описує аеродинаміку, тепломасообмін і хімічне реагування коксозольних частинок біомаси в газифікаторі 48 (рис. 1), містить рівняння нерозривності для кисню:

$$\frac{\partial C_{\text{O}_2}}{\partial \tau} + \frac{\partial(u_g C_{\text{O}_2})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left[D_{\text{O}_2 \rightarrow \text{см}} \frac{\partial C_{\text{O}_2}}{\partial z} \right] - \frac{6(k_{\text{C}+\text{O}_2} + k_{\text{C}+0.5\text{O}_2}) C_{\text{O}_2}^w (1-\varepsilon)}{\delta} - 0.5r_{\text{CO}+\text{O}_2} - 0.5r_{\text{H}_2+\text{O}_2}, \quad (1)$$

діоксиду вуглецю:

$$\frac{\partial C_{\text{CO}_2}}{\partial \tau} + \frac{\partial(u_g C_{\text{CO}_2})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left[D_{\text{CO}_2 \rightarrow \text{см}} \frac{\partial C_{\text{CO}_2}}{\partial z} \right] + \frac{6(k_{\text{C}+\text{O}_2} C_{\text{O}_2}^w - k_{\text{C}+\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2}^w)(1-\varepsilon)}{\delta} + r_{\text{CO}+\text{O}_2} + r_{\text{CO}+\text{H}_2\text{O}}, \quad (2)$$

оксиду вуглецю:

$$\frac{\partial C_{\text{CO}}}{\partial \tau} + \frac{\partial(u_g C_{\text{CO}})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left[D_{\text{CO} \rightarrow \text{см}} \frac{\partial C_{\text{CO}}}{\partial z} \right] + \frac{12[k_{\text{C}+0.5\text{O}_2} C_{\text{O}_2}^w + k_{\text{C}+\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2}^w + k_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}}^w](1-\varepsilon)}{\delta} - r_{\text{CO}+\text{O}_2} - r_{\text{CO}+\text{H}_2\text{O}}, \quad (3)$$

водяної пари:

$$\frac{\partial C_{\text{H}_2\text{O}}}{\partial \tau} + \frac{\partial(u_g C_{\text{H}_2\text{O}})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left[D_{\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{см}} \frac{\partial C_{\text{H}_2\text{O}}}{\partial z} \right] - \frac{6k_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}}^w (1-\varepsilon)}{\delta} + r_{\text{H}_2+\text{O}_2} - r_{\text{CO}+\text{H}_2\text{O}}, \quad (4)$$

водню:

$$\frac{\partial C_{\text{H}_2}}{\partial \tau} + \frac{\partial(u_g C_{\text{H}_2})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left[D_{\text{H}_2 \rightarrow \text{см}} \frac{\partial C_{\text{H}_2}}{\partial z} \right] + \frac{6k_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}}^w (1-\varepsilon)}{\delta} - r_{\text{H}_2+\text{O}_2} + r_{\text{CO}+\text{H}_2\text{O}}, \quad (5)$$

азоту:

$$\frac{\partial C_{\text{N}_2}}{\partial \tau} + \frac{\partial(u_g C_{\text{N}_2})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left[D_{\text{N}_2 \rightarrow \text{см}} \frac{\partial C_{\text{N}_2}}{\partial z} \right]. \quad (6)$$

рівняння збереження кількості руху та енергії газової фази:

$$\frac{\partial(\rho_g u_g)}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho_g u_g^2)}{\partial z} = -\frac{\partial P_g}{\partial z} - g\rho_g + \frac{\partial}{\partial z} \left[\rho_g \eta_g \frac{\partial u_g}{\partial z} \right] - \frac{150\eta_g \rho_g (1-\varepsilon)^2 u_g}{\delta^2 \varepsilon^3} -$$

$$-\frac{1,75\rho_g(1-\varepsilon)u_g^2}{\delta\varepsilon^3}, \quad (7)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho_g c_g t_g)}{\partial\tau} + \frac{\partial(\rho_g u_g c_g t_g)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left[\lambda_{g,\text{эф}} \frac{\partial t_g}{\partial z} \right] + h_{\text{conv}}(t_p - t_g) \frac{6(1-\varepsilon)}{\delta} + \\ + r_{\text{CO}+\text{O}_2} Q_{\text{CO}+\text{O}_2} + r_{\text{H}_2+\text{O}_2} Q_{\text{H}_2+\text{O}_2} + r_{\text{CO}+\text{H}_2\text{O}} Q_{\text{CO}+\text{H}_2\text{O}}, \end{aligned} \quad (8)$$

рівняння руху і теплового балансу частинок:

$$\frac{du_p}{dz} = - \left[(k_{\text{C}+\text{O}_2} + 2k_{\text{C}+0,5\text{O}_2}) C_{\text{O}_2}^w + k_{\text{C}+\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2}^w + k_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}}^w \right] \frac{6\mu_c}{\rho_p \delta}, \quad (9)$$

$$\begin{aligned} (1-\varepsilon)c_p\rho_p \frac{\partial t_p}{\partial\tau} = \frac{\partial}{\partial z} \left[\lambda_{\text{эф}} \frac{\partial t_p}{\partial z} \right] + \left[(k_{\text{C}+\text{O}_2} Q_{\text{C}+\text{O}_2} + k_{\text{C}+0,5\text{O}_2} Q_{\text{C}+0,5\text{O}_2}) C_{\text{O}_2}^w - k_{\text{C}+\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2}^w Q_{\text{C}+\text{CO}_2} - \right. \\ \left. - k_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}}^w Q_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} - h_{\text{conv}}(t_p - t_g) \right] \frac{6(1-\varepsilon)}{\delta} - Q_{p \rightarrow w}^{\text{rad}+\text{cond}} - (1-\varepsilon)c_p\rho_p u_p \frac{\partial t_p}{\partial z} + \\ + (1-\varepsilon)c_p t_p \left[(k_{\text{C}+\text{O}_2} + 2k_{\text{C}+0,5\text{O}_2}) C_{\text{O}_2}^w + k_{\text{C}+\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2}^w + k_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}}^w \right] \frac{6\mu_c}{\delta}, \end{aligned} \quad (10)$$

де ефективний коефіцієнт теплопровідності $\lambda_{\text{эф}}$ знаходиться за формулою [17]

$$\frac{\lambda_{\text{эф}}}{\lambda_g} = \varepsilon \left(1 + \frac{\alpha_{\text{rad},g} \delta}{\lambda_g} \right) + \frac{1-\varepsilon}{\frac{1}{1/\Phi + \frac{\alpha_{\text{rad},p} \delta}{\lambda_g}} + \frac{2\lambda_g}{3\lambda_p}}, \quad (11)$$

коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням від частинки через газ повз сусідні зерна визначається згідно з виразом [17]

$$\alpha_{\text{rad},g} = 0,227 \cdot 10^{-9} \left[\frac{1}{1 + \varepsilon(1-a_p)/(2a_p(1-\varepsilon))} \right] (t_p + 273)^3, \quad (12)$$

коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням між сусідніми частинками [17] –

$$\alpha_{\text{rad},p} = 0,227 \cdot 10^{-9} \frac{a_p (t_p + 273)^3}{2 - a_p}, \quad (13)$$

концентрації газових компонентів на поверхні частинки і коефіцієнти масообміну знаходяться як [18]:

$$\begin{aligned} C_{\text{O}_2}^w = \frac{\alpha_{\text{D},\text{O}_2} C_{\text{O}_2}}{\alpha_{\text{D},\text{O}_2} + k_{\text{C}+\text{O}_2} + k_{\text{C}+0,5\text{O}_2}}, \quad C_{\text{CO}_2}^w = \frac{\alpha_{\text{D},\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2} + k_{\text{C}+\text{O}_2} C_{\text{O}_2}^w}{\alpha_{\text{D},\text{CO}_2} + k_{\text{C}+\text{CO}_2}}, \quad C_{\text{H}_2\text{O}}^w = \frac{\alpha_{\text{D},\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}}}{\alpha_{\text{D},\text{H}_2\text{O}} + k_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}}}, \\ C_{\text{CO}}^w = \frac{\alpha_{\text{D},\text{CO}} C_{\text{CO}} + 2(k_{\text{C}+0,5\text{O}_2} C_{\text{O}_2}^w + k_{\text{C}+\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2}^w) + k_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}}^w}{\alpha_{\text{D},\text{CO}}}, \quad \alpha_{\text{D},\text{O}_2} = \frac{D_{\text{O}_2 \rightarrow \text{см}} \text{Nu}}{\delta}, \\ \alpha_{\text{D},\text{CO}_2} = \frac{D_{\text{CO}_2 \rightarrow \text{см}} \text{Nu}}{\delta}, \quad \alpha_{\text{D},\text{CO}} = \frac{D_{\text{CO} \rightarrow \text{см}} \text{Nu}}{\delta}, \quad \alpha_{\text{D},\text{H}_2\text{O}} = \frac{D_{\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{см}} \text{Nu}}{\delta}. \end{aligned} \quad (14)$$

Швидкості гомогенних реакцій $r_{\text{H}_2+\text{O}_2}$, $r_{\text{CO}+\text{H}_2\text{O}}$, $r_{\text{CO}+\text{O}_2}$, $r_{\text{CH}_4+\text{H}_2\text{O}}$ відповідно до залежностей [19–21]:

$$r_{\text{CO}+\text{O}_2} = 2,239 \cdot 10^{12} C_{\text{CO}} C_{\text{H}_2\text{O}}^{0,5} C_{\text{O}_2}^{0,25} \cdot \exp \left[-167,4 \cdot 10^3 / (L_g T_g) \right],$$

$$\begin{aligned}
r_{\text{H}_2+\text{O}_2} &= 6,8 \cdot 10^{15} T_g^{-1} C_{\text{H}_2}^{0,25} C_{\text{O}_2}^{1,5} \exp[-167 \cdot 10^3 / (L_g T_g)], \\
r_{\text{CO}+\text{H}_2\text{O}} &= 2,34 \cdot 10^{10} \exp[-288,3 \cdot 10^3 / (L_g T_g)] C_{\text{H}_2\text{O}} C_{\text{CO}}^{0,5} - \\
&\quad 2,2 \cdot 10^7 \exp[-190 \cdot 10^3 / (L_g T_g)] C_{\text{H}_2}^{0,5} C_{\text{CO}_2}, \\
r_{\text{CH}_4+\text{H}_2\text{O}} &= 8 \cdot 10^7 C_{\text{CH}_4}^{0,5} C_{\text{H}_2\text{O}} \exp[-251 \cdot 10^3 / (L_g T_g)] - \\
&\quad 5,12 \cdot 10^{14} C_{\text{CO}} C_{\text{H}_2} \exp[-27,3 \cdot 10^3 / (L_g T_g)].
\end{aligned} \quad (15)$$

Граничні умови на вході в шар ($z = 0$) для параболічних рівнянь (1) – (8), (10) знаходяться з виразів:

$$\frac{\partial t_p}{\partial z} = C_{\text{CO}_2} = C_{\text{CO}} = C_{\text{H}_2} = 0, C_{\text{O}_2} = C_{\text{O}_2 0}, C_{\text{N}_2} = C_{\text{N}_2 0}, C_{\text{H}_2\text{O}} = C_{\text{H}_2\text{O} 0}, u_g = u_{g0}, t_g = t_{g0}, \quad (16)$$

на виході з шару ($z = H_{\text{bed}}$) –

$$\begin{aligned}
\frac{\partial t_g}{\partial z} = \frac{\partial C_{\text{O}_2}}{\partial z} = \frac{\partial C_{\text{CO}_2}}{\partial z} = \frac{\partial C_{\text{CO}}}{\partial z} = \frac{\partial C_{\text{H}_2\text{O}}}{\partial z} = \frac{\partial C_{\text{H}_2}}{\partial z} = \frac{\partial C_{\text{N}_2}}{\partial z}; \\
\frac{\partial u_g}{\partial z} = 0, t_p(z = H_{\text{bed}}) = 700 \text{ }^\circ\text{C}.
\end{aligned} \quad (17)$$

Початкова умова для звичайного диференціального рівняння (9) – $u_p(z = H_{\text{bed}}) = u_{p0}$. Зв'язок між діаметром реагуючих коксозольних частинок біомаси $\delta(\tau, z)$ та їхньою швидкістю $u_p(\tau, z)$ на окиснювальній і відновлювальній ділянках газифікатора можна одержати зі співвідношення витрат біомаси на виході з відновлювальної зони (за ходом газу), де швидкості частинок $u_p(\tau, z) = u_{p0}$, та в перерізі z , який належить до цієї ділянки, що розглядається

$$\frac{(1 - \varepsilon) u_{p0} \rho_p}{(1 - \varepsilon) u_p(\tau, z) \rho_p} = \left(\frac{\delta_0}{\delta(\tau, z)} \right)^3. \quad (18)$$

Параболічні рівняння (1) – (8), (10) з граничними умовами (16) і (17) інтегрувалися методом прямого і зворотного прогонів з ітераціями на кожному кроці інтегрування. Висота шару розбивалася на $i = 1-5000$ вузлів. Використовували нерівномірну дискретну сітку, що згущується за напрямком $z \rightarrow 0$.

Моделювання процесу піролізу. Для опису процесу кінетики піролізу біомаси використовується модель, побудована на основі трьох незалежних паралельних реакцій утворення твердої, газоподібної та рідкої фази (смоли) з урахуванням вторинних реакцій, пов'язаних із крекінгом смоли. Система рівнянь, що описує процес термолізу біомаси, має вигляд:

$$\begin{aligned}
\frac{d\gamma_{\text{bagas}}}{d\tau} &= -(k_1 + k_2 + k_3) \gamma_{\text{bagas}}, \quad \frac{d\gamma_g^{\text{bagas}}}{d\tau} = k_1 \gamma_{\text{bagas}} + k_4 \gamma_{\text{смола}}^{\text{bagas}}, \\
\frac{d\gamma_{\text{смола}}^{\text{bagas}}}{d\tau} &= -(k_4 + k_5) \left(\gamma_{\text{смола}}^{\text{bagas}} - \frac{\gamma_{\text{bagas}}^{\text{bagas}} k_2}{k_4 + k_5} \right), \quad \frac{d\gamma_{\text{char}}^{\text{bagas}}}{d\tau} = k_3 \gamma_{\text{bagas}} + k_5 \gamma_{\text{смола}}^{\text{bagas}},
\end{aligned} \quad (19)$$

де γ_g^{bagas} , $\gamma_{\text{смола}}^{\text{bagas}}$ і $\gamma_{\text{char}}^{\text{bagas}}$ – масові частки продуктів термолізу біомаси (від сумарного максимального виділення продуктів термічного розкладання) газу, смоли та char, γ_{bagas} – відношення поточної маси продуктів біомаси,

що виділилися, до їхньої максимальної кількості. Конstantи швидкостей первинних і вторинних реакцій, що мають арреніусівську залежність від температури, обчислюються за формулами:

$$k_i = k_{0i} \exp\left(\frac{-E_i}{L(t_p + 273)}\right) \quad (i = 1-3), \quad k_i = k_{0i} \exp\left(\frac{-E_i}{L(t_g + 273)}\right) \quad (i = 4, 5), \quad (20)$$

де $k_{01} = 4,38 \cdot 10^9 \text{ c}^{-1}$, $E_1 = 152 \text{ 700 кДж/кмоль}$ (біомаса $\rightarrow$ газ); $k_{02} = 1,08 \cdot 10^{10} \text{ c}^{-1}$, $E_2 = 147 \text{ 500 кДж/кмоль}$ (біомаса $\rightarrow$ смола); $k_{03} = 3,27 \cdot 10^6 \text{ c}^{-1}$, $E_3 = 111 \text{ 700 кДж/кмоль}$ (біомаса $\rightarrow$ char); $k_{04} = 4,28 \cdot 10^6 \text{ c}^{-1}$, $E_4 = 107 \text{ 500 кДж/кмоль}$ (смола $\rightarrow$ газ);

$k_{05} = 10^5 \text{ c}^{-1}$, $E_5 = 107 \text{ 500 кДж/кмоль}$ (смола $\rightarrow$ char) [22, 23]. З рівнянь (19) і (20) випливає, що швидкості первинних і вторинних реакцій розкладання біомаси залежать від температур частинок і газу ($t_p(\tau, r) = t_g(\tau, r)$). У цьому разі температуру частинок визначають за допомогою

параболічного диференціального рівняння енергії твердої фази, що описує зміну в часі радіального розподілу

температури частинок у осесиметричному циліндричному щільноупакованому зернистому шарі:

$$\rho_p(1-\varepsilon)\frac{\partial c_p t_p}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial r} \left[r \lambda_{\text{эф,пір}} \frac{\partial t_p}{\partial r} \right] \text{ або } \rho_p(1-\varepsilon)\frac{\partial c_p t_p}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial r} [rq], \quad (21)$$

де ефективний коефіцієнт теплопровідності $\lambda_{\text{эф,пір}}$ обчислюється згідно з [24]:

$$\lambda_{\text{эф,пір}} = \alpha_{\text{cond}} + \alpha_{\text{rad}}, \quad (22)$$

коефіцієнт кондуктивного теплообміну розраховується за формулою

$$\alpha_{\text{cond}} = \frac{2\lambda_g}{1 - \frac{\lambda_g}{\lambda_p}} \left(\frac{\ln(\lambda_p/\lambda_g)}{1 - \frac{\lambda_g}{\lambda_p}} - 1 \right), \quad (23)$$

а коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням – виходячи з виразу

$$\alpha_{\text{rad}} = 0,707\lambda_g \left(\lambda_p/\lambda_g \right)^{1.11} \left(\frac{4\sigma_0(t_p + 273)^3 \delta_0/\lambda_p}{2\left(\frac{1}{a_p} - 1 \right) + \frac{1}{0,576}} \right)^{0.96}. \quad (24)$$

При математичному описі динаміки виходу летких речовин враховуються склади компонентів первинного та вторинного (легкого) піролізних газів. Крім того, залежно від перебудови температурного поля частинок біомаси з плином часу враховується зміна складу компонентів первинного піролізного газу, а отже, і складу змішаного газу за перерізом реторти на відміну від [25,

26]. Для цього використовується система рівнянь, подібна до [27], де склад газових компонентів $n_{\text{CO}}(t_g)$, $n_{\text{H}_2\text{S}}(t_g)$, $n_{\text{CO}_2}(t_g)$, $n_{\text{H}_2}(t_g)$, $n_{\text{H}_2\text{O}}(t_g)$ і $n_{\text{C}_{1.16}\text{H}_4}(t_g)$ є функцією від температури, про що свідчать такі вирази та рис. 2 з [27]:

$$\frac{n_{\text{C}_{1.16}\text{H}_4}}{n_{\text{CO}_2}} = 5 \cdot 10^{-16} \frac{\mu_{\text{CO}_2}}{\mu_{\text{C}_{1.16}\text{H}_4}} (t_g + 273)^{5.06}, \quad \frac{n_{\text{CO}}}{n_{\text{CO}_2}} = \frac{\mu_{\text{CO}_2}}{\mu_{\text{CO}}} \exp \left[-1.845 + \frac{7730.3}{(t_g + 273)} - \frac{5019898}{(t_g + 273)^2} \right]. \quad (25)$$

Тому на кожному кроці інтегрування параболічного диференціального рівняння енергії твердої фази (21) для кожного елементарного об'єму $H_{\text{bed}} dr$ розв'язувалася система алгебраїчних рівнянь, подібна до [27], та визначалися значення CO, H₂S, CO₂, H₂, H₂O і C_{1.16}H₄ залежно від $t_g(\tau, r)$.

Граничні умови на стінках огорожувального циліндра $D = 220$ мм і внутрішньої труби $d = 150$ мм для параболічного рівняння (21) мають вигляд – варіант І: $t_{p,i}(\tau, r = 0,11 \text{ м}) = 850$ °С, $t_{p,i}(\tau, r = 0,075 \text{ м}) = 800$ °С. Для забезпечення необхідного рівня температур до стінок циліндрів слід підвести теплову енергію. У цій роботі розглядаються два варіанти підведення енергії: за рахунок електронагріву й передачі тепла шляхом променистого і конвективного теплообміну від високотемпературних продуктів згоряння до поверхонь нагріву циліндрів. Якщо під час передавання тепла стінкам двох циліндрів використовується електронагрів, то зовнішні теплові потоки обчислюються від-

повідно до виразів: для зовнішнього циліндра 53 (рис. 1) –

$$q_{r=0.11+}^{\tau+1} = D_{r=0.11}^{\tau+1/2} (r_{=0.11} - r_{=0.11-\Delta r}) / 2, \quad (26)$$

для вбудованого циліндра 7 (рис. 1) –

$$q_{r=0.075-}^{\tau+1} = D_{r=0.075}^{\tau+1/2} (r_{r=0.075+\Delta r} - r_{r=0.075}) / 2. \quad (27)$$

Якщо, наприклад, огорожувальний циліндр 53 (рис. 1) живиться тепловою енергією завдяки електронагріву, а внутрішній 7 (рис. 1) шляхом передавання тепла від високотемпературних продуктів згоряння до стінки вбудованої труби, тоді тепловий потік на поверхні труби 53 визначається формулою (26), а тепловий потік для вбудованої труби 7 згідно із залежністю:

$$q_{r=0.075-}^{\tau+1} = \alpha_{\Sigma r=0.075}^{\tau+1/2} (t_{\text{дим.газ}}^{\tau+1} - t_{p,r=0.075}^{\tau+1}), \quad (28)$$

де температура димових газів $t_{\text{дим.газ}}$ розраховується, виходячи з виразу:

$$t_{\text{дим.газ}}^{\tau+1} = \frac{D_{r=0.075}^{\tau+1/2} (r_{0.075+\Delta r} - r_{0.075})}{2\alpha_{\Sigma r=0.075}^{\tau+1/2}}. \quad (29)$$

Тут α_{Σ} – сумарний коефіцієнт тепловіддачі (радіаційний + конвективний), $\text{кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2\cdot\text{К})$. Вираз (26) отримано шляхом інтегрування рівняння теплопереносу дисперсної фази (21) по половині контрольного об'єму в інтервалі $(0,11-\Delta r) \leq r \leq 0,11$ м. Для виведення залежності (26) запишемо дискретний аналог рівняння (21) у такому вигляді [28]:

$$A_{i=6000}^{\tau+1/2} = \rho_{p,i=6000}^{\tau+1/2} (1-\varepsilon) \frac{C_{p,i=6000}^{\tau+1}}{\Delta\tau} + \frac{2(r\lambda_{\text{эф.пір}})_{\text{ср}}^{\tau+1/2}}{r_{6000}(r_{6000} - r_{5999})^2}, \quad B_{i=6000}^{\tau+1/2} = 0, \quad C_{i=6000}^{\tau+1/2} = -\frac{2(r\lambda_{\text{эф.пір}})_{\text{ср}}^{\tau+1/2}}{r_{6000}(r_{6000} - r_{5999})^2}$$

$$D_{i=6000}^{\tau+1/2} = \rho_{p,i=6000}^{\tau+1/2} (1-\varepsilon) \frac{C_{p,i=6000}^{\tau} t_{p,i=6000}^{\tau}}{\Delta\tau} + \frac{2q_{i=6000}^{\tau+1}}{(r_{6000} - r_{5999})^2}. \quad (32)$$

Беручи до уваги, що значення температур поверхонь нагріву зовнішнього і внутрішнього циліндрів не залежать від часу (ліва частина рівняння (21) дорівнює 0, внаслідок чого перші члени першого і четвертого виразів (32) не враховуються), після нескладних перетворень четвертого виразу (32) ми приходимо до формули (26). Аналогічним способом отримано вирази (27) – (29). Гранична умова на стінці огорожувального циліндра у варіанті II така сама, як у варіанті I – $t_{\text{рII}}(\tau, r = 0,11 \text{ м}) = 850^\circ\text{C}$. Гранична умова на стінці внутрішньої труби для

$$A_i^{\tau+1/2} t_{p,i}^{\tau+1} = B_i^{\tau+1/2} t_{p,i+1}^{\tau+1} + C_i^{\tau+1/2} t_{p,i-1}^{\tau+1} + D_i^{\tau+1/2}, \quad (30)$$

де $A_i^{\tau+1/2}$, $B_i^{\tau+1/2}$, $C_i^{\tau+1/2}$ та $D_i^{\tau+1/2}$ – прогоночні коефіцієнти, індекс $i = 1-6000$ вузлів. Запишемо рівняння (30) у точці $i = 6000$, що відповідає $r = 0,11$ м:

$$D_{i=6000}^{\tau+1/2} = -C_{i=6000}^{\tau+1/2} t_{p,i=5999}^{\tau+1} + A_{i=6000}^{\tau+1/2} t_{p,i=6000}^{\tau+1}, \quad (31)$$

де

варіанта II комбінована. У часовому інтервалі $0 < \tau \leq 20$ с для підтримання температури $t_{\text{рII}}(\tau, r = 0,075 \text{ м}) = 800^\circ\text{C}$ використовується електронагрів. За $\tau > 20$ с застосовується обігрів труби 7 високотемпературними продуктами згоряння з постійною температурою $t_{\text{дим.газ}} = 1300^\circ\text{C}$. Запишемо рівняння (30) у крайній вузловій точці $i = 4095$, що відповідає значенню $r = 0,075$ м.

$$D_{i=4095}^{\tau+1/2} = -B_{i=4095}^{\tau+1/2} t_{p,i=4096}^{\tau+1} + A_{i=4095}^{\tau+1/2} t_{p,i=4095}^{\tau+1}, \quad (33)$$

де

$$A_{i=4095}^{\tau+1/2} = \frac{2(r\lambda_{\text{эф.пір}})_{\text{ср}}^{\tau+1/2}}{r_{4095}(r_{4096} - r_{4095})^2}, \quad B_{i=4095}^{\tau+1/2} = -\frac{2(r\lambda_{\text{эф.пір}})_{\text{ср}}^{\tau+1/2}}{r_{4095}(r_{4096} - r_{4095})^2}, \quad C_{i=4095}^{\tau+1/2} = 0,$$

$$D_{i=4095}^{\tau+1/2} = \frac{2q_{i=4095}^{\tau+1}}{(r_{4096} - r_{4095})^2}. \quad (34)$$

Запишемо рекурентні формули прямого прогону:

$$\gamma_{i=4096}^{\tau+1/2} = \frac{D_{i=4095}^{\tau+1/2}}{A_{i=4095}^{\tau+1/2}}, \quad E_{i=4096}^{\tau+1/2} = -\frac{B_{i=4095}^{\tau+1/2}}{A_{i=4095}^{\tau+1/2}}. \quad (35)$$

З урахуванням (35) визначаємо температуру стінки вбудованої труби

$$t_{p,i=4095}^{\tau+1} = E_{i=4096}^{\tau+1/2} t_{p,i=4096}^{\tau+1} + \gamma_{i=4096}^{\tau+1/2}. \quad (36)$$

Висновки.

1. Запропоновано оригінальну технологію двостадійного процесу термохімічної переробки Bagasse з отриманням в одній установці середньокалорійного сухого піролізного газу – $\text{CO}_2 = 12,1\%$, $\text{CO} = 44,70\%$, $\text{H}_2 = 17,2\%$, $\text{C}_{1.16}\text{H}_4 = 24,95\%$ ($70\% \text{CH}_4 + 30\% \text{C}_2\text{H}_4$), $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2} = 0,712\%$ та $\text{N}_2 = 0,3\%$ з калорійністю $19\,185 \text{ кДж/м}^3$ (при $\tau = 20$ с)

і низькокалорійного синтетичного газу – $\text{CO}_2 = 3,36\%$, $\text{CO} = 32,9\%$, $\text{H}_2 = 17,65\%$, $\text{H}_2\text{O} = 3,72\%$ та $\text{N}_2 = 42,35\%$ з теплотворною здатністю 6066 кДж/м^3 .

2. Процес швидкого піролізу в нерухомому шарі у варіанті I реалізується завдяки тепловій енергії трьох зовнішніх джерел тепла: двох електронагрівачів, розташованих на поверхнях нагріву двох концентричних циліндрів, та рециркуляції піролізного газу, що прогріває шар із середини. Така схема підведення теплової енергії дає змогу досягти високих швидкостей прогрівання частинок у шарі $736-1389^\circ\text{C/хв}$.

3. Для зменшення кількості теплової енергії, що виробляється електронагрівачами, обігрів поверхонь нагріву зовнішнього і внутрішнього циліндрів проводиться в такий спосіб: у перші 20 с, що відповідає максимальним зовнішнім тепловим потокам, які різко зменшуються з плином часу, витрачається електрична енергія. Це дає змогу швидко регулювати зміни теплових потоків за рахунок зменшення сили струму. Зі спливом 20 с електрична енергія замінюється тепловою енергією димових

газів з постійною температурою 1300 °C в інтервалі 20 < τ ≤ 60 с.

4. Побудовано дві нестационарні моделі, що описують процеси піролізу Bagasse і газифікації його коксозольного залишку в нерухомому шарі. У моделі процесу газифікації враховуються міжфазний конвективний теплообмін, радіаційно-кондуктивне теплоперенесення твердої фази, радіаційний і кондуктивний теплообмін шару зі стінкою реактора, гетерогенні та гомогенні хімічні реакції, сили тяжіння й аеродинамічного опору. Модель процесу термолізу біомаси базується на основі трьох первинних незалежних паралельних реакцій перетворення активної частини біомаси на газову та рідку фази і char з урахуванням вторинних реакцій розкладання смоли на char і легкий газ.

5. У частинах 2–5 цієї роботи будуть наведені й обґрунтовані результати числових досліджень процесів термолізу у фіксованому шарі та в режимі аерофонтана (або пневмотранспорту) та газифікації біомаси в нерухомому шарі.

ПОСИЛАННЯ

- BP Statistical Review of World Energy June 2016 [Електронний ресурс]: <http://www.bp.com/statisticalreview>.
- Изменение климата, 2014 г.: Обобщающий доклад. Вклад Рабочих групп I, II и III в Пятый оценочный доклад Межправительственной группы экспертов по изменению климата [основная группа авторов, Р. К. Пачаури и Л. А. Мейер (ред.)]. МГЭИК, Женева, Швейцария. 163 с.
- https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/02/SYR_AR5_FINAL_full_ru.pdf
- Chopra, S. A Review of Fixed Bed Gasification Systems for Biomass / S. Chopra and A. Jain. *Agricultural Engineering International: the CIGR Ejournal*. Invited Overview. 2007. № 5. Vol. IX. 23 p.
- Lv, P. M. An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed / P. M. Lv, Z. H. Xiong, J. Chang, C. Z. Wu, Y. Chen, J. X. Zhu. *Bioresour. Technol.* 2004. Vol. 95. P. 95–101.
- Li, X. T. Biomass gasification in a circulating fluidized bed / X. T. Li, R. Grace, C. J. Lim, A. P. Watkinson, H. P. Chen, J. R. Kim. *Biomass Bioenergy*. 2004. Vol. 26. P. 171–193.
- Sadaka, S. Pyrolysis and Bio-Oil, Agriculture and Natural Resources [Електронний ресурс] / S. Sadaka, A. A. Boateng. Fayetteville, AK, USA. University of Arkansas. – Режим доступа: http://www.uaex.edu/Other_Areas/publications/PDF/FSA-1052.pdf.
- Wagenaar, B. M. Rotating Cone Bio-oil Production and Applications. In *Progress in Thermochemical Biomass Conversion* / B. M. Wagenaar, R. H. Venderbosch, J. Carrasco, R. Strenziok, B. J. Van der Aa; Ed. by A. V. Bridgewater. Blackwell Science: Oxford, UK. 2001. P. 1268–1280.
- Jones, S. B. Production of Gasoline and Diesel from Biomass via Fast Pyrolysis, Hydrotreating and Hydrocracking: A Design Case / S. B. Jones, J. E. Holladay, C. Valkenburg, D. J. Stevens, C. W. Walton, C. Kinchin, D. C. Elliott, S. Czernik. U.S. Department of Energy: Springfield, VA, USA. 2009. 76 p.
- The Research Progress of Biomass Pyrolysis Processes [Электронный ресурс] / National Resource Management Environment Department. – Режим доступа: www.fao.org/docrep.
- Mohan, D. Pyrolysis of wood/biomass for bio-oil: A critical review / D. Mohan, C. U. Pittman, P. H. Steele. *Energy Fuels*. 2006. Vol. 20. P. 848–889.
- Bramer, E. A. Clean Liquid Fuel through Flash Pyrolysis. In *The Development of the PyRos Process: AFTUR Final Report* / E. A. Bramer, M. R. Holthuis. Enschede, The Netherlands. University of Twente. 2005.
- Tang, L. Plasma pyrolysis of biomass for production of syngas and carbon adsorbent / L. Tang, H. Huang. *Energy Fuels*. 2005. Vol. 19. P. 1174–1178.
- Fernández, Y. Influence of feed characteristics on the microwave-assisted pyrolysis used to produce syngas from biomass wastes / Y. Fernández, J.A. Menéndez. *J. Anal. Appl. Pyrolysis*. 2011. Vol. 91. P. 316–322.
- Boutin, O. Flash pyrolysis of cellulose pellets submitted to a concentrated radiation: experiments and modeling / O. Boutin, M. Ferrer, J. Ledé. *Chem. Eng. Sci.* 2002. Vol. 57. P. 15–25.
- Roy, C. Development of a Novel Vacuum Pyrolysis Reactor with Improved Heat Transfer Potential. In *Developments in Thermochemical Biomass Conversion* / C. Roy, D. Blanchette, L. Korving, J. Yang, B. DeCaumia; Eds.: A. V. Bridgewater, D. G. B. Boocock. London, UK. Blackie Academic and Professional. 1997. P. 351–367.
- Лавренов В. А. Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук. Экспериментальное исследование процесса двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ. Москва. 2016. 152 с.
- Аэров М. Э., Тодес О. М., Наринский Д. А. Аппараты со стационарным зернистым слоем. Л.: Химия. 1979. 176 с.
- Rokhman B. B. Modeling and numerical investigation of the process of vapor-oxygen gasification of solid fuels in a vertical flow reactor under pressure. *Journal of Engineering Physics and Thermodynamics*. 2014. Vol. 87. No. 5. Pp. 1103–1115.
- Westbrook, C. K., Dryer, F. L. Simplified reaction mechanisms for the oxidation of hydrocarbon fuels in flames. *Combust. Sci. Technol.* 1981. Vol. 27. Pp. 31–43.

19. Bustanmante, F., Enick, R. M., Killmeyer, R. P., Howard, B. H., Rothenberger, K. S. Cugini, A. V., Morreale, B. D., Ciocco, M. V. Uncatalyzed and wall-catalyzed forward water-gas shift reaction kinetics. *AIChE J.* 2005. Vol. 51. Pp. 1440–1454.
20. Ma J., Zitney S. E. CFD modeling of entrained-flow gasifiers with improved physical and chemical submodels. *Energy Fuels.* 2012. Vol. 26. Pp. 7195–7219.
21. Di Blasi C., Branca C. Kinetics of primary product formation from wood pyrolysis. *Industrial and Engineering Chemistry Research.* 2001. Vol. 40. Pp. 5547–5556. 1993. Vol. 90. Pp. 315–340.
22. Liden C., Berruti F., Scott D. A kinetic model for the production of liquids from the flash pyrolysis of biomass. *Chemical Engineering Communications.* 1988. Vol. 65. Pp. 207–221.
23. Mohamad A. A., Karim G. A. Flow and Heat Transfer Within Segregated Beds of Solid Particles. *Journal of Porous Media* 2001. Vol. 4(3). Pp. 215–224.
24. Natale G., Galgano A., Di Blasi C. Modeling particle population balances in fluidized-bed wood gasifiers biomass and bioenergy. 2014. Vol. 62. Pp. 123–137.
25. Di Blasi C. Modeling wood gasification in a countercurrent fixed-bed reactor. *Environmental and energy engineering.* 2004. Vol. 50. Pp. 2306–2319.
26. Rokhman B. B., Vyfatnyuk V. G. The two-stage process of thermochemical processing of lignin in a fixed bed. 1. Technological scheme of the installation. Methods for calculating pyrolysis gas composition. *J. Eng. Phys. Thermophys.* 96. No. 2. 492–497 (2023).
27. С. Патанкар. Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкости. М: Энергоатомиздат. 1984. 152 с.
5. Li, X. T. Biomass gasification in a circulating fluidized bed / X. T. Li, R. Grace, C. J. Lim, A. P. Watkinson, H. P. Chen, J. R. Kim. *Biomass Bioenergy.* 2004. Vol. 26. P. 171–193.
6. Sadaka, S. Pyrolysis and Bio-Oil, Agriculture and Natural Resources [Электронный ресурс] / S. Sadaka, A. A. Boateng. Fayetteville, AK, USA. University of Arkansas. – Режим доступа: http://www.uaex.edu/Other_Areas/publications/PDF/FSA-1052.pdf.
7. Wagenaar, B. M. Rotating Cone Bio-oil Production and Applications. In *Progress in Thermochemical Biomass Conversion* / B. M. Wagenaar, R. H. Venderbosch, J. Carrasco, R. Strenziok, B. J. Van der Aa; Ed. by A. V. Bridgewater. Blackwell Science: Oxford, UK. 2001. P. 1268–1280.
8. Jones, S. B. Production of Gasoline and Diesel from Biomass via Fast Pyrolysis, Hydrotreating and Hydrocracking: A Design Case / S. B. Jones, J. E. Holladay, C. Valkenburg, D. J. Stevens, C. W. Walton, C. Kinchin, D. C. Elliott, S. Czernik. U.S. Department of Energy: Springfield, VA, USA. 2009. 76 p.
9. The Research Progress of Biomass Pyrolysis Processes [Электронный ресурс] / National Resource Management Environment Department. – Режим доступа: www.fao.org/docrep.
10. Mohan, D. Pyrolysis of wood/biomass for bio-oil: A critical review / D. Mohan, C. U. Pittman, P. H. Steele. *Energy Fuels.* 2006. Vol. 20. P. 848–889.
11. Bramer, E. A. Clean Liquid Fuel through Flash Pyrolysis. In *The Development of the PyRos Process: AFTUR Final Report* / E. A. Bramer, M. R. Holthuis. Enschede, The Netherlands. University of Twente. 2005.
12. Tang, L. Plasma pyrolysis of biomass for production of syngas and carbon adsorbent / L. Tang, H. Huang. *Energy Fuels.* 2005. Vol. 19. P. 1174–1178.
13. Fernández, Y. Influence of feed characteristics on the microwave-assisted pyrolysis used to produce syngas from biomass wastes / Y. Fernández, J. A. Menéndez. *J. Anal. Appl. Pyrolysis.* 2011. Vol. 91. P. 316–322.
14. Boutin, O. Flash pyrolysis of cellulose pellets submitted to a concentrated radiation: experiments and modeling / O. Boutin, M. Ferrer, J. Lede. *Chem. Eng. Sci.* 2002. Vol. 57. P. 15–25.
15. Roy, C. Development of a Novel Vacuum Pyrolysis Reactor with Improved Heat Transfer Potential. In *Developments in Thermochemical Biomass Conversion* / C. Roy, D. Blanchette, L. Korving, J. Yang, B. DeCaumia; Eds.: A. V. Bridgewater, D. G. B. Boocock. London, UK. Blackie Academic and Professional. 1997. P. 351–367.
16. Lavrenov V. A. Experimental study of the process of two-stage thermal conversion of woody biomass into synthesis gas. [Експериментальне дослідження процесу двухстадійної термічної конверсії деревної біомаси в синтез-газ]. Dissertation for the degree of Candidate of Technical Sciences. M. 2016. 152 p.

REFERENCES

1. BP Statistical Review of World Energy June 2016: <http://www.bp.com/statisticalreview>.
2. Climate Change 2014. Synthesis Report. INTERGOVERNMENTAL PANEL on climate change [The Core Writing Team: Rajendra K. Pachauri and Leo Meyer].
28. https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/05/SYR_AR5_FINAL_full_wcover.pdf
3. Chopra, S. A Review of Fixed Bed Gasification Systems for Biomass / S. Chopra and A. Jain. *Agricultural Engineering International: the CIGR Ejournal.* Invited Overview. 2007. № 5. Vol. IX. 23 p.
4. Lv, P. M. An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed / P. M. Lv, Z. H. Xiong, J. Chang, C. Z. Wu, Y. Chen, J. X. Zhu. *Bioresour. Technol.* 2004. Vol. 95. P. 95–101.

-
17. Aerov M. E., Todes O. M., Narinsky D. A. Apparatuses with stationary granular bed. [Apparaty so stacionarnym zernistym sloem]. L.: Khimiya, 1979. 176 p.
 18. Rokhman B. B. Modeling and numerical investigation of the process of vapor-oxygen gasification of solid fuels in a vertical flow reactor under pressure. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*. 2014. Vol. 87. No. 5. Pp. 1103–1115.
 19. Westbrook, C. K., Dryer, F. L. Simplified reaction mechanisms for the oxidation of hydrocarbon fuels in flames. *Combust. Sci. Technol.* 1981. Vol. 27. Pp. 31–43.
 20. Bustanmante, F., Enick, R. M., Killmeyer, R. P., Howard, B. H., Rothenberger, K. S., Cugini, A. V., Morreale, B. D., Ciocco, M. V. Uncatalyzed and wall-catalyzed forward water-gas shift reaction kinetics. *AIChE J.* 2005. Vol. 51. Pp. 1440–1454.
 21. Ma J., Zitney S.E. CFD modeling of entrained-flow gasifiers with improved physical and chemical submodels. *Energy Fuels* 2012. Vol. 26. Pp. 7195–7219.
 22. Di Blasi C., Branca C. Kinetics of primary product formation from wood pyrolysis. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 2001. Vol. 40. Pp. 5547–5556. 1993. Vol. 90. Pp. 315–340.
 23. Liden C., Berruti F., Scott D. A kinetic model for the production of liquids from the flash pyrolysis of biomass. *Chemical Engineering Communications*. 1988. Vol. 65. Pp. 207–221.
 24. Mohamad A. A., Karim G. A. Flow and Heat Transfer Within Segregated Beds of Solid Particles. *Journal of Porous Media*. 2001. Vol. 4(3). Pp. 215–224.
 25. Natale G., Galgano A., Di Blasi C. Modeling particle population balances in fluidized-bed wood gasifiers biomass and bioenergy. 2014. Vol. 62. Pp. 123–137.
 26. Di Blasi C. Modeling wood gasification in a countercurrent fixed-bed reactor// *Environmental and energy engineering*. 2004. Vol. 50. Pp. 2306–2319.
 27. Rokhman B. B., Vyfatnyuk V. G. The two-stage process of thermochemical processing of lignin in a fixed bed. 1. Technological scheme of the installation. *Methods for calculating pyrolysis gas composition. J. Eng. Phys. Thermophys.* 96. No. 2. 492–497 (2023).
 28. Patankar S. Chislennyye metodyi resheniya zadach teploobmena i dinamiki zhidkosti. [Numerical methods for solving problems of heat transfer and fluid dynamics] M: Energoatomizdat. 1984. 152 p.
-