

## ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ПІРОЛІЗУ В ТОНКОМУ ФІКСОВАНОМУ ШАРІ В УСТАНОВЦІ ДВОСТАДІЙНОЇ ТЕРМОХІМІЧНОЇ ПЕРЕРОБКИ ТРІСКИ ТОПОЛІ

Отримано 20 квіт. 2026 р.; рекомендовано до публікації 26 чер. 2026 р.  
Доступно онлайн 30 чер. 2026 р.

Рохман Б. Б.<sup>1</sup>, Кобзар С. Г.<sup>2</sup>, Четверик Г. О.<sup>3</sup>

Автор для кореспонденції: Четверик Геннадій,  
e-mail: biomassa@ukr.net

**Анотація.** Запропоновано оригінальний спосіб виробництва з тріски тополі в одній установці двох різних за складом і калорійністю синтетичних газів: середньокалорійного та низькокалорійного. Середньокалорійний газ отримують завдяки процесу піролізу біомаси утонкому фіксованому шарі товщиною 20 мм під впливом двох зовнішніх джерел теплової енергії. Піролізер висотою 225 мм розташований в проміжку між огорожувальною трубою діаметром 230×5 мм та внутрішньою трубою 180×5 мм, поверхні яких покрито ізоляцією з кераміки товщиною 2 мм. Після прогріву поверхонь піролізера до температури 950–960 °С в огорожувальну трубу подається підсушена тріска тополі та до поверхонь керамічних ізоляцій зовнішньої та внутрішньої труб підводяться питомі теплові потоки 0–150 кДж/(с·м<sup>2</sup>). Частина фракцій тріски тополі проникає в тонкий кільцевий міжтрубний простір, а залишок формує насип частинок (кластери) на вході в піролізер. Для руйнування кластерів використовують обертальний розпушувач з металевих гнучких прутів, що дає змогу сформувати тонкий фіксований шар. Розглядалися різні режими піролізу тріски тополі. Перший режим: зовнішні теплові потоки дорівнюють 0, і процес піролізу відбувається за рахунок тепла, що акумулюється в металі та кераміці, попередньо нагрітих до температури 950 °С. Час прогріву шару до мінімальної температури частинок 760 °С становить 21 с. Третій режим: тепловий потік на ізоляцію огорожувальної труби – 80 кДж/(с·м<sup>2</sup>), на ізоляцію внутрішньої труби – 70 кДж/(с·м<sup>2</sup>). Мінімальна температура прогріву частинок біомаси за час циклу 18 с становить 670 °С, а швидкість прогріву шару досягає 1 900 °С/хв, що є ознакою швидкого піролізу. Після циклу вихід легких речовин закінчується і залишається частка смоли – 8 %, яка протягом 3 с перетворюється на легкий газ завдяки крекінгу, тобто піролізний газ складається лише з вторинного газу.

**Ключові слова:** нерухоми шар, біомаса, теплопровідність, піроліз, пароповітряна газифікація, теплообмін, газ, температура.

### Позначення

A, C, H, N, O, S, V і W – масові частки золи, вуглецю, водню, азоту, кисню, сірки, легких речовин і вологи у твердому паливі

$D_{in}$  – діаметр внутрішньої труби, мм

$D_e$  – діаметр огорожувальної труби, мм

H – висота, м

q – тепловий потік, що падає на поверхню ізоляції, кДж/(с·м<sup>2</sup>)

r – радіальна координата, м

t – температура, °С

$\gamma_{gaz}$ ,  $\gamma_{tar}$  і  $\gamma_{char}$  – масові частки продуктів термічного розкладання тополі (від сумарного максимального виділення продуктів термічного розкладання) газу, смоли та char

$\gamma_{biomas}$  – активна частина тріски тополі (від сумарного ма

ксимального виділення продуктів термічного розкладання)

$\delta$  – діаметр частинки, м

$\varepsilon$  – порозність шару

$\lambda$  – коефіцієнт теплопровідності, кДж/(с·м·К)

$\rho$  – щільність, кг/м<sup>3</sup>

$\tau$  – час, с

$\Delta$  – товщина ізоляції, мм

$\Delta r$  – проміжок, м

Індекси: bed – шар

biomas – біомаса

char – вугільний залишок

d – суха маса

daf – суха беззолна маса

gaz – газ

izopl – ізоляція izoplan  
 max – максимальний  
 min – мінімальний  
 p – частинка  
 r – робочий  
 tar – смола

керам – кераміка  
 сталь – сталь  
 цикл – цикл  
 0 – початкове значення параметра  
 I–V – варіанти (режими) розрахунку

**Вступ.** Загальний недолік схем з двигунами внутрішнього згоряння – це наявність високих вимог до чистоти генераторного газу, допустимий вміст смол під час тривалої роботи двигуна не повинен перевищувати 10–100 мг/нм<sup>3</sup> [1–3]. Середньокалорійний генераторний газ отримують шляхом піролізу біомаси, низькокалорійний газ – за рахунок газифікації її коксозольного залишку. Для отримання в одному реакторі двох різних за складом і калорійністю синтетичних газів з малим вмістом смоляних речовин необхідно використовувати двостадійну термохімічну переробку біомаси, що поєднує піроліз з подальшою газифікацією коксозольного залишку. Останні розробки газогенераторів цього типу: «Viking», FLETGAS, LT-CFB [4]. У когенераційній установці LiPRO-Energy [5] використовується комбінація шнекового піролізера і прямого газогенератора з пароповітряним дуттям. У газогенератор потрапляє парогазова суміш летких продуктів піролізу і коксовий залишок сировини – деревної тріски розміром 30–50 мм, що має відносну вологість не більше 15 %. Теплота згоряння отриманого газу становить 5,6 МДж/нм<sup>3</sup>, вміст азоту – 44 %. Електрична потужність установки 30 або 50 кВт (400 В, 50 Гц), а тепла – 70 або 110 кВт за витрати біомаси 30 або 50 кг/год. Спосіб, що являє собою комбінацію піролізу і подальшого крекінгу летких продуктів у високотемпературному шарі напівкоксу або деревного вугілля, вперше був описаний у роботі [6]. Досліджували вплив ефекту високотемпературного крекінгу на об'єм і склад газів, одержуваних під час переробки деревної тирси. Було показано, що за температури 950 °C відбувається повне розкладання смол і пірогенетичної вологи. У [7] було вивчено вплив каталітичного і термічного ефектів під час крекінгу піролізних продуктів біомаси в порожньому об'ємі та в шарі деревного вугілля за температури 500–700 °C. Отримано дані про зміну складу конденсованих і неконденсованих продуктів. У [8, 9] показано вплив температури в зоні гетерогенного крекінгу летких продуктів перероблення деревної біомаси і торфу на властивості газу та ефективність процесу.

Наразі відомі такі основні типи піролізних реакторів: піроліз у щільному шарі [10], піроліз у псевдозрідженому киплячому [11] або циркулюючому [12] шарі, дисковий реактор, що обертається (біомасу притискають до гарячого обертового диска) [13] та конічний реактор (суміш біомаси та гарячого піску перебувають в конусі, який обертається, а видалення матеріалу, що прореагував, відбувається завдяки відцентровим силам) [14], аблятивний реактор (біомасу механічно притискають до гарячої стінки) [15], вихровий аблятивний реактор (частинки із закрученого потоку потрапляють на гарячі стінки

реактора) [16], шнековий реактор (циліндрична реторта, що обігрівається, зі шнеком) [17], PyRos (циклон, що містить інтегрований фільтр гарячих газів, у який потрапляє суміш біомаси та гарячого піску) [18], плазмовий реактор (циліндрична газорозрядна кварцова трубка, в середину якої подається біомаса, продукти видаляються вакуумним насосом) [19], мікрохвильовий реактор (підведення енергії за допомогою взаємодії мікрохвильового випромінювання з молекулами й атомами біомаси) [20], сонячний реактор (параболічний сонячний концентратор, у фокусі якого реактор – кварцова трубка) [21], вакуумний реактор (нагрівання пальником або індукційний нагрів у вакуумі) [22]. Альтернативою простому піролізу є двостадійна піролітична конверсія, що 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 дає змогу ефективно отримувати відносно чистий низько- або середньокалорійний газ. Основною перевагою апаратного поділу процесів піролізу і подальшої газифікації, на відміну від звичайних газогенераторів оберненого типу, є низький вміст смол у газі (10–15 мг/м<sup>3</sup>).

У роботі [23] для риформінгу продуктів газифікації після малого промислового газифікатора з низхідним газовим потоком використано паровий плазмотрон, що дало можливість суттєво збільшити вихід водню із системи. За електричної потужності плазмотрона 1,1–1,4 кВт вихід водню з отриманим паливним газом після парового риформінгу збільшувався в 1,5–2,1 раза у порівнянні з повітряною газифікацією.

На установці для випробувань паливних елементів [24] з використанням твердого палива завдяки каталітичній конверсії CO за реакцією водяного зсуву, високо- та низькотемпературному зв'язуванню CO<sub>2</sub> отримано газ із вмістом водню 94,7–97,0 % (об.).

У [25] наведено установку плазмової пароповітряної оберненої газифікації, в якій плазмовий струмінь вводиться в зону піролізу, впливаючи також на процеси парового риформінгу летких компонентів органічної сировини. Одержано низку експериментальних результатів, зокрема: а) одержано газ зі співвідношенням компонентів H<sub>2</sub>/CO 1,4–1,5 моль/моль з нижчою теплою згоряння 2,7–3,0 МДж/нм<sup>3</sup>, та хімічним ККД газифікації 29,6–31,5 %; б) використання роздільної конверсії твердих органічних відходів дало можливість збільшити хімічний ККД

газифікації до 27,7–39,1 % в разі використання пелет ДМ та до 44,1–55,4 % – в разі використання ГКЗШ; в) показано, що на вихід водню в складі одержаного газу впливали ступінь використання водяної пари, швидкість конверсії твердих органічних відходів та їх склад.

У [26] розглядаються можливості впровадження технології термічного розкладання рідких вуглецевмісних речовин різноманітного походження як складових відходів для створення газоподібних продуктів заданого складу з подальшим використанням у хімічній промисловості та заміщення природного газу. Серед найперспективніших методів виконання такого завдання є термічне розкладання вуглеводнів зі стабілізацією процесу за рахунок введення в нього високотемпературного джерела плазмового розряду. Для виконання роботи створений експериментальний стенд для газифікації рідких вуглеводневих відходів та палив з високим вмістом забруднювальних речовин. Виконано дослідження реформування рідких палив, які показали: 1) теплота згоряння генераторного газу, виробленого із соняшникової олії, становить 8,89 МДж/нм<sup>3</sup>, виробленого з рідкого пічного палива – 13,75 МДж/нм<sup>3</sup>; 2) ККД процесу газифікації становить 80–84 %; 3) ККД виробництва теплової енергії шляхом попередньої газифікації рідкого палива не перевищує 72 %.

Декарбонізація систем централізованого теплопостачання (СЦТ) є актуальною темою для країн з розвинутими СЦТ, які були побудовані переважно в минулому столітті та розраховані на використання викопного палива [27]. У цих системах одночасно необхідно виконувати завдання скорочення споживання теплової енергії, заміни застарілого обладнання та заміщення викопного палива відновлюваними джерелами енергії та скидними енергетичними ресурсами. Ці завдання мають одночасно виконуватися в умовах необхідності стабільного забезпечення споживачів тепловою енергією. Виконання такого складного комплексного завдання потребує розробки науково обґрунтованої методології. Запропоновано методологію декарбонізації потужних застарілих СЦТ на викопному паливі для модельного міста, яка може бути застосована для багатьох міст України та країн ЄС. Ця методологія складається з трьох основних напрямів: 1) скорочення споживання теплової енергії за рахунок підвищення енергоефективності теплових споживачів та теплових мереж; 2) заміщення джерел, які працюють на викопному паливі, відновлюваними джерелами енергії та скидними енергетичними ресурсами під час виробництва теплової енергії; 3) інтеграція теплових мереж, що забезпечує можливість виробляти «зелену» теплову енергію на окремих теплових джерелах, які мають найкращі умови для декарбонізації, та транспортувати цю енергію на інші джерела енергії, які не мають потенціалу або мають гірші умови для декарбонізації.

У [28] розглядається процес швидкого піролізу Bagasse в щільноупакованому шарі за рахунок теплової енергії: а) двох електронагрівачів, розташованих на поверхнях

нагріву зовнішнього та внутрішнього коаксіальних циліндрів діаметрами 220 і 150 мм; б) електронагрівача, розташованого на поверхні зовнішнього циліндра і продуктів згоряння, що омивають внутрішню поверхню внутрішнього циліндра. Регулювання величин теплових потоків протягом циклу  $0 < t < 60$  с здійснюється зміною сили струму і напруги. Регулювати температуру продуктів згоряння у вузькому інтервалі  $4 < t < 60$  с, де температура змінюється від 1716 до 1016,5 °С, доволі важко через велику інертність процесу горіння в топковій камері. Крім того, за високих температур продуктів згоряння, 1716 °С, доведеться футерувати внутрішню поверхню внутрішнього циліндра, що призведе до істотного зменшення теплового потоку, який спрямовується в піролізер. Такі великі температури продуктів згоряння обумовлені дуже малим коефіцієнтом тепловіддачі від димових газів до поверхні піролізера. На підставі викладеного робиться висновок, що в зоні високих температур 1016,5–1716 °С, за період циклу кращим виявляється електрообігрів внутрішнього циліндра.

Опис технології термохімічної переробки біомас.

На рис. 1 показано, як працює установка швидкого піролізу біопалива та пароповітряної газифікації фіксованого вуглецю.

Камера піролізу 39 складається з двох вісесиметричних труб, виготовлених із жароміцної сталі AISI310: внутрішньої 17 і зовнішньої 19 (рис. 1, а, б). Зовнішню поверхню труби 19 та внутрішню поверхню труби 17 покрито керамічними ізоляціями 9 та 18 на основі нітриту (або оксиду) алюмінію товщиною 2 мм (рис. 1, б). На зовнішній поверхні керамічної ізоляції 9 встановлюється електронагрівач 27, що складається з ніхромового дроту, намотаного у вигляді спіралі на поверхню ізоляції 9. Другий електронагрівач 26 розташовується всередині труби 17. Тут ніхромовий дріт намотується на керамічну поверхню циліндричної втулки 43, яку підбирають так, щоб спіраль щільно прилягала до внутрішньої поверхні керамічної ізоляції 18. Для усунення взаємодії піролізного газу з ніхромом в нижній частині труби 17 встановлюється фланець 38.

На початку розпалювання установки в газифікаторі 37 та в камері киплячого шару 31 формуються нерухомі шари з попередньо напрацьованих коксозольних частинок біомаси 36 та піску 23, після чого відбувається їх прогрівання до температур 600 °С та 950–1000 °С, відповідно, високотемпературною інертною газовою сумішшю, що подається під решітку газифікатора 29 та камери киплячого шару 29. Паралельно з цим починається прогрівання поверхонь нагріву піролізера до температури 960 °С за рахунок тепла двох електронагрівачів. Після прогрівання поверхонь камери піролізу 39 відбувається засипка висхідного біопалива з бункера біомаси 6 до зовнішньої труби 19 за допомогою живильника 7. Частина фракцій біомаси проникає у тонкий кільцевий міжтрубний простір товщиною 20 мм, де розташована камера піролізу 39, а залишок частинок висхідного палива формує насип частинок (кластери) на вході у зазор між трубами 17 та 19.

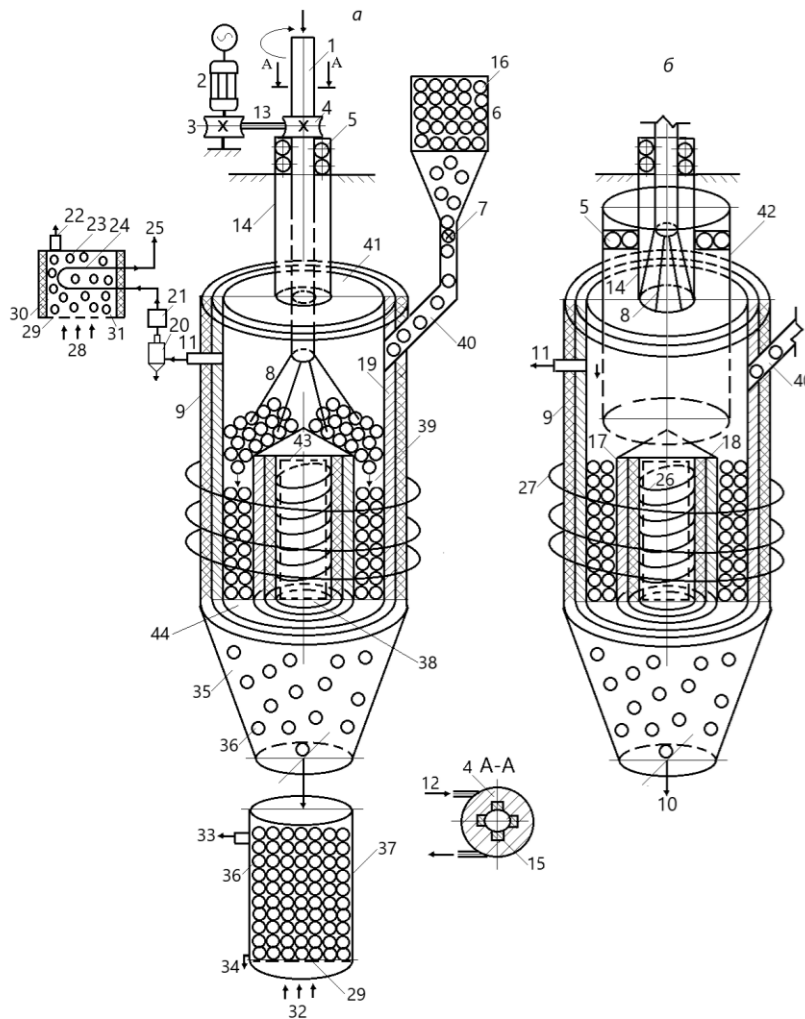


Рис. 1. Установа двостадійного процесу термохімічної переробки біомаси: а – швидкий піроліз біопалива в тонкому нерухомому шарі товщиною 20 мм та пароповітряна газифікація фіксованого вуглецю; б – схема розташування вертикального трубчастого проштовхувача під час проштовхування коксозольних частинок біомаси після процесу піролізу з камери піролізера до лійки: 1 – вал; 2 – електродвигун; 3, 4 – шків; 5 – підшипник; 6 – бункер підсушених частинок біомаси; 7 – живильник; 8 – металева щітка (розпушувача); 9 – ізоляція з кераміки на основі нітриту (або оксиду) алюмінію для зовнішньої труби; 10 – труба для перетікання коксозольних частинок біомаси з лійки до газифікатора; 11 – трубопровід виходу сирого неочищеного піролізного газу; 12 – напрямок руху ремня; 13 – пасова передача; 14 – футляр для розпушувача; 15 – хрестоподібна втулка; 16 – частинки біомаси; 17 – внутрішня труба; 18 – ізоляція з кераміки на основі нітриту (або оксиду) алюмінію для внутрішньої труби; 19 – зовнішня труба; 20 – циклон; 21 – високотемпературний фільтр для уловлення вугільної сажі; 22 – трубопровід відхідних димових газів після киплячого шару; 23 – частинки піску; 24 – змійовик; 25 – труба виходу піролізного газу; 26 – електронагрівач для внутрішньої труби; 27 – електронагрівач для зовнішньої труби; 28 – труба для транспорту високотемпературних димових газів; 29 – решітка; 30 – металева обичайка з торкретом; 31 – камера киплячого шару; 32 – трубопровід для подачі пароповітряної суміші; 33 – трубопровід для виходу генераторного газу; 34 – патрубок для вивантаження золи; 35 – лійка; 36 – коксозольні частинки біомаси; 37 – газифікатор; 38 – фланець; 39 – камера піролізу; 40 – тічка для частинок біомаси; 41 – кришка; 42 – проштовхувач коксозольних частинок біомаси; 43 – керамічна втулка; 44 – шибер

У запропонованому технічному рішенні для руйнування кластерів використовується розпушувач 8 з металевих гнучких прутів, який сидить на обертальному валу 1 та металевий проштовхувач 42. Обертання валу здійснюється за рахунок пасової передачі 13, яка складається з круглого ремня і двох шківів 3 і 4, один з яких (шків 4) жорстко закріплено на валу 1 за допомогою хрестоподібної втулки 15, привареної до валу 1. У початковому положенні розпушувач 8 перебуває в футлярі 14, а вал – у

крайньому верхньому положенні (рис. 1, б). Після закидання вихідного палива у зовнішню трубу 19 вал 1 опускається донизу (рис. 1, а). Далі включається електродвигун 2, на валу якого розташовано шків 3, що передає обертальний момент шківу 4, і, як наслідок, вал 1 через пасову передачу 13 починає обертатися, надаючи обертального руху розпушувачу 8, внаслідок чого відбувається руйнування кластерів та формування тонкого нерухомого шару в камері піролізу 39. Далі вал 1

підіймається до верху і щітка 8 потрапляє у футляр 14 (рис. 1, б). Після прогріву камери піролізу 39 до температури 960 °С та формування в ньому насипного шару частинок біопалива з температурою 100 °С товщиною 20 мм від двох електронагрівників 26 та 27 підводяться постійні питомі теплові потоки 70 000 та 60 000 Вт/м<sup>2</sup> до внутрішньої поверхні керамічної ізоляції 18 і зовнішньої поверхні керамічної ізоляції 9, відповідно.

З камери піролізу 39 виходить неочищений сирий піролізний газ, який трубопроводом 11 надходить у гарячий циклон 20, де відбувається відділення піролізного газу від дрібних частинок біомаси, після чого він потрапляє у високотемпературний фільтр 21 для уловлення вугільної сажі. Очищений піролізний газ, який складається з неконденсованої частини (СО, Н<sub>2</sub>, СО<sub>2</sub>, СН<sub>4</sub>, С<sub>2</sub>Н<sub>4</sub> тощо) і конденсованої частини, що містить високомолекулярні сполуки типу С<sub>6</sub>Н<sub>6,2</sub>О<sub>0,2</sub> прямує до змійовика 24, встановленого в камері киплячого шару 31, де відбувається процес риформінгу: високомолекулярні сполуки розкладаються на легкі гідрокарбони (СН<sub>4</sub>, С<sub>2</sub>Н<sub>4</sub> тощо) за рахунок конвективно-кондуктивного та променевого теплообміну між киплячим шаром та поверхнею змійовика 24. Після змійовика піролізний газ 25 прямує в систему охолодження, де температура піролізного газу зменшується до 60 °С з подальшою конденсацією водяної пари, що приводить до підвищення калорійності газу. Сухий

середньокалорійний очищений піролізний газ закачується в газгольдер. Продукти згоряння з температурою ~ 1000 °С подаються по трубі 28 під решітку 29 камери киплячого шару 31. Завдяки димовим газам відбувається прогрівання частинок піску 23 та їх зрідження.

Коксозольний залишок, отриманий після піролізу частинки біомаси, надходить у лійку 35 завдяки відкриттю шибера 44, після чого прямує до газифікатора 37, де відбувається конверсія коксу 36 у пароповітряному середовищі, яке потрапляє в газифікатор по трубі 32. Оскільки товщина камери піролізу 39 мала і становить лише 20 мм, для проштовхування коксозольних частинок біомаси з камери піролізу в лійку 35 використовується металевий проштовхувач 42, який проштовхує коксозольні частинки завдяки вертикально-поступальному руху труби. Для регулювання висоти шару передбачено злив золи через патрубок 34. На виході з газифікатора 37 отримуємо неочищений низькокалорійний генераторний газ з теплотворною здатністю 5600–6000 кДж/нм<sup>3</sup> (для берези – 5600 кДж/нм<sup>3</sup>), який практично не містить смол. Генераторний газ спрямовується послідовно в системи гарячого очищення та охолодження, а потім подається в камеру згоряння поршневого двигуна, встановленого на міні-ТЕЦ. Частина дешевої електроенергії, що виробляється на міні-ТЕЦ, витрачається на живлення двох електронагрівачів, розташованих на поверхнях піролізера.

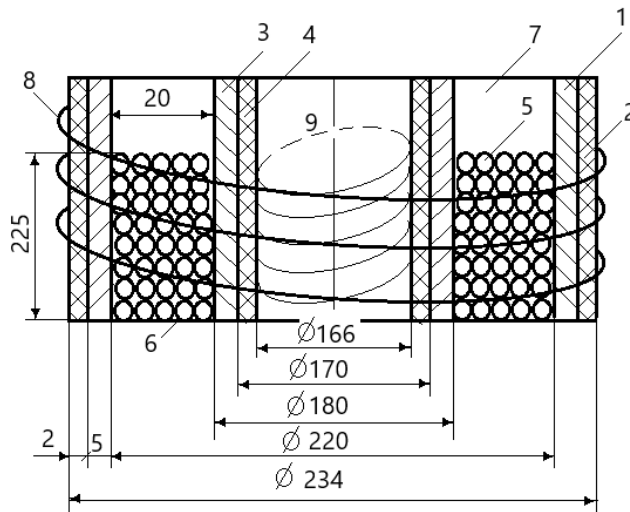


Рис. 2. Установа для швидкого піролізу тріски тополі: 1 – огорожувальна труба; 2, 4 – ізоляція з кераміки на основі нітриту (або оксиду) алюмінію; 3 – внутрішня труба; 5 – підсушені частинки тріски тополі; 6 – шибер; 7 – піролізер; 8 – зовнішній електронагрівач; 9 – внутрішній електронагрівач

### Постановка задачі

Початкові умови для швидкого піролізу тріски тополі у фіксованому шарі для варіантів I–V представлено на рис. 2: висота шару –  $H_{bed} = 225$  мм, еквівалентний діаметр частинок –  $\delta_0 = 7$  мм, порозність шару –  $\epsilon = 0,42$ , щільність частинок –  $\rho_{p0} = 400$  кг/м<sup>3</sup> і їх температура –  $t_{p0} = 100$  °С, діаметри внутрішньої труби –  $D_{in} = 180 \times 5$  мм та огорожувальної труби –  $D_e = 230 \times 5$  мм, поверхні яких покрито ізоляцією з кераміки товщиною –  $\Delta = 2$  мм, маса шару – 0,577 кг, маса летких речовин у шарі – 0,476 кг, маса коксозольного залишку – 0,1 кг, масова

частка фіксованого вуглецю (на робочу масу) – 14,88 %, леткого вуглецю – 27,12 %. Склад легкого газу (у масових частках): СО = 0,464, СО<sub>2</sub> = 0,101, Н<sub>2</sub> = 0,01, Н<sub>2</sub>О = 0,23, С<sub>6</sub>Н<sub>6,2</sub>О<sub>0,2</sub> = 0,058 і С<sub>1,16</sub>Н<sub>4</sub> = 0,137. Зовнішні питомі теплові потоки  $q$  та температури металу  $t_{сталь}$  і ізоляції  $t_{керам}$  (або  $t_{ізопл}$ ) для варіанта I –  $q(r = 83 \text{ мм}) = q(r = 117 \text{ мм}) = 0$ ,  $t_{керам} = t_{сталь} = 950$  °С; II –  $q(r = 83 \text{ мм}) = q(r = 117 \text{ мм}) = 150$  кДж/(с·м<sup>2</sup>),  $t_{керам} = t_{сталь} = 950$  °С; III –  $q(r = 83 \text{ мм}) = 80$  кДж/(с·м<sup>2</sup>);  $q(r = 117 \text{ мм}) = 70$  кДж/(с·м<sup>2</sup>),  $t_{керам} = t_{сталь} = 960$  °С; IV –  $q(r = 83 \text{ мм}) = 70$  кДж/(с·м<sup>2</sup>);  $q(r = 117 \text{ мм}) = 60$  кДж/(с·м<sup>2</sup>),  $t_{керам} = t_{сталь} = 960$  °С; V –  $q(r = 83 \text{ мм}) = 70$  кДж/(с·м<sup>2</sup>);  $q(r = 117 \text{ мм}) = 60$  кДж/(с·м<sup>2</sup>),  $t_{ізопл} = t_{сталь} =$

960 °C. У варіантах I–IV використовується керамічна ізоляція, що розташована на поверхнях піролізера, з коефіцієнтом теплопровідності  $\lambda_{\text{керам}} = 25 \cdot 10^{-3}$  кДж/(с·м·К) та щільністю  $\rho_{\text{керам}} = 3800$  кг/м<sup>3</sup>, в V – ізоляція izorplan з  $\lambda_{\text{izorpl}} = 0,14 \cdot 10^{-3}$  кДж/(с·м·К) та щільністю  $\rho_{\text{izorpl}} = 920$  кг/м<sup>3</sup>. У варіантах I–V використовується сталь 20Х23Н18 (АІSІ310) з коефіцієнтом теплопровідності  $\lambda_{\text{сталь}} = 0,02$  кДж/(с·м·К) та щільністю  $\rho_{\text{сталь}} = 7800$  кг/м<sup>3</sup>.

Таблиця. Елементарний склад біомаси

Марка біомаси	C %	H %	N %	O %	S %	V <sup>daf</sup> %	A %	W %
Тріска тополі	42	5,11	0,656	39,73	0,01	83	0,5	12

Аналіз результатів розрахунку процесу піролізу. Проаналізуємо динаміку процесу піролізу тріски тополі за рахунок теплової енергії двох електронагрівачів, розташованих на поверхнях керамічної ізоляції зовнішньої 1 та внутрішньої 3 труб (рис. 2). Розглянемо режим піролізу тріски тополі, коли зовнішні теплові потоки, що падають на зовнішню 2 та внутрішню 4 поверхні керамічної ізоляції, дорівнюють нулю:  $q(r = 83 \text{ мм}) = q(r = 117 \text{ мм}) = 0$  (рис. 2, рис. 3, а). Піроліз частинок тріски тополі 5 у фіксованому шарі 7 відбувається за рахунок тепла, що акумулюється в металі труб 1, 3 та керамічній ізоляції 2, 4, попередньо нагрітих до температури 950 °C. На рис. 3, а видно, що час прогріву в нерухомому шарі частинок тріски тополі еквівалентного діаметра  $\delta_0 = 7$  мм щільністю  $\rho_{p0} = 400$  кг/м<sup>3</sup> зі швидкістю 1886 °C/хв до мінімальної температури  $t_{p,\text{minl}} = 760$  °C становить  $\tau_{\text{цикл}} = 21$  с (крива 7 на рис. 3, а, варіант I). Температура керамічної ізоляції впродовж циклу  $\tau_{\text{цикл}} = 21$  с падає на 69 °C ( $\Delta t_{\text{керамI}} = t_{\text{керамI}}(r = 83 \text{ мм}, \tau = 0) - t_{\text{керамI}}(r = 83 \text{ мм}, \tau = 21 \text{ с}) = 950 - 881 = 69$  °C), металу в точках  $r = 90$  і  $r = 110$  мм (див. рис. 2) – на 76 та 64 °C, відповідно, і температура в цих точках дорівнює:  $t_{\text{стальI}}(r = 90 \text{ мм}, \tau = 21 \text{ с}) = 874$  °C та  $t_{\text{стальI}}(r = 110 \text{ мм}, \tau = 21 \text{ с}) = 886$  °C (крива 7 на рис. 3, а). Якщо продовжувати цикли піролізу далі без підведення зовнішнього тепла, акумульоване тепло буде значно зменшуватися, внаслідок чого тривалість циклу та кількість смоли зростатимуть, а якість газу знижуватиметься. Для усунення цих недоліків необхідно організувати підведення зовнішнього тепла до поверхонь нагріву піролізера до початку наступного циклу.

Розглянемо динаміку перетворення смоли на легкий газ завдяки крекінгу для варіанта I. Цей процес складається з генерації смоли за рахунок розкладання активної частини тріски тополі  $\gamma_{\text{біомасI}}$  згідно з первинною реакцією термолізу та її дисипацією за рахунок перетворення смоли на легкий газ (вторинна реакція термолізу). На рис. 4, в (крива 3) видно, що функція  $\gamma_{\text{тарI}}(r, \tau)$  на ділянці  $0,0966 < r < 0,1053$  м в момент часу  $\tau = 18$  с в температурному діапазоні  $\Delta t_p = 760\text{--}787$  °C має два максимуми:  $\gamma_{\text{тар,maxI}}(r = 0,0988 \text{ м}) = \gamma_{\text{тар,maxI}}(r = 0,1014 \text{ м}) = 57,3$  %. В інтервалах  $0,0966 < r < 0,0982$  м та  $0,1025 < r < 0,1053$  м активної частини тріски, що знаходилась у частинках тополі, немає, вся вона сконцентрована на ділянці  $0,0982 < r < 0,1025$  м, при цьому залежність  $\gamma_{\text{біомасI}}(r, \tau)$  має максимум  $\gamma_{\text{біомасI}}(r = 0,1 \text{ м}, \tau = 18 \text{ с}) = 51,8$  % (крива 3 на рис. 4, з). У проміжку часу  $18 < \tau < 21$  с із смоли, що розташована на

ділянках  $0,0966 < r < 0,0982$  м та  $0,1025 < r < 0,1053$  м, виробляється тільки легкий газ (первинного газу немає) завдяки крекінгу процесу та високій температурі частинок тріски тополі – 764–775 °C (крива 7 на рис. 3, а), про що свідчить крива 4 на рис. 4, в, в той час як на ділянці  $0,0982 < r < 0,1025$  м відбувається інтенсивний вихід первинного піролізного газу завдяки розкладанню активної частини біомаси, що виходить з частинок тріски у цій проміжок часу (крива 4 на рис. 4, з). Таким чином, на ділянці  $0,0982 < r < 0,1025$  м ( $18 < \tau < 21$  с) виробляються одночасно первинний та легкий газ, на відміну від ділянок  $0,0966 < r < 0,0982$  м та  $0,1025 < r < 0,1053$  м.

У разі підведення питомих теплових потоків  $q(r = 83 \text{ мм}) = q(r = 117 \text{ мм}) = 150$  кДж/(с·м<sup>2</sup>) час прогріву нерухомого шару частинок тріски тополі зі швидкістю 2023,3 °C/хв до мінімальної температури  $t_{p,\text{minII}} = 707$  °C скорочується з  $\tau_{\text{цикл}} = 21$  с до  $\tau_{\text{циклII}} = 18$  с (крива 6 на рис. 3, б, варіант II).

На відміну від варіанта I температури металу та керамічної ізоляції зовнішньої 1 та внутрішньої 3 труб зростають впродовж часу  $0 < \tau \leq 18$  с у порівнянні з початковою температурою  $t_{\text{керамII}}(\tau = 0) = t_{\text{стальII}}(\tau = 0) = 950$  °C і досягають значень:  $t_{\text{керамII}}(r = 84 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 982$  °C та  $t_{\text{стальII}}(r = 87,5 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 972$  °C;  $t_{\text{керамII}}(r = 117 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 999,70$  °C,  $t_{\text{стальII}}(r = 113 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 988$  °C та  $t_{\text{стальII}}(r = 115 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 995$  °C (крива 6 на рис. 3, б, варіант II). У цьому режимі піролізу температури керамічної ізоляції та зовнішньої поверхні металу огорожувальної труби 1 перевищують 1000 °C, тому для регулювання температур  $t_{\text{керам}}$  та  $t_{\text{сталь}}$  у межах 1000 °C питомий тепловий потік зменшується на 10 % завдяки зменшенню сили струму на 10 %, що приводить до зменшення температур матеріалів. Далі картина повторюється. Спостерігається різке зростання температур стінки до 1000 °C і падіння питомого теплового потоку на 10 %. Це характеризує процес осциляційного піролізу. Таким чином, вдається утримувати температури матеріалів на рівні 990–1000 °C. Тут питомий тепловий потік протягом циклу зменшується з 150 до 72 кДж/(с·м<sup>2</sup>). Складність організації такого режиму піролізу полягає в регулюванні температур матеріалів у межах 1000 °C у дуже вузькому часовому діапазоні та наявності великих питомих теплових потоків у початковий момент часу. Тому будемо шукати такий режим піролізу, за якого значення параметрів процесу  $q$ ,  $t_{\text{керам}}$ ,  $t_{\text{сталь}}$  мало змінювалися в процесі циклу піролізу.

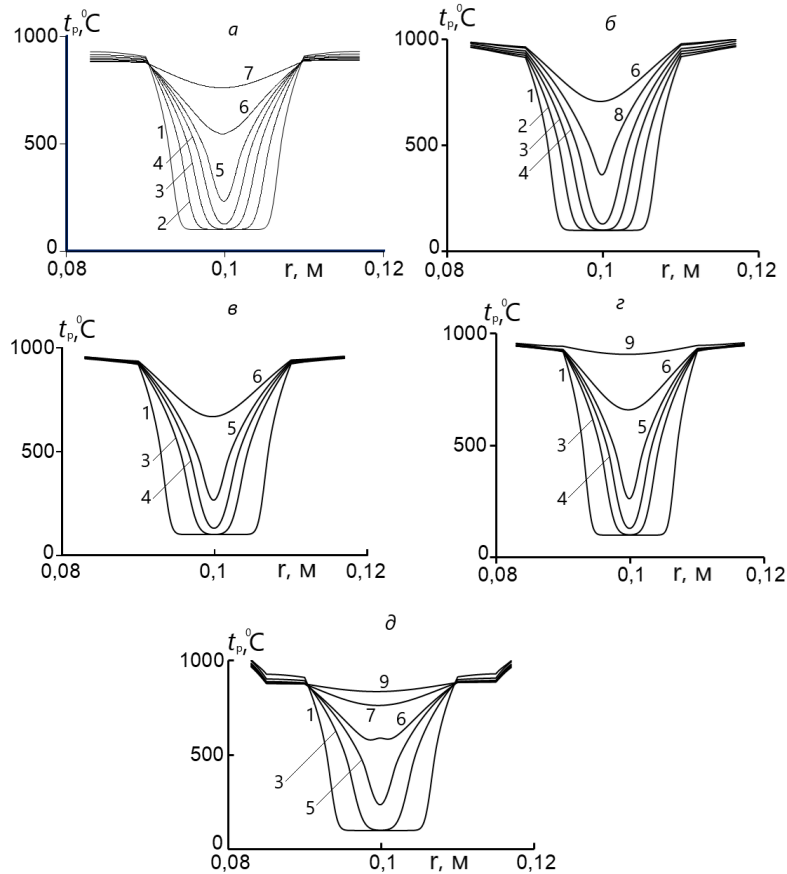


Рис. 3. Розподіл температур керамічної ізоляції, металу та частинок тріски тополі за перерізом нерухомого шару залежності від часу  $\tau$ , с: 1 – 3; 2 – 6; 3 – 9; 4 – 12; 5 – 15; 6 – 18; 7 – 21; 8 – 16; 9 – 24; а – варіант I; б – варіант II; в – варіант III; г – варіант IV; а–г – керамічна ізоляція на поверхнях піролізера; д – ізоляція ізорпан на поверхнях піролізера

На рис. 3, в проілюстровано режим піролізу за таких умов:  $q(r = 83, \text{ мм}, \tau = 0) = 80 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ ;  $q(r = 117 \text{ мм}, \tau = 0) = 70 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ ,  $t_{\text{керамIII}}(\tau = 0) = t_{\text{сталыIII}}(\tau = 0) = 960 \text{ }^\circ\text{C}$  (варіант III). Звертає на себе увагу той факт, що питомий тепловий потік, який падає на огорожувальну трубу менший, ніж питомий тепловий потік, що падає на внутрішню трубу. Це пов'язано з тим, що у фіксований момент часу  $\tau$  теплосприйняття вісесиметричних поверхонь нагріву однакове. Тому при зменшенні поверхні нагріву, тобто при зменшенні радіусу  $r$  з 117 до 110 мм питомий тепловий потік зростає з  $q(r = 117 \text{ мм}, \tau = 3 \text{ с}) = 70$  до  $q(r = 110 \text{ мм}, \tau = 3 \text{ с}) = 74,5 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ , а зі збільшенням радіусу  $r$  з 83 до 90 мм питомий тепловий потік падає з  $q(r = 83 \text{ мм}, \tau = 3 \text{ с}) = 80$  до  $q(r = 90 \text{ мм}, \tau = 3 \text{ с}) = 73,8 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ .

На відміну від осциляційного піролізу, тут температури керамічної ізоляції –  $t_{\text{керамIII}}(r = 117 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 959 \text{ }^\circ\text{C}$  та  $t_{\text{керамIII}}(r = 84 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 952 \text{ }^\circ\text{C}$  і сталі –  $t_{\text{сталыIII}}(r = 115 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 954 \text{ }^\circ\text{C}$  та  $t_{\text{сталыIII}}(r = 85 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 949 \text{ }^\circ\text{C}$  мало відрізняються від початкових температур  $t_{\text{керамIII}}(\tau = 0) = t_{\text{сталыIII}}(\tau = 0) = 960 \text{ }^\circ\text{C}$  (варіант III), і питомі теплові потоки не змінюються протягом циклу  $\tau_{\text{циклIII}} = 18 \text{ с}$  (крива 6 на рис. 3, в, варіант III). Мінімальна температура прогріву нерухомого шару за час циклу  $\tau_{\text{циклIII}} = 18 \text{ с}$  зі швидкістю  $1900 \text{ }^\circ\text{C}/\text{хв}$  становить  $t_{p,\text{minIII}} = 670 \text{ }^\circ\text{C}$ . У варіантах II та III час циклу однаковий, але різні частки смоли на виході з циклу (рис. 4). Видно, що у варіанті II

частка смоли становить  $\gamma_{\text{тар,maxII}} = 1\%$  (крива 3 на рис. 4, б), тоді як у варіанті III ця частка набагато більша –  $\gamma_{\text{тар,maxIII}} = 8\%$  (крива 3 на рис. 4, а). Для усунення цього недоліку у варіанті III необхідно збільшити тривалість циклу на 3 с (крива 4 на рис. 4, а). Це дає змогу дещо підвищити температури металу перед другим циклом:  $t_{\text{сталыIII}}(r = 115 \text{ мм}, \tau = 21 \text{ с}) = 959 \text{ }^\circ\text{C}$  та  $t_{\text{сталыIII}}(r = 85 \text{ мм}, \tau = 21 \text{ с}) = 955 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Варіант IV відрізняється від варіанта III невеликим зменшенням питомих теплових потоків  $q(r = 83 \text{ мм}) = 70 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ ;  $q(r = 117 \text{ мм}) = 60 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$  за незмінних початкових температур керамічної ізоляції та металу –  $960 \text{ }^\circ\text{C}$ . Час прогрівання частинок тріски тополі в нерухомому шарі зі швидкістю  $1866,6 \text{ }^\circ\text{C}/\text{хв}$  до мінімальної температури  $t_{p,\text{minIV}} = 660 \text{ }^\circ\text{C}$  становить  $\tau_{\text{циклIV}} = 18 \text{ с}$  (крива 6 на рис. 3, г, варіант IV). На відміну від варіанта III, де  $\gamma_{\text{тар,maxIII}} = 8\%$ , у варіанті IV після закінчення циклу частка смоли дещо збільшується і становить  $\gamma_{\text{тар,maxIV}} = 11,6\%$  (порівняти криву 3 на рис. 4, а та криву 6 на рис. 5, а). Для зменшення значення  $\gamma_{\text{тар,maxIV}}$  необхідно збільшити час циклу  $\tau_{\text{циклIV}}$  на 3 с (крива 7 на рис. 5, а). Згідно з рис. 3, г у варіанті IV спостерігається зменшення температур керамічної ізоляції –  $t_{\text{керамIV}}(r = 117 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 951 \text{ }^\circ\text{C}$  та  $t_{\text{керамIV}}(r = 83 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 949 \text{ }^\circ\text{C}$  і металу –  $t_{\text{сталыIV}}(r = 115 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 946 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $t_{\text{сталыIV}}(r = 85 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 943 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $t_{\text{сталыIV}}(r = 90 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 924 \text{ }^\circ\text{C}$  та  $t_{\text{сталыIV}}(r = 85 \text{ мм}, \tau = 18 \text{ с}) = 924 \text{ }^\circ\text{C}$ .

= 110 мм,  $\tau = 18$  с) = 934 °С у порівнянні з початковими температурами:  $t_{\text{керамIV}}(\tau = 0) = t_{\text{сталIV}}(\tau = 0) = 960$  °С. На рис. 3, з (крива 6) видно, що температура внутрішньої поверхні огорожувальної труби 1 впала на 26 °С, а зовнішньої поверхні труби 3 – на 36 °С. Таке просідання температури на поверхнях нерухомого шару в першому циклі піролізу буде негативно відзначатися на

послідовних циклах піролізу. Для підвищення температури на вході в шар перед другим циклом достатньо після основного часу піролізу  $\tau_{\text{циклIV}} = 21$  с прогрівати поверхні нагріву піролізера протягом 3 с. Тоді вказані перепади температур зменшуються з 36 до 16 °С і з 26 до 12 °С (порівняти криві 6 і 9 на рис. 3, з).

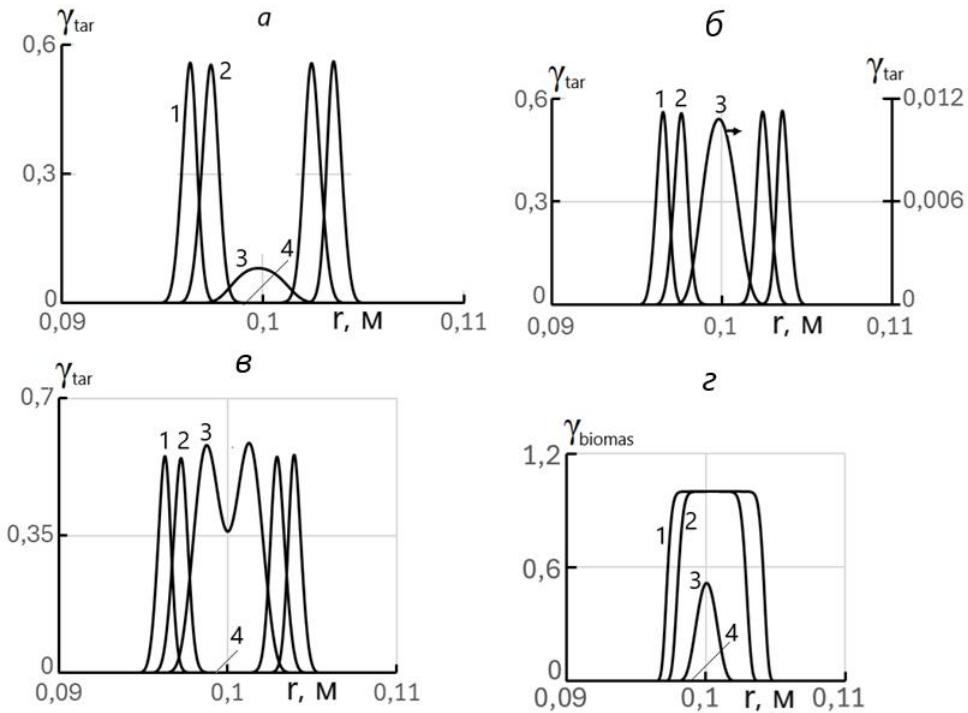


Рис. 4. Розподіл за перерізом нерухомого шару піролізера частки смоли  $\gamma_{\text{tar}}$  та активної частини тріски тополі  $\gamma_{\text{biomas}}$  залежно від часу, с: 1 – 12; 2 – 15; 3 – 18; 4 – 21; а – варіант III; б – варіант II; в, г – варіант I

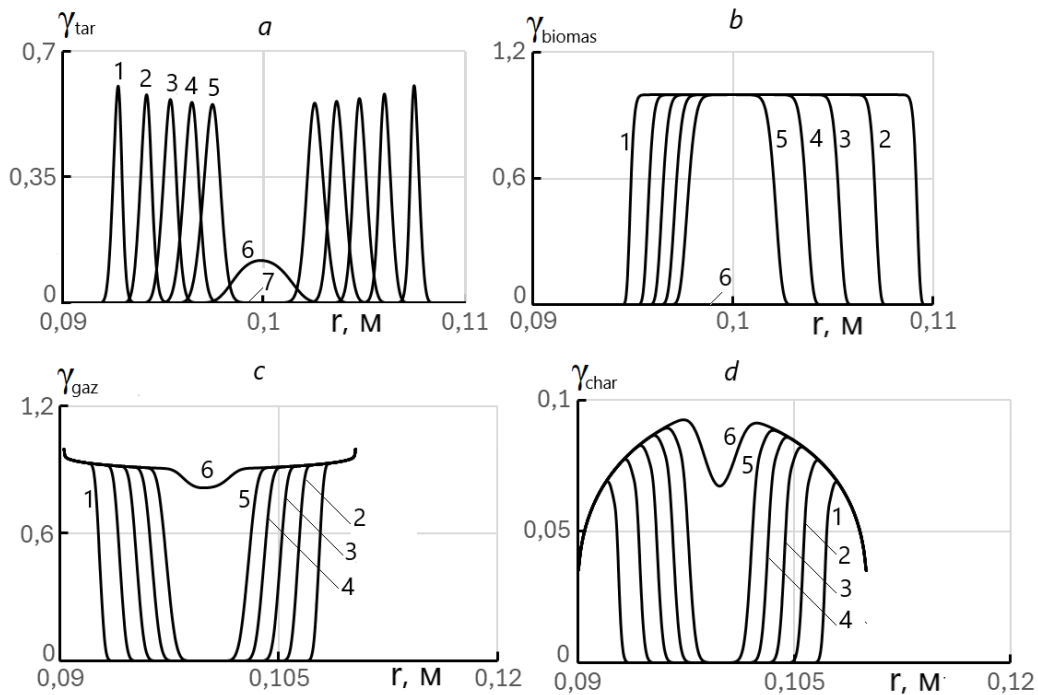


Рис. 5. Розподіл за перерізом нерухомого шару піролізера активної частини тріски тополі  $\gamma_{\text{biomas}}$  (б) та масових часток продуктів термолізу: смоли  $\gamma_{\text{tar}}$  (а), змішаного піролізного газу  $\gamma_{\text{gaz}}$  (в) та char  $\gamma_{\text{char}}$  (г) залежно і від часу, с (варіант IV): 1 – 3; 2 – 6; 3 – 9; 4 – 12; 5 – 15; 6 – 18; 7 – 21

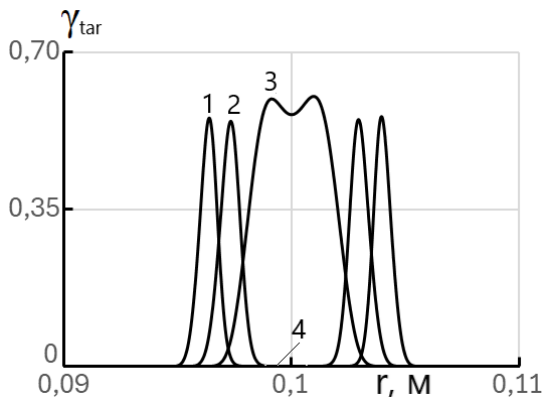


Рис. 6. Розподіл за перерізом нерухомого шару піролізера частки смоли  $\gamma_{tar}$  залежності від часу,  $\tau$  (варіант V): 1 – 12; 2 – 15; 3 – 18; 4 – 24

Варіант V, наведений на рис. 3, е, конструктивно відрізняється від варіанта IV тим, що як ізоляційний матеріал використовується izorlan з дуже низьким коефіцієнтом теплопровідності  $\lambda_{izorlan} = 0,14 \cdot 10^{-3}$  кДж/(с·м·К), що суттєво впливає на розподіл температур металу труб, керамічної ізоляції та частинок тріски тополі за перерізом нерухомого шару та на крекінг перетворення смоли на легкий газ: 1) падіння температур металу відносно початкової температури 960 °С за період часу 21 с становить: металу в точках  $r = 85$ ,  $r = 90$ ,  $r = 110$  та  $r = 115$  мм: 80, 85, 75 та 67 °С, відповідно (крива 7 на рис. 3, д); спостерігається деяке підвищення температури керамічної ізоляції в точках  $r = 83$  та  $r = 117$  мм на: 12 та 9 °С, відповідно; 2) падіння температур металу за період  $\tau = 24$  с у варіанті IV набагато менші, ніж у варіанті V: у точці  $r = 90$  мм – в 5,3 раза, у точці  $r = 110$  мм – в 6,25 раза (порівняти криві 9 на рис. 3, г та рис. 3, д); 3) падіння температур металу у варіанті I на 10–20 % менше, ніж у варіанті IV: у точці  $r = 90$  мм – в 1,12 раза, у точці  $r = 110$  мм – в 1,2 раза (порівняти криві 7 на рис. 3, а та рис. 3, д); 4) профіль функції  $\gamma_{tar}(r, \tau)$  нагадує профіль залежності  $\gamma_{tar}(r, \tau)$  (порівняти криві 3 на рис. 4, в та рис. 6). На вузькій ділянці  $0,0969 < r < 0,1036$  м функція  $\gamma_{tar}(r, \tau)$  досягає максимальних значень – 60 %, які мало відрізняються від максимальних значень залежності  $\gamma_{tar, \max}(r = 0,0988 \text{ м}) = \gamma_{tar, \max}(r = 0,1014 \text{ м}) = 57,3$  % (порівняти криві 3 на рис. 4, в та рис. 6); 5) максимальні значення функції  $\gamma_{tar}(r, \tau)$  у 4,9 раза більше, ніж у варіанті IV (порівняти криву 6 на рис. 5, а та криву 3 на рис. 6), та у 60 разів більше, ніж у варіанті II (порівняти криві 3 на рис. 4, б та на рис. 6); 6) час прогріву частинок тріски тополі в нерухомому шарі зі швидкістю 1897 °С/хв до мінімальної температури  $t_{p, \min V} = 764$  °С становить  $\tau_{цикл V} = 21$  с (крива 7 на рис. 3, д).

Нагадаємо, що модель процесу терморозпаду [29] складається з трьох паралельних первинних реакцій розкладання активної частки, яка виділилась з частинки біомаси, на первинний піролізний газ, char та смоли, і двох вторинних реакцій – перетворення смоли на легкий (вторинний) газ і char за рахунок крекінгу. Процес терморозпаду для варіанта IV проілюстровано на рис. 5. На

ньому видно, що з плином часу  $0 < \tau < 21$  с процес терморозпаду біомаси зміщується від зовнішньої та внутрішньої поверхонь нагріву піролізера (криві 1) вглиб нерухомого шару (криві 5), займаючи при цьому малий об'єм нерухомого шару, розташований у центральній частині піролізера. В проміжок часу 15–18 с активна частка біомаси, що знадиться у частинках біомаси на ділянці  $0,0970 < r < 0,1029$  м (крива 5 на рис. 5, б), в повному обсязі покидає тверду фазу та повністю розкладається під впливом первинних реакцій терморозпаду (крива 6 на рис. 5, б), і тільки залишається частка смоли на ділянці  $0,0974 < r < 0,1026$  м (крива 6 на рис. 5, а). Тому протягом часу  $18 < \tau < 21$  с, вихід піролізних газів відбувається тільки за рахунок крекінгу процесу (первинного газу немає), тобто вторинних реакцій, внаслідок чого у центральній частині піролізера смола перетворюється на легкий газ (крива 6 на рис. 5, в) та char (крива 6 на рис. 5, г).

## Висновки

1. Запропоновано оригінальний спосіб виробництва з тріски тополі в одній установці двох різних за складом і калорійністю синтетичних газів: середньокалорійного та низькокалорійного. Середньокалорійний газ отримують завдяки процесу піролізу тріски тополі в тонкому фіксованому шарі товщиною 20 мм під впливом двох зовнішніх джерел теплової енергії шляхом електронагрівання внутрішньої та зовнішньої поверхонь нагріву піролізера.
2. Розглядається п'ять різних режимів піролізу біомаси:
  - у першому режимі теплові потоки, що падають на поверхні керамічної ізоляції, дорівнюють нулю, тому процес піролізу відбувається за рахунок тепла, що акумулюється в металі труб та керамічної ізоляції, попередньо нагрітих до температури 950 °С. Показано що, тривалість циклу піролізу становить 21 с, а швидкість прогрівання нерухомого шару дорівнює 1886 °С/хв. Температура металу на вході в шар у точці  $r = 90$  мм у першому циклі падає на 76 °С і дорівнює 874 °С. У наступних циклах падіння температур керамічної ізоляції, металу та частинок тріски тополі по поперечному перерізу піролізера триватиме, внаслідок чого час циклу та кількість смоли зростатимуть, а якість газу погіршуватиметься. Тому після кожного циклу треба підіймати температуру металу на вході в шар з 874 до 950 °С догріванням поверхонь нагріву за рахунок підведення зовнішнього тепла;
  - впродовж 18 с ділянки, розташовані в центральній частині піролізера, де залишаються частка смоли та активна частка біомаси, що знаходиться в частинках, сильно звужуються і досягають розмірів:  $0,0966 < r < 0,1053$  м та  $0,0982 < r < 0,1025$  м, відповідно. На цих ділянках функція  $\gamma_{tar}(r, \tau)$  в температурному діапазоні  $\Delta t_p = 760\text{--}787$  °С має два однакові максимуми:  $\gamma_{tar, \max}(r = 0,0988 \text{ м}) = \gamma_{tar, \max}(r = 0,1014 \text{ м}) = 57,3$  %, а залежність  $\gamma_{biomasi}(r, \tau)$  має максимум  $\gamma_{biomasi}(r = 0,1 \text{ м}, \tau = 18 \text{ с}) = 51,8$  %. На ділянках  $0,0966 < r < 0,0982$  м та  $0,1025 < r < 0,1053$  м активної частини біомаси немає, тому

- виробництво піролізного газу складається тільки з легкого (вторинного) газу. У часовому інтервалі  $18 < \tau < 21$  с вся смола, що розташована на ділянці  $0,0966 < r < 0,1053$  м, перетворюється на легкий газ завдяки крекінгу;
- у другому режимі завдяки високим питомим тепловим потокам  $150 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$  тривалість циклу піролізу скорочується до 18 с, температури металу та керамічної ізоляції зростають впродовж циклу більш ніж до  $1000^\circ\text{C}$ . Для утримання їх на рівні  $1000^\circ\text{C}$  питомий тепловий потік зменшується протягом циклу з 150 до  $72 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ , що нагадує осциляційний піроліз [29]. На виході з циклу частка смоли мала і становить  $\gamma_{\text{tar,maxII}} = 1\%$ ;
  - у третьому режимі питомі теплові потоки, що падають на зовнішню та внутрішню поверхні піролізера, становлять 70 та  $80 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ , відповідно, і не змінюються протягом циклу. Мінімальна температура прогрівання нерухомого шару за час циклу 18 с зі швидкістю  $1900^\circ\text{C}/\text{хв} - 670^\circ\text{C}$ . На виході з циклу спостерігається падіння температури металу на вході в нерухомий шар у точках  $r = 90$  мм та  $r = 110$  мм: з 960 до  $935^\circ\text{C}$  та з 960 до  $942^\circ\text{C}$ , відповідно, а частка смоли значно менше, ніж у варіанті I і дорівнює  $\gamma_{\text{tar,maxIII}} = 8\%$ . Для повного перетворення смоли на легкий газ потрібно збільшити тривалість циклу з 18 до 21 с. Це приводить до зменшення падіння температури металу на вході в нерухомий шар у точках  $r = 90$  мм та  $r = 110$  мм перед другим циклом: з 25 до  $16^\circ\text{C}$  та з 18 до  $11^\circ\text{C}$ , відповідно. Температури металу зовнішньої поверхні оголоджувальної труби  $t_{\text{стальIII}}(r = 115 \text{ мм}, \tau = 21 \text{ с}) = 959^\circ\text{C}$  та внутрішньої поверхні внутрішньої труби  $t_{\text{стальIII}}(r = 85 \text{ мм}, \tau = 21 \text{ с}) = 955^\circ\text{C}$  мало відрізняються від початкової температури  $960^\circ\text{C}$ . Ці невеликі падіння температур легко можуть бути усунені за рахунок зовнішніх джерел теплової енергії;
  - у четвертому режимі піролізу питомі теплові потоки на зовнішню та внутрішню поверхні нагріву становлять 60 і  $70 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$  і не змінюються протягом циклу. Час прогрівання частинок тріски тополі до мінімальної температури  $660^\circ\text{C} - 18$  с, а швидкість прогрівання шару досягає  $1866,6^\circ\text{C}/\text{хв}$ , що є ознакою швидкого піролізу. Падіння температури металу на вході в нерухомий шар протягом 18 с у точках  $r = 90$  мм та  $r = 110$  мм становить 26 та  $36^\circ\text{C}$ , відповідно, а частка смоли в порівнянні з варіантом II збільшується в 11,6 разів. Для підвищення температури металу на вході в шар перед другим циклом достатньо після першого циклу піролізу 21 с прогрівати поверхню нагріву піролізера протягом 3 с. Тоді вказані перепади температур металу суттєво зменшуються: з 36 до  $16^\circ\text{C}$  і з 26 до  $12^\circ\text{C}$ . Впродовж 18 с відбувається суттєве скорочення ділянки  $0,0974 < r < 0,1026$  м ( $\Delta r = 5,2$  мм), де залишається частка смоли, а активна частина біомаси зникає, внаслідок чого вихід піролізних газів в інтервалі  $18 < \tau < 21$  с відбувається тільки за рахунок крекінгу, тобто

вторинних реакцій перетворення смоли на легкий газ та char;

- у п'ятому режимі піролізу питомі теплові потоки ті самі, що в четвертому. Варіант V конструктивно відрізняється від варіанта IV тим, що як ізоляційний матеріал використовується izoplan з дуже низьким коефіцієнтом теплопровідності  $\lambda_{\text{izoplan}} = 0,14 \cdot 10^{-3} \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}\cdot\text{K})$ . Падіння температури металу у точках  $r = 90$  мм та  $r = 110$  мм за період часу 21 с становить 85 та  $75^\circ\text{C}$ , відповідно. Це в 5,3 рази перевищує падіння температури металу в точці  $r = 90$  мм та в 6,25 рази – у точці  $r = 110$  мм у порівнянні з варіантом IV, а профіль функції  $\gamma_{\text{tarV}}(r, \tau)$  нагадує профіль залежності  $\gamma_{\text{tarI}}(r, \tau)$ . Падіння температури металу на вході в шар при  $\tau = 21$  с у варіанті I:  $\Delta t_{\text{стальI}}(r = 90 \text{ мм}) = 76^\circ\text{C}$  та  $\Delta t_{\text{стальI}}(r = 110 \text{ мм}) = 64^\circ\text{C}$ , менші, ніж у варіанті V:  $\Delta t_{\text{стальV}}(r = 90 \text{ мм}) = 85^\circ\text{C}$  та  $\Delta t_{\text{стальV}}(r = 110 \text{ мм}) = 75^\circ\text{C}$ . На вузькій ділянці  $0,0969 < r < 0,1036$  м функція  $\gamma_{\text{tarV}}(r, \tau)$  у момент часу 18 с досягає двох однакових максимальних значень – 60 %, які мало відрізняються від значень, наведених у варіанті I, – 57,3 %. Максимальні значення функції  $\gamma_{\text{tarV}}(r, \tau)$  у варіанті V в 4,94 рази більші, ніж у варіанті IV (за однакових теплових потоків) та у 60 разів більші, ніж у варіанті II.

## ПОСИЛАННЯ

1. Sinag A., Kruse A., Schwarzkopf V. Formation and degradation pathways of intermediate products formed during the hydrolysis of glucose as a model substance for wet biomass in a tubular reactor // Eng. Life Sci. 2003. Vol. 3. Pp. 469–473.
2. Kabyemela B., Adschiri T., Arai K. Degradation kinetics of dihydroxyacetone and glyceraldehyde in subcritical and supercritical water. Ind. Eng. Chem. Res. 1997. Vol. 36. Pp. 2025–2030.
3. Kruse A., Gawlik A. Biomass conversion in water at 330–410 DegC and 30–50 MPa. Identification of key compounds for indicating different chemical reaction pathways. Ind. Eng. Chem. Res. 2003. Vol. 42. Pp. 267–279.
4. Heidenreich S., Foscolo P. New concepts in biomass gasification. Progress in Energy and Combustion Science. 2015. Vol. 46. Pp. 72–95.
5. Official website LiPRO Energy GmbH & Co. KG. www.lipro-energy.de.
6. Chembukulam S.K., Dandge. A.S., Kovilur N.L. et al. Smokeless fuel from carbonized sawdust. Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev. 1981. Vol. 20. Pp. 714–719.
7. Suna Q., Yua S., Wangb F., Wang J. Decomposition and gasification of pyrolysis volatiles from pinewood through a bed of hot char. Fuel. 2011. Vol. 90. Pp. 1041–1048.
8. Батенин В.М. Термический метод переработки древесины и торфа в энергетических целях. Теплоэнергетика. 2010. № 11. С. 36–42.

9. Батенин В.М., Зайченко В.М., Косов В.Ф., Синельщиков В.А. Пиролитическая конверсия биомассы в газообразное топливо. Доклады Академии наук. 2012. Т. 446. № 2. С. 179–182.
10. 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.
11. 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.
12. 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.
13. 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](http://www.uaex.edu/Other_Areas/publications/PDF/FSA-1052.pdf).
14. 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. VanderAa; Ed. by A. V. Bridgewater. Blackwell Science: Oxford, UK, 2001. P. 1268–1280.
15. 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.
16. The Research Progress of Biomass Pyrolysis Processes [Электронный ресурс]. National Resource Management Environment Department. Режим доступа: [www.fao.org/docrep](http://www.fao.org/docrep).
17. 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.
18. 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.
19. 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.
20. 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.
21. 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.
22. 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.: Bridgewater, A.V., Boocock, D.G.B. London, UK. Blackie Academic and Professional, 1997. P. 351–367.
23. Zhovtyansky V.A., Dudnyk O.M., Petrov S.V., Verbovsky V. S., Rubets D., Yakymovych M. V. Plasma steam intensification of the hydrogen yield in the process of wood air gasification. *High Temperature Material Processes: An International Quarterly of High-Tech Plasma Processes*. 2013. Vol. 17. No. 1. P. 25–35. DOI: 10.1615/HighTempMatProc.2014012582.
24. Dudnyk O.M., Sokolovska I.S. Conversion of Ukrainian low grade solid fuels with CO<sub>2</sub> capture. Proc. 27th Annual International Pittsburgh Coal Conference 2010 (PCC 2010), Istanbul, Turkey, Oct. 11–14, 2010. Vol. 2. P. 1012–1033. [https://www.researchgate.net/publication/341671478\\_CONVERSION\\_OF\\_UKRAINIAN\\_LOW\\_GRADE\\_SOLID\\_FUELS\\_WITH\\_CO2\\_CAPTURE](https://www.researchgate.net/publication/341671478_CONVERSION_OF_UKRAINIAN_LOW_GRADE_SOLID_FUELS_WITH_CO2_CAPTURE).
25. Жовтянський В.А., Дудник О.М., Остапчук М.В., Соколовська І.С. Конверсія вуглецевмісної сировини з використанням плазмових технологій. Екотехнології та ресурсозбереження. 2023. № 4. С. 90–112.
26. Магльований Є.В., Невчас Д.М., П'яних К.Є. Переробка рідких високоенергетичних продуктів з виробництвом газових сумішей заданого складу. Екотехнології та ресурсозбереження. 2023. № 4. С. 113–123.
27. Нікітін Є.Є., Дутка О.В., П'яних К.Є., П'яних К.К. Декарбонізація систем централізованого теплопостачання. Планування для великого міста. Екотехнології та ресурсозбереження. 2025. № 4. С. 5–25.
28. Рохман Б.Б., Кобзар С.Г. Конструктивні особливості дослідної установки та числові дослідження процесу термохімічної переробки біомаси. Ч. 2. Аналіз процесу піролізу в апараті з фіксованим шаром. Відновлювана енергетика. 2024. № 3. С. 153–165.
29. Рохман Б.Б., Кобзар С.Г. Дослідження кінетики процесу піролізу біомаси у фіксованому шарі. 1. Моделювання та числовий аналіз термічного розкладання лігніну. Енерготехнології та ресурсозбереження. 2024. № 1. С. 84–94.

## THEORETICAL STUDY OF THE PYROLYSIS PROCESS IN A THIN FIXED BED IN A TWO-STAGE THERMOCHEMICAL PROCESSING PLANT FOR POPLAR WOOD CHIPS

Received Apr. 20, 2026;  
accepted Jun. 26, 2026  
Available online June. 30, 2026

**Rokhman B. B.<sup>1</sup>, Kobzar S. G.<sup>2</sup>, Chetveryk H. O.<sup>3</sup>**

Author for correspondence: Chetveryk Hennadii,  
e-mail: biomassa@ukr.net

**Abstract.** *An original method is proposed for producing two synthetic gases – one of medium calorific value and one of low calorific value – from poplar wood chips in a single unit. The medium-calorific gas is obtained through the pyrolysis of biomass in a thin fixed bed 20 mm thick, under the influence of two external heat sources. The 225-mm-high pyrolyzer is located between a 230×5-mm-diameter outer tube and a 180×5-mm-diameter inner tube, the surfaces of which are covered with 2-mm-thick ceramic insulation. After heating the pyrolyzer surfaces to a temperature of 950–960 °C, dried poplar chips are fed into the outer tube, and specific heat fluxes of 0–150 kJ/(s·m<sup>2</sup>) are applied to the ceramic insulation surfaces of the outer and inner tubes. Part of the poplar chip fractions penetrates the thin annular intertube space, while the remainder forms a particle bed (clusters) at the pyrolyzer inlet. A rotating agitator made of flexible metal rods is used to break up the clusters, allowing a thin, fixed layer to form. Various modes of poplar chip pyrolysis were considered: 1) external heat fluxes are zero, and the pyrolysis process occurs due to heat accumulated in the metal and ceramics, preheated to a temperature of 950 °C. The time required to heat the bed to a minimum particle temperature of 760 °C is 21 s; 2) the heat flux to the insulation of the outer tube is 80 kJ/(s·m<sup>2</sup>), and to the insulation of the inner tube is 70 kJ/(s·m<sup>2</sup>). The minimum heating temperature of biomass particles during the 18-second cycle is 670 °C, and the heating rate of the bed reaches 1,900 °C/min, which is an indicator of rapid pyrolysis. After the cycle, the release of volatile substances ceases, and a 8% tar fraction remains, which is converted into a light gas within 3 seconds through a cracking process; that is, the pyrolysis gas consists solely of secondary gas.*

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

### Symbols

A, C, H, N, O, S, V, and W – mass fractions of ash, carbon, hydrogen, nitrogen, oxygen, sulfur, volatile matter, and moisture in solid fuel

$D_{in}$  – inner pipe diameter, mm

$D_e$  – outer pipe diameter, mm

$H$  – height, m

$q$  – heat flux incident on the insulation surface, kJ/(s·m<sup>2</sup>)

$r$  – radial coordinate, m

$t$  – temperature, °C

$\gamma_{gaz}$ ,  $\gamma_{tar}$  and  $\gamma_{char}$  – mass fractions of poplar chip pyrolysis products (of the total maximum release of thermal decomposition products) of gas, tar, and char

$\gamma_{biomas}$  – active fraction of poplar chips (of the total maximum release of thermal decomposition products)

$\delta$  – particle diameter, m

$\epsilon$  – bed porosity

$\lambda$  – thermal conductivity coefficient, kJ/(s·m·K)

$\rho$  – density, kg/m<sup>3</sup>

$\tau$  – time, s

$\Delta$  – insulation

$\Delta r$  – gap, m

Indices: bed – bed

biomas – biomass

char – carbon residue

d – dry mass

daf – dry ash-free mass

gaz – gas

izopl – izoplan insulation

max – maximum

min – minimum

p – particle

r – working

<sup>1</sup> Doctor of Tech. Sciences

<https://orcid.org/0000-0002-1270-6102>

<sup>2</sup> Candidate of Tech. Sciences

<https://orcid.org/0000-0002-8615-4400>

<sup>3</sup> Candidate of Tech. Sciences

<https://orcid.org/0000-0001-9398-1968>

<sup>1, 3</sup> The Gaz Institute of NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine

<sup>2, 3</sup> Institute of Engineering Thermophysics of NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine

<sup>3</sup> Institute of Renewable Energy of NAS of Ukraine

tar – tar  
ceram – ceramics  
steel – steel

**Background.** A common drawback of systems using internal combustion engines is the high purity requirements for the generator gas; during prolonged engine operation, the permissible tar content must not exceed 10–100 mg/Nm<sup>3</sup> [1–3]. Medium-calorific-value synthesis gas is obtained by pyrolysis of biomass, while low-calorific-value gas is produced by gasification of its coke-ash residue. To produce two synthetic gases with different compositions and calorific values and low tar content in a single reactor, it is necessary to use a two-stage thermochemical processing of biomass, combining pyrolysis with subsequent gasification of the coke-ash residue. Recent developments in gas generators of this type include the “Viking,” “FLETGAS,” and “LT-CFB” [4]. The “LiPRO-Energy” cogeneration plant [5] uses a combination of a screw pyrolyzer and a direct-flow gas generator with steam-air blowing. The gas generator receives a steam-gas mixture of volatile pyrolysis products and the coke residue of the feedstock—wood chips 30–50 mm in size, with a relative humidity of no more than 15%. The heat of combustion of the resulting gas is 5.6 MJ/Nm<sup>3</sup>, and the nitrogen content is 44%. The electrical power of the unit is 30 or 50 kW (400 V, 50 Hz), and the thermal power is 70 or 110 kW at a biomass feed rate of 30 or 50 kg/h. The method involving a combination of pyrolysis and subsequent cracking of volatile products in a high-temperature bed of semi-coke or charcoal was first described in [6]. The effect of high-temperature cracking on the volume and composition of gases produced during the processing of wood sawdust was investigated. It was shown that at a temperature of 950 °C, complete decomposition of tars and pyrogenic moisture occurs. In [7], the influence of catalytic and thermal effects during the cracking of biomass pyrolysis products in a vacuum and in a bed of charcoal at temperatures of 500–700 °C was studied. Data on changes in the composition of condensed and non-condensed products were obtained. In [8, 9], the effect of temperature in the heterogeneous cracking zone of volatile products from the processing of wood biomass and peat on gas properties and process efficiency was demonstrated.

Currently, the following main types of pyrolysis reactors are known: fixed-bed pyrolysis [10], pyrolysis in a fluidized bed [11] or circulating bed [12], a rotating disc reactor (biomass is pressed against a hot rotating disc) [13], and a conical reactor (a mixture of biomass and hot sand is contained in a rotating cone, and the removal of reacted material occurs due to centrifugal forces) [14], an ablative reactor (biomass is mechanically pressed against a hot wall) [15], a vortex ablative reactor (particles from a swirling flow strike the hot walls of the reactor) [16], a screw reactor (a heated cylindrical retort with a screw) [17], “PyRos” (a cyclone containing an integrated hot gas filter into which a mixture of biomass and hot sand enters) [18], plasma reactor (a cylindrical quartz gas discharge tube into which biomass is fed, with products removed by a vacuum pump) [19], a

cycle – cycle  
0 – initial parameter value  
I–V – calculation variants

microwave reactor (energy input via the interaction of microwave radiation with biomass molecules and atoms) [20], a solar reactor (a parabolic solar concentrator with a quartz tube reactor at its focal point) [21], a vacuum reactor (heated by a burner or via induction heating in a vacuum) [22]. An alternative to simple pyrolysis is two-stage pyrolytic conversion, which combines pyrolysis with the subsequent conversion of condensed volatile products into gas. The cracking of vapors of high-molecular-weight substances, which are liquids under normal conditions, is usually carried out at high temperatures in special inert-material nozzles, or in a bed of catalyst or coke residue from the feedstock. Depending on the process parameters and the specific implementation scheme, two-stage processing enables efficient production of relatively clean, low- or medium-calorific gas. The main advantage of the hardware separation of pyrolysis and subsequent gasification processes compared to conventional reverse-flow gasifiers is the low tar content in the gas (10–15 mg/m<sup>3</sup>).

In [23], a steam plasma torch was used for the reforming of gasification products from a small-scale industrial gasifier with a downflow gas stream, enabling a significant increase in the hydrogen yield from the system. At a plasma torch power of 1.1–1.4 kW, the hydrogen yield from the fuel gas obtained after steam reforming increased by a factor of 1.5–2.1 compared to air gasification.

At a fuel cell testing facility [24] using solid fuel, gas with a hydrogen content of 94.7–97.0% (vol.) was obtained through the catalytic conversion of CO via the water-slip reaction, as well as high- and low-temperature CO<sub>2</sub> capture.

Reference [25] describes a plasma steam-air reverse gasification plant in which a plasma jet is fed into the pyrolysis zone, thereby also influencing the steam reforming processes of the volatile components of the organic feedstock. A series of experimental results were obtained, in particular: a) gas was produced with an H<sub>2</sub>/CO ratio of 1.4–1.5 mol/mol, a lower heating value of 2.7–3.0 MJ/Nm<sup>3</sup>, and a chemical gasification efficiency of 29.6–31.5%; b) The use of separate conversion of solid organic waste made it possible to increase the chemical efficiency of gasification to 27.7–39.1% when using wood pellets or pellets made from agricultural and industrial waste and to 44.1–55.4% when using rubber crumbs from worn tires; c) It was shown that the hydrogen yield in the resulting gas was influenced by the degree of steam utilization, the conversion rate of solid organic waste, and its composition.

Reference [26] examines the potential for implementing a technology for the thermal decomposition of liquid carbon-containing substances of various origins – such as waste components – to produce gaseous products of a specified composition for subsequent use in the chemical industry and as a substitute for natural gas. Among the most promising methods for accomplishing this task is the thermal

decomposition of hydrocarbons with process stabilization achieved by introducing a high-temperature plasma discharge source into the system. To carry out the work, an experimental unit was created for the gasification of liquid hydrocarbon wastes and fuels with a high content of pollutants. Studies on the reforming of liquid fuels were conducted, which showed: 1) the heat of combustion of generator gas produced from sunflower oil is  $8.89 \text{ MJ/Nm}^3$ , and that produced from liquid furnace fuel is  $13.75 \text{ MJ/Nm}^3$ ; 2) the efficiency of the gasification process is 80–84%; 3) the efficiency of thermal energy production via the preliminary gasification of liquid fuel does not exceed 72%.

The decarbonization of district heating systems (DHSs) is a pressing issue for countries with well-developed DHSs, which were built primarily in the last century and designed to use fossil fuels [27]. In these systems, it is necessary to simultaneously address the challenges of reducing heat consumption, replacing outdated equipment, and substituting fossil fuels with renewable energy sources and waste energy resources. These challenges must be addressed while ensuring a stable supply of heat to consumers. Solving such a complex, multifaceted problem requires the development of a scientifically sound methodology. A methodology for decarbonizing large, outdated fossil-fuel-fired district heating systems for a model city is proposed, which can be applied to many cities in Ukraine and EU countries. This methodology includes three main areas: 1) reducing heat consumption by improving the energy efficiency of heat consumers and heat networks; 2) replacing heat production from fossil fuel-fired sources with sources that utilize renewable energy sources and waste energy resources; 3) integrating heating networks, which enables the production of “green” thermal energy at specific heat sources that offer the best conditions for decarbonization, and the transmission of this energy to other energy sources that lack the potential or have poorer conditions for decarbonization.

Reference [28] examines the process of rapid pyrolysis of bagasse in a densely packed bed using thermal energy from: a) two electric heaters located on the heating surfaces of the outer and inner coaxial cylinders with diameters of 220 and 150 mm; b) an electric heater located on the surface of the outer cylinder and the combustion products flowing over the inner surface of the inner cylinder. The heat fluxes are regulated during the cycle  $0 < \tau < 60 \text{ s}$  by varying the current and voltage. It is quite difficult to regulate the temperature of the combustion products within the narrow range  $4 < \tau < 60 \text{ s}$ , where the temperature varies from 1716 to  $1016.5 \text{ }^\circ\text{C}$ , due to the high inertia of the combustion process in the combustion chamber. Furthermore, at high combustion product temperatures of  $1716 \text{ }^\circ\text{C}$ , the inner surface of the inner cylinder would need to be lined, which would lead to a significant reduction in the heat flux directed into the pyrolyzer. Such high combustion product temperatures are due to the very low heat transfer coefficient from the flue gases to the pyrolyzer surface. Based on the above, it is concluded that in the high-temperature range of  $1016.5\text{--}1716 \text{ }^\circ\text{C}$  over the cycle period, electric heating of the inner cylinder proves to be the best option.

**Description of the technology for the thermochemical processing of biomass.** The plant for the rapid pyrolysis of biofuel and steam-air gasification of fixed carbon operates as follows (Fig. 1).

Pyrolysis chamber 39 consists of two coaxial tubes made of AISI310 heat-resistant steel: an inner tube 17 and an outer tube 19 (Fig. 1, a, b). The outer surface of tube 19 and the inner surface of tube 17 are coated with ceramic insulation 9 and 18 based on aluminum nitride (or oxide) 2 mm thickness (Fig. 1, b). An electric heater 27 is installed on the outer surface of the ceramic insulation 9; it consists of nichrome wire wound in a spiral on the surface of the insulation 9. A second electric heater 26 is located inside the tube 17. Here, the nichrome wire is wound onto the ceramic surface of a cylindrical sleeve 43, which is selected so that the coil fits tightly against the inner surface of the ceramic insulation 18. To prevent interaction between the pyrolysis gas and the nichrome, a flange 38 is installed at the bottom of the tube 17.

At the start of the unit's ignition, fixed beds are formed in the gasifier 37 and in the fluidized bed chamber 31 from preformed coke-ash particles of biomass 36 and sand 23, then they are heated to temperatures of  $600 \text{ }^\circ\text{C}$  and  $950\text{--}1000 \text{ }^\circ\text{C}$ , respectively, by a high-temperature inert gas mixture supplied under the grates of the gasifier 29 and the fluidized bed chamber 29. Concurrently, the heating surfaces of the pyrolyzer begin to be heated to a temperature of  $960 \text{ }^\circ\text{C}$  using the heat from two electric heaters. After the surfaces of the pyrolysis chamber 39 have been heated, the rising biofuel is fed from the biomass hopper 6 into the outer tube 19 via the feeder 7. Part of the biomass fractions penetrates the thin annular intertube space, 20 mm thick, where the pyrolysis chamber 39 is located, while the remaining particles of the rising fuel form a pile of particles (clusters) at the entrance to the gap between tubes 17 and 19.

The proposed technical solution for breaking up clusters uses a brush 8 made of flexible metal rods, mounted on a rotating shaft 1, and a metal pusher 42. The shaft is rotated by a belt drive 13, which consists of a round belt and two pulleys 3 and 4, one of which (pulley 4) is rigidly secured to shaft 1 by means of a cross-shaped bushing 15 welded to shaft 1. In the initial position, the brush 8 is located in the housing 14, and the shaft is in the uppermost position (Fig. 1, b). After the feedstock is loaded into the outer tube 19, shaft 1 is lowered (Fig. 1, a). Next, electric motor 2 is activated; a pulley 3 is mounted on its shaft, which transmits torque to pulley 4, and, as a result, shaft 1 begins to rotate via belt drive 13, causing brush 8 to rotate, which breaks up the clusters and forms a thin stationary layer in pyrolysis chamber 39. Next, shaft 1 rises to the top and brush 8 enters housing 14 (Fig. 1, b). After the pyrolysis chamber 39 is heated to a temperature of  $960 \text{ }^\circ\text{C}$  and a loose bed of biofuel particles with a temperature of  $100 \text{ }^\circ\text{C}$  and a thickness of 20 mm is formed within it, constant specific heat fluxes of  $70,000$  and  $60,000 \text{ W/m}^2$  are supplied from the two electric heaters 26 and 27 to the inner surface of the ceramic insulation 18 and the outer surface of the ceramic insulation 9, respectively.

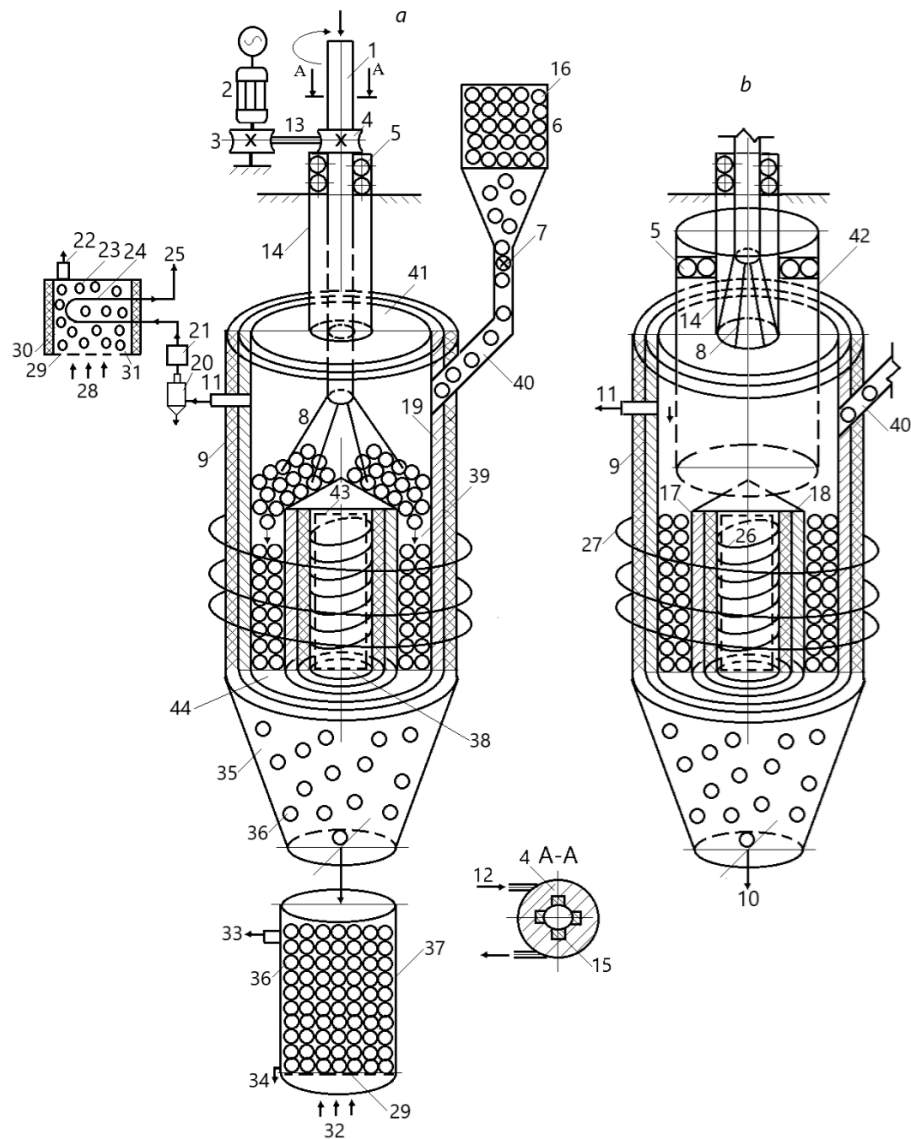


Fig. 1. Plant of a two-stage thermochemical biomass processing: a – rapid pyrolysis of biofuel in a 20-mm-thick fixed bed and steam-air gasification of fixed carbon; b – layout diagram of a vertical tubular pusher during the feeding of biomass coke-ash particles after the pyrolysis process from the pyrolyzer chamber to the hopper: 1 – shaft; 2 – electric motor; 3, 4 – pulleys; 5 – bearing; 6 – hopper for dried biomass particles; 7 – feeder; 8 – metal brush (loosener); 9 – ceramic insulation based on aluminum nitride (or oxide) for the outer pipe; 10 – pipe for the flow of coke-ash biomass particles from the hopper to the gasifier; 11 – outlet pipe for raw, unpurified pyrolysis gas; 12 – belt direction; 13 – belt drive; 14 – case for the brush; 15 – cross-shaped sleeve; 16 – biomass particles; 17 – inner pipe; 18 – aluminum nitride (or oxide)-based ceramic insulation for the inner tube; 19 – outer tube; 20 – cyclone; 21 – high-temperature filter for capturing carbon soot; 22 – flue gas outlet pipe after the fluidized bed; 23 – sand particles; 24 – coil; 25 – pyrolysis gas outlet pipe; 26 – electric heater for the inner pipe; 27 – electric heater for the outer pipe; 28 – pipe for transporting high-temperature flue gases; 29 – grate; 30 – metal shell with sprayed refractory; 31 – fluidized bed chamber; 32 – steam-air mixture supply pipe; 33 – generator gas outlet pipe; 34 – ash discharge pipe; 35 – funnel; 36 – biomass coke particles; 37 – gasifier; 38 – flange; 39 – pyrolysis chamber; 40 – biomass particle pipe; 41 – cover; 42 – pusher for biomass coke-ash particles; 43 – ceramic sleeve; 44 – damper

Unpurified raw pyrolysis gas exits pyrolysis chamber 39 and flows through pipeline 11 into hot cyclone 20, where the pyrolysis gas is separated from fine biomass particles; it then enters high-temperature filter 21 to capture carbon soot. The purified pyrolysis gas, consisting of a non-condensable fraction (CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, etc.) and a condensable fraction high-molecular-weight compounds such as C<sub>6</sub>H<sub>6,2</sub>O<sub>0,2</sub>, flows to coil 24, installed in the

fluidized bed chamber 31, where the reforming process takes place: high-molecular-weight compounds are broken down into light hydrocarbons (CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, etc.) due to convective-conductive and radiative heat exchange between the fluidized bed and the surface of the coil 24. After passing through the coil, the pyrolysis gas 25 flows into the cooling system, where the temperature of the pyrolysis gas is reduced to 60 °C, followed by condensation of steam, that

increases the calorific value of the gas. The dry, medium-calorific, purified pyrolysis gas is fed into the gas holder. Combustion products at ~1000 °C are fed through pipe 28 beneath grate 29 in fluidized bed chamber 31. The flue gases heat the sand particles 23 and fluidize them.

The coke-ash residue obtained after the pyrolysis of biomass particles enters hopper 35 through the opening of gate valve 44, then it proceeds to gasifier 37, where the coke 36 is converted into a steam-air mixture that enters the gasifier through pipe 32. Since the thickness of the pyrolysis chamber 39 is small, at only 20 mm, a metal pusher 42 is used to push the coke-ash biomass particles from the

pyrolysis chamber into hopper 35; this pusher moves the coke-ash particles via the vertical reciprocating motion of the pipe. To regulate the bed height, ash is discharged through pipe 34. At the outlet of the gasifier 37, we obtain raw low-calorific generator gas with a calorific value of 5600–6000 kJ/Nm<sup>3</sup> (5600 kJ/Nm<sup>3</sup> for birch), which contains virtually no tars. The generator gas is sequentially directed into the hot cleaning and cooling systems, and then fed into the combustion chamber of a piston engine installed at the mini-CHP plant. A portion of the low-cost electricity generated at the mini-CHP plant is used to power two electric heaters located on the surfaces of the pyrolyzer.

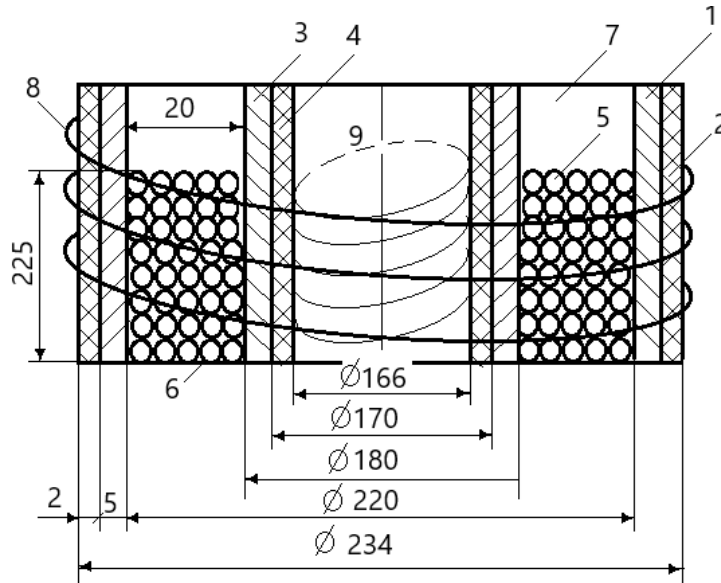


Fig. 2. Plant for rapid pyrolysis of poplar wood chips: 1 – outer tube; 2, 4 – ceramic insulation based on aluminum nitride (or oxide); 3 – inner tube; 5 – dried poplar wood chips; 6 – slide gate; 7 – pyrolyzer; 8 – external electric heater; 9 – internal electric heater

**Problem Statement**

The initial conditions for the rapid pyrolysis of poplar wood chips in a fixed bed for variants I–V can be represented as follows (Fig. 2): bed height –  $H_{bed} = 225$  mm, equivalent particle diameter –  $\delta_0 = 7$  mm, bed porosity –  $\epsilon = 0.42$ , particle density –  $\rho_{p0} = 400$  kg/m<sup>3</sup> and their temperature –  $t_{p0} = 100$  °C, inner tube diameter –  $D_{in} = 180 \times 5$  mm and outer tube diameter –  $D_e = 230 \times 5$  mm, the surfaces of which are covered with ceramic insulation –  $\Delta = 2$  mm, bed mass – 0.577 kg, mass of volatile substances in the bed – 0.476 kg, mass of coke-ash residue – 0.1 kg, mass fraction of fixed carbon (relative to the working mass) – 14.88%, volatile carbon – 27.12%. Composition of light gas (in mass fractions): CO = 0.464, CO<sub>2</sub> = 0.101, H<sub>2</sub> = 0.01, H<sub>2</sub>O = 0.23, C<sub>6</sub>H<sub>6.2</sub>O<sub>0.2</sub> = 0.058, and C<sub>1.16</sub>H<sub>4</sub> = 0.137.

External specific heat fluxes  $q$  and the temperatures of the

metal  $t_{steel}$  and the insulation  $t_{ceram}$  (or  $t_{izopl}$ ) for the variant I –  $q(r = 83 \text{ mm}) = q(r = 117 \text{ mm}) = 0$ ,  $t_{ceram} = t_{steel} = 950$  °C; II –  $q(r = 83 \text{ mm}) = q(r = 117 \text{ mm}) = 150$  kJ/(s·m<sup>2</sup>),  $t_{ceram} = t_{steel} = 950$  °C; III –  $q(r = 83 \text{ mm}) = 80$  kJ/(s·m<sup>2</sup>),  $q(r = 117 \text{ mm}) = 70$  kJ/(s·m<sup>2</sup>),  $t_{ceram} = t_{steel} = 960$  °C; IV –  $q(r = 83 \text{ mm}) = 70$  kJ/(s·m<sup>2</sup>);  $q(r = 117 \text{ mm}) = 60$  kJ/(s·m<sup>2</sup>),  $t_{ceram} = t_{steel} = 960$  °C; V –  $q(r = 83 \text{ mm}) = 70$  kJ/(s·m<sup>2</sup>);  $q(r = 117 \text{ mm}) = 60$  kJ/(s·m<sup>2</sup>),  $t_{izopl} = t_{steel} = 960$  °C. In variants I–IV, ceramic insulation is used on the surfaces of the pyrolyzer, with a thermal conductivity coefficient  $\lambda_{ceram} = 25 \cdot 10^{-3}$  kJ/(s·m·K) and a density  $\rho_{ceram} = 3,800$  kg/m<sup>3</sup>, while in variant V, izoplan insulation is used with  $\lambda_{izopl} = 0.14 \cdot 10^{-3}$  kJ/(s·m·K) and a density of  $\rho_{izopl} = 920$  kg/m<sup>3</sup>. In variants I–V, 20X23H18 steel (AISI310) is used, with a thermal conductivity coefficient  $\lambda_{steel} = 0.02$  kJ/(s·m·K) and a density  $\rho_{steel} = 7,800$  kg/m<sup>3</sup>.

**Table. Elemental composition of biomasses**

Biomass type	C <sup>r</sup> %	H <sup>r</sup> %	N <sup>r</sup> %	O <sup>r</sup> %	S <sup>r</sup> %	V <sup>daf</sup> %	A <sup>r</sup> %	W <sup>r</sup> %
Poplar wood chips	42	5.11	0.656	39.73	0.01	83	0.5	12

**Analysis of the results of the pyrolysis process calculation.**

Let us analyze the dynamics of the poplar wood chip pyrolysis driven by the thermal energy of two electric heaters located on the surfaces of the ceramic insulation of the outer 1 and inner 3 tubes (Fig. 2). Let us consider the poplar chip pyrolysis regime when the external heat fluxes incident on the outer 2 and inner 4 surfaces of the ceramic insulators are zero:  $q(r = 83 \text{ mm}) = q(r = 117 \text{ mm}) = 0$  (Fig. 2, Fig. 3, *a*). The pyrolysis of poplar chip particles 5 in the fixed bed 7 occurs due to heat accumulated in the metal of pipes 1, 3 and ceramic insulators 2, 4, preheated to a temperature of 950 °C. Fig. 3, *a* shows that the heating time in the fixed bed of poplar chip particles with an equivalent diameter  $\delta_0 = 7 \text{ mm}$  and a density  $\rho_{p0} = 400 \text{ kg/m}^3$  at a rate of 1,886 °C/min to the minimum temperature  $t_{p,\text{mini}} = 760 \text{ }^\circ\text{C}$  is  $\tau_{\text{cycleI}} = 21 \text{ s}$  (curve 7 in Fig. 3, *a*, variant I).

The temperature of the ceramic insulation decreases by 69 °C during a cycle of  $\tau_{\text{cycleI}} = 21 \text{ c}$  ( $\Delta t_{\text{cerami}} = t_{\text{cerami}}(r = 83 \text{ mm}, \tau = 0) - t_{\text{cerami}}(r = 83 \text{ mm}, \tau = 21 \text{ c}) = 950 - 881 = 69 \text{ }^\circ\text{C}$ ), and the temperature of the metal at points  $r = 90 \text{ mm}$  and  $r = 110 \text{ mm}$  (see Fig. 2) decrease by 76 and 64 °C, respectively, and the temperatures at these points are:  $t_{\text{steel}}(r = 90 \text{ mm}, \tau = 21 \text{ s}) = 874 \text{ }^\circ\text{C}$  and  $t_{\text{steel}}(r = 110 \text{ mm}, \tau = 21 \text{ c}) = 886 \text{ }^\circ\text{C}$  (curve 7 in Fig. 3, *a*). If pyrolysis cycles continue without supplying external heat, the accumulated heat will decrease significantly, resulting in longer cycle times, increased tar production, and reduced gas quality. To address these issues, external heat must be supplied to the pyrolyzer's heating surfaces before the next cycle starts.

Let us consider the dynamics of tar conversion into light gas via the cracking process for Variant I. This process consists of tar generation through the decomposition of the active fraction of poplar wood chips ( $\gamma_{\text{biomasi}}$ ) according to the primary thermolysis reaction, and its dissipation through the conversion of tar into light gas (secondary thermolysis reaction). Fig. 4, *c* (curve 3) shows that the function  $\gamma_{\text{tar}}(r, \tau)$  in the interval  $0.0966 < r < 0.1053 \text{ mm}$  at time  $\tau = 18 \text{ s}$  within the temperature range  $\Delta t_p = 760\text{--}787 \text{ }^\circ\text{C}$  has two maxima:  $\gamma_{\text{tar,maxI}}(r = 0.0988 \text{ mm}) = \gamma_{\text{tar,maxI}}(r = 0.1014 \text{ mm}) = 57,3 \%$ . In the ranges  $0.0966 < r < 0.0982 \text{ m}$  and  $0.1025 < r < 0.1053 \text{ m}$  there is no active portion of the poplar chip, it is entirely concentrated in the range  $0.0982 < r < 0.1025 \text{ m}$ , and the function  $\gamma_{\text{biomasi}}(r, \tau)$  reaches a maximum at  $\gamma_{\text{biomasi}}(r = 0.1 \text{ m}, \tau = 18 \text{ s}) = 51.8\%$  (curve 3 in Fig. 4, *d*). In the time interval  $18 < \tau < 21 \text{ s}$ , only light gas is produced from the tar located in the ranges  $0.0966 < r < 0.0982 \text{ m}$  and  $0.1025 < r < 0.1053 \text{ m}$  (no primary gas is produced) due to the cracking process and the high temperature of the poplar chip particles – 764–775 °C (curve 7 in Fig. 3, *a*), as evidenced by curve 4 in Fig. 4, *c*, whereas in the range  $0.0982 < r < 0.1025 \text{ m}$ , there is an intense release of primary pyrolysis gas due to the decomposition of the active portion of the biomass released from the wood chip particles during this time interval (curve 4 in Fig. 4, *d*). Thus, in the range  $0.0982 < r < 0.1025 \text{ m}$  ( $18 < \tau < 21 \text{ s}$ ), both primary and light gases are produced simultaneously, unlike in the ranges  $0.0966 < r < 0.0982 \text{ m}$  and  $0.1025 < r < 0.1053 \text{ m}$ .

When the specific heat fluxes  $q(r = 83 \text{ mm}) = q(r = 117 \text{ mm}) = 150 \text{ kJ/(s}\cdot\text{m}^2)$  are applied, the heating time of a stationary bed of poplar wood chips at a rate of 2023.3 °C/min to the minimum temperature  $t_{p,\text{minII}} = 707 \text{ }^\circ\text{C}$  is reduced from  $\tau_{\text{cycleI}} = 21 \text{ s}$  to  $\tau_{\text{cycleII}} = 18 \text{ s}$  (curve 6 in Fig. 3, *b*, variant II).

Unlike in variant I, the temperatures of the metal and the ceramic insulation of the outer (1) and inner (3) tubes increase over the time interval  $0 < \tau \leq 18 \text{ s}$  compared to the initial temperature  $t_{\text{cerami}}(\tau = 0) = t_{\text{steel}}(\tau = 0) = 950 \text{ }^\circ\text{C}$  and reach the following values:  $t_{\text{cerami}}(r = 84 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 982 \text{ }^\circ\text{C}$  and  $t_{\text{steel}}(r = 87.5 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 972 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{\text{cerami}}(r = 117 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 999.70 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $t_{\text{steel}}(r = 113 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 988 \text{ }^\circ\text{C}$  and  $t_{\text{steel}}(r = 115 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 995 \text{ }^\circ\text{C}$  (curve 6 in Fig. 3, *b*, variant II). In this pyrolysis mode, the temperatures of the ceramic insulation and the outer surface of the metal casing pipe 1 exceed 1,000 °C, therefore, to regulate the temperatures  $t_{\text{ceram}}$  and  $t_{\text{steel}}$  within 1,000 °C, the specific heat flux is reduced by 10% by decreasing the current by 10%, which leads to a decrease in the temperatures of the materials. The pattern then repeats. A sharp rise in wall temperatures to 1,000 °C and a 10% drop in the specific heat flux are observed. This characterizes the oscillatory pyrolysis process. In this way, it is possible to maintain the temperatures of the materials at 990–1,000 °C. Here, the specific heat flux decreases from 150 to 72 kJ/(s·m<sup>2</sup>) over the course of the cycle. The main challenges in implementing this pyrolysis regime are controlling the material temperatures within 1,000 °C over a very narrow time window and managing the high specific heat fluxes at the initial stage. Therefore, we will seek a pyrolysis regime in which the values of the process parameters  $q$ ,  $t_{\text{ceram}}$ ,  $t_{\text{steel}}$  change little during the pyrolysis cycle.

Figure 3, *c* illustrates the pyrolysis process under the following conditions:  $q(r = 83, \text{ mm}, \tau = 0) = 80 \text{ kJ/(s}\cdot\text{m}^2)$ ;  $q(r = 117 \text{ mm}, \tau = 0) = 70 \text{ kJ/(s}\cdot\text{m}^2)$ ,  $t_{\text{ceramiIII}}(\tau = 0) = t_{\text{steelIII}}(\tau = 0) = 960 \text{ }^\circ\text{C}$  (variant III). It is noteworthy that the specific heat flux falling on the outer pipe is less than the specific heat flux falling on the inner pipe. This is due to the fact that at a fixed time  $\tau$ , the heat absorption by the axisymmetric heating surfaces is the same. Therefore, when the heating surface is reduced, i.e., when the radius  $r$  is reduced from 117 to 110 mm, the specific heat flux will increase from  $q(r = 117 \text{ mm}, \tau = 3) = 70$  to  $q(r = 110 \text{ mm}, \tau = 3) = 74.5 \text{ kJ/(s}\cdot\text{m}^2)$ , and with an increase in the radius  $r$  from 83 to 90 mm, the specific heat flux will decrease from  $q(r = 83 \text{ mm}, \tau = 3) = 80$  to  $q(r = 90 \text{ mm}, \tau = 3) = 73.8 \text{ kJ/(s}\cdot\text{m}^2)$ .

Unlike oscillatory pyrolysis, here the temperatures of the ceramic insulation  $t_{\text{ceramiIII}}(r = 117 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 959 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{\text{ceramiIII}}(r = 84 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 952 \text{ }^\circ\text{C}$  and the steel  $t_{\text{steelIII}}(r = 115 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 954 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{\text{steelIII}}(r = 85 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 949 \text{ }^\circ\text{C}$  differ little from the initial temperatures  $t_{\text{ceramiIII}}(\tau = 0) = t_{\text{steelIII}}(\tau = 0) = 960 \text{ }^\circ\text{C}$  (variant III), and the specific heat fluxes do not change during the cycle  $\tau_{\text{cycleIII}} = 18 \text{ s}$  (curve 6 in Fig. 3, *c*, variant III). The minimum heating temperature of the fixed bed during the cycle  $\tau_{\text{cycleIII}} = 18 \text{ s}$  at a rate of 1900 °C/min is  $t_{p,\text{minIII}} = 670 \text{ }^\circ\text{C}$ . In variants II and III, the cycle time is the same, but the tar content at the end of the cycle differs (Fig. 4). It can be seen that in option II, the tar content is  $\gamma_{\text{tar,maxII}} = 1\%$  (curve 3 in Fig. 4, *b*), whereas in variant III, this content is much higher –  $\gamma_{\text{tar,maxIII}} = 8\%$  (curve 3 in Fig. 4, *a*). To eliminate this problem in variant III, the cycle time must be increased by 3 s (curve 4 in Fig. 4, *a*). This allows slightly increasing the metal temperature before the second cycle:  $t_{\text{steelIII}}(r = 115 \text{ mm}, \tau = 21 \text{ c}) = 959 \text{ }^\circ\text{C}$  and  $t_{\text{steelIII}}(r = 85 \text{ mm}, \tau = 21 \text{ c}) = 955 \text{ }^\circ\text{C}$ .

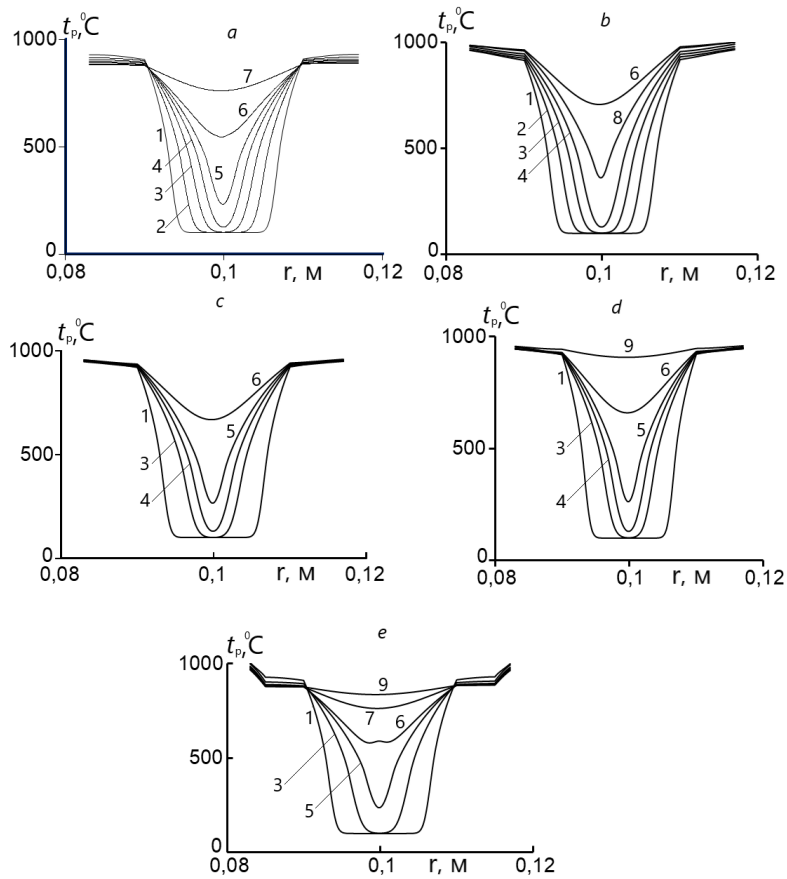


Fig. 3. Temperature distribution of poplar wood chip particles across the cross-section of the fixed bed as a function of time  $\tau$ , s: 1–3; 2–6; 3–9; 4–12; 5–15; 6–18; 7–21; 8–16; 9–24; a – variant I; b – variant II; c – variant III; d – variant IV; e – variant V; a – d – ceramic insulation on the pyrolyzer surfaces; e – Izoplan insulation on the surfaces of the pyrolyzer

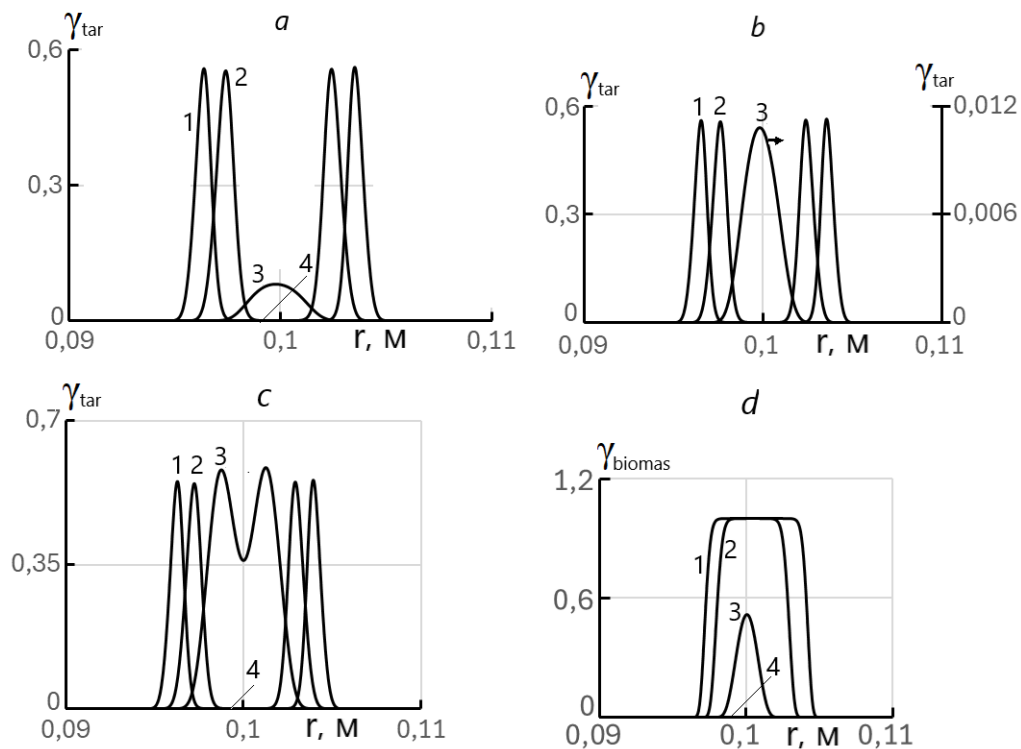


Fig. 4. Distribution across the cross-section of the pyrolyzer's fixed bed of tar fraction  $\gamma_{tar}$  and the active portion of poplar chips  $\gamma_{biomas}$  as a function of time, s: 1 – 12; 2 – 15; 3 – 18; 4 – 21; a – variant III; b – variant II; c, d – variant I

Variant IV differs from variant III in that the specific heat fluxes are slightly lower:  $q(r = 83 \text{ mm}) = 70 \text{ kJ}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$ ;  $q(r = 117 \text{ mm}) = 60 \text{ kJ}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$  at constant initial temperatures of the ceramic insulation and metal – 960 °C. The heating time of poplar chip particles in a fixed bed at a rate of 1,866.6 °C/min to the minimum temperature  $t_{p,\text{minIV}} = 660 \text{ °C}$  is  $\tau_{\text{cycleIV}} = 18 \text{ s}$  (curve 6 in Fig. 3, d, variant IV). Unlike option III, where  $\gamma_{\text{tar,maxIII}} = 8\%$ , in option IV, after the cycle ends, the tar content increases slightly and amounts to  $\gamma_{\text{tar,maxIV}} = 11.6\%$  (compare curve 3 in Fig. 4, a, and curve 6 in Fig. 5, a). To reduce the value of  $\gamma_{\text{tar,maxIV}}$ , it is necessary to increase the cycle time  $\tau_{\text{cycleIV}}$  by 3 s (curve 7 in Fig. 5, a).

As shown in Fig. 3, in variant IV, a decrease in the temperature of the ceramic insulation is observed:  $t_{\text{ceramIV}}(r = 117 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 951 \text{ °C}$ ;  $t_{\text{ceramIV}}(r = 83 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 949 \text{ °C}$  and metal –  $t_{\text{steelIV}}(r = 115 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 946 \text{ °C}$ ,  $t_{\text{steelIV}}(r = 85 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 943 \text{ °C}$ ,  $t_{\text{steelIV}}(r = 90 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 924 \text{ °C}$  and  $t_{\text{steelIV}}(r = 110 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ c}) = 934 \text{ °C}$  compared to the initial temperatures:  $t_{\text{ceramIV}}(\tau = 0) = t_{\text{steelIV}}(\tau = 0) = 960 \text{ °C}$ . As shown in Fig. 3, d (curve 6), the temperature of the inner surface of the containment tube 1 dropped by 26 °C,

while that of the outer surface of tube 3 dropped by 36 °C. Such a drop in temperature on the surfaces of the stationary bed during the first pyrolysis cycle will have a negative impact on subsequent pyrolysis cycles. To increase the temperature at the layer inlet before the second cycle, it is sufficient to heat the pyrolyzer's heating surfaces for 3 seconds after the main pyrolysis time  $\tau_{\text{cycleIV}} = 21 \text{ s}$ . Then the indicated temperature differences decrease from 36 to 16 °C and from 26 to 12 °C (compare curves 6 and 9 in Fig. 3, d).

As shown in Fig. 3, d (curve 6), the temperature of the inner surface of the containment tube 1 dropped by 26 °C, while that of the outer surface of tube 3 dropped by 36 °C. Such a drop in temperature on the surfaces of the fixed bed during the first pyrolysis cycle will have a negative impact on subsequent pyrolysis cycles. To increase the temperature at the bed inlet before the second cycle, it is sufficient to heat the pyrolyzer heating surfaces for 3 seconds after the main pyrolysis time  $\tau_{\text{cycleIV}} = 21 \text{ s}$ . Then the indicated temperature differences decrease from 36 to 16 °C and from 26 to 12 °C (compare curves 6 and 9 in Fig. 3, d).

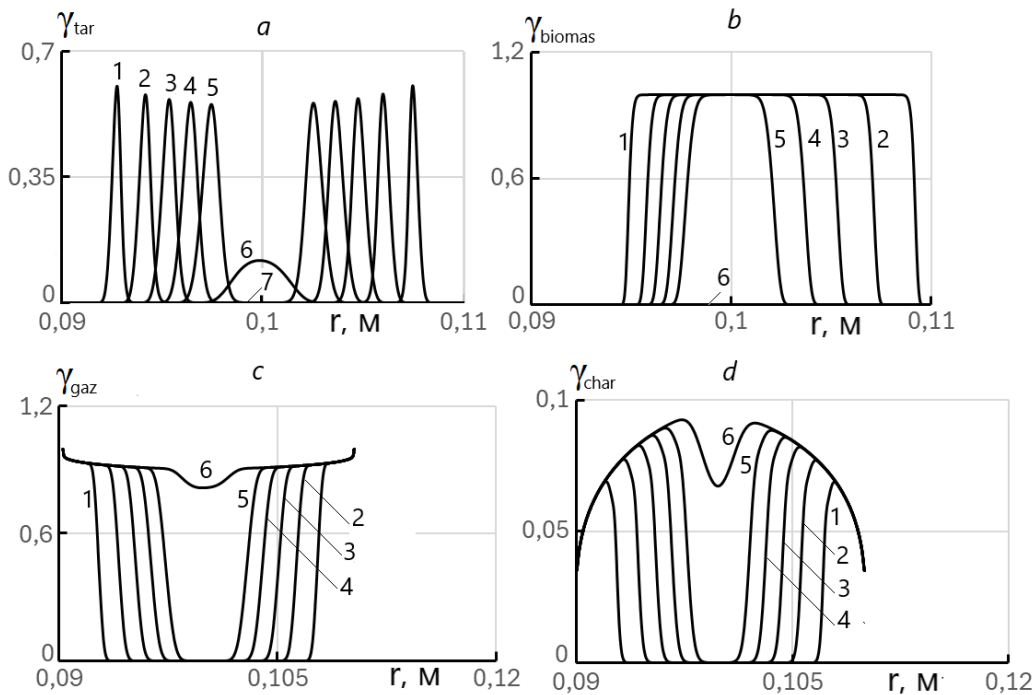


Fig. 5. Distribution across the cross-section of the pyrolyzer's fixed bed of the active portion of the released poplar wood chips  $\gamma_{\text{biomas}}$  (b), the mass fractions of thermolysis products  $\gamma_{\text{tar}}$  (a), mixed pyrolysis gas  $\gamma_{\text{gaz}}$  (c), and char  $\gamma_{\text{char}}$  (d) as a function of time, s (variant IV): 1 – 3; 2 – 6; 3 – 9; 4 – 12; 5 – 15; 6 – 18; 7 – 21

Variant V, shown in Fig. 3, e, differs structurally from Variant IV in that it uses Izoplan as the insulating material, which has a very low thermal conductivity coefficient  $\lambda_{\text{izoplIV}} = 0,14 \cdot 10^{-3} \text{ kJ}/(\text{s}\cdot\text{m}\cdot\text{K})$ , which significantly affects the temperature distribution of the metal pipes, ceramic insulation, and poplar wood chips across the cross-section of the fixed bed, as well as the cracking process of tar conversion into light gas: 1) the drop in metal temperature relative to the initial temperature of 960 °C over a period of 21 s is as follows: for the metal at points  $r = 85, r = 90, r = 110$ , and  $r = 115 \text{ mm}$ : 80, 85, 75, and 67 °C, respectively (curve 7 in Fig.

3, e); a slight increase in the temperature of the ceramic insulation is observed at points  $r = 83$  and  $r = 117 \text{ mm}$  by 12 and 9 °C, respectively; 2) the drop in metal temperatures over the period  $\tau = 24 \text{ s}$  in variant IV is much smaller than in variant V: at point  $r = 90 \text{ mm}$  – by a factor of 5.3, at the point  $r = 110 \text{ mm}$  – by a factor of 6.25 (compare curves 9 in Fig. 3, d and Fig. 3, e); 3) the drop in metal temperatures in variant I is 10–20% less than in variant IV: at the point  $r = 90 \text{ mm}$  – by a factor of 1.12, at the point  $r = 110 \text{ mm}$  – by a factor of 1.2 (compare curves 7 in Fig. 3, a and Fig. 3, e); 4) the profile of the function  $\gamma_{\text{tarV}}(r, \tau)$  resembles the profile of

the dependence  $\gamma_{tar}(r, \tau)$  (compare curves 3 in Fig. 4, c and Fig. 6). In the narrow range  $0.0969 < r < 0.1036$  m, the function  $\gamma_{tarV}(r, \tau)$  reaches its maximum values – 60%, which differ little from the maximum values of the  $\gamma_{tar,maxI}(r = 0,0988 \text{ mm}) = \gamma_{tar,maxI}(r = 0,1014 \text{ mm}) = 57,3 \%$  (compare curves 3 in Fig. 4, c and Fig. 6); 5) the maximum values of the function  $\gamma_{tarV}(r, \tau)$  are 4.9 times greater than in variant IV (compare curve 6 in Fig. 5, a and curve 3 in Fig. 6), and 60 times greater than in variant II (compare curves 3 in Fig. 4, b and in Fig. 6); 6) The heating time for poplar wood chips in a fixed bed at a rate of  $1,897 \text{ }^\circ\text{C}/\text{min}$  to the minimum temperature  $t_{p,minV} = 764 \text{ }^\circ\text{C}$  is  $\tau_{cycleV} = 21 \text{ s}$  (curve 7 in Fig. 3, e).

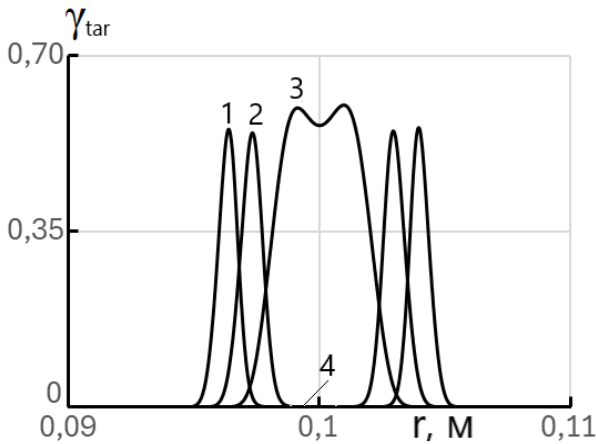


Fig. 6. Distribution of the resin fraction  $\gamma_{tar}$  across the cross-section of the pyrolyzer's stationary bed as a function of time, s (variant V): 1 – 12; 2 – 15; 3 – 18; 4 – 24

It should be noted that the thermal decomposition model [29] consists of three parallel primary reactions involving the decomposition of the active fraction released from the biomass particle into primary pyrolysis gas, char, and tar, as well as two secondary reactions – the conversion of tar into light (secondary) gas and char through a cracking process. The thermal decomposition for variant IV is illustrated in Fig. 5. Fig. 5 shows that over time  $0 < \tau < 21 \text{ s}$ , the biomass thermolysis process shifts from the outer and inner heating surfaces of the pyrolyzer (curves 1) deeper into the fixed bed (curves 5), occupying a small volume of the fixed bed located in the central part of the pyrolyzer. Over a period of 18 s, the active fraction of biomass released from the particles disappears (curve 6 in Fig. 5, b), and the tar fraction remains in the range  $0.0974 < r < 0.1026 \text{ m}$  (curve 6 in Fig. 5, a). Since  $\gamma_{biomasIV} \rightarrow 0$  in the time interval  $18 < \tau < 21 \text{ s}$ , the yield of pyrolysis gases occurs solely due to the cracking process, i.e., secondary reactions, resulting in the tar converting into light gas in the central part of the pyrolyzer (curve 6 in Fig. 5, c) and char (curve 6 in Fig. 5, d).

## Conclusions

1. An original method is proposed for producing two synthetic gases – one of medium calorific value and one of low calorific value – from poplar wood chips in a single unit. The medium-calorific gas is obtained through the

pyrolysis of poplar chips in a thin, 20 mm-thick fixed bed under the influence of two external heat sources, with the inner and outer heating surfaces of the pyrolyzer electrically heated.

2. Five different modes of biomass pyrolysis are considered:

– In the first mode, the heat fluxes falling on the surfaces of the ceramic insulators are zero, so the pyrolysis process occurs due to the heat accumulated in the metal pipes and ceramic insulators, preheated to a temperature of  $950 \text{ }^\circ\text{C}$ . It is shown that the pyrolysis cycle time is 21 s, and the heating rate of the fixed bed is  $1886 \text{ }^\circ\text{C}/\text{min}$ . The temperature at the bed inlet at the point  $r = 90 \text{ mm}$  in the first cycle drops by  $76 \text{ }^\circ\text{C}$  and is  $874 \text{ }^\circ\text{C}$ . In subsequent cycles, the temperature drop of the ceramic insulation, metal, and poplar wood chips across the pyrolyzer's cross-section will continue, causing the cycle time and tar yield to increase while gas quality deteriorates. Therefore, after each cycle, the inlet temperature to the bed must be raised from  $874$  to  $950 \text{ }^\circ\text{C}$  by reheating the heating surfaces through the supply of external heat;

– Over a range of 18 s, the sections located in the central part of the pyrolyzer, where the tar fraction and the active biomass fraction released from the particles remain, narrow significantly and reach dimensions of  $0.0966 < r < 0.1053 \text{ mm}$  and  $0.0982 < r < 0.1025 \text{ mm}$ , respectively. In these regions, the function  $\gamma_{tar}(r, \tau)$  in the temperature range  $\Delta t_p = 760\text{--}787 \text{ }^\circ\text{C}$  has two identical maxima:  $\gamma_{tar,maxI}(r = 0.0988 \text{ mm}) = \gamma_{tar,maxI}(r = 0.1014 \text{ mm}) = 57.3 \%$ , and the function  $\gamma_{biomasI}(r, \tau)$  has a maximum at  $\gamma_{biomasI}(r = 0.1 \text{ mm}, \tau = 18 \text{ s}) = 51.8 \%$ . In the regions  $0.0966 < r < 0.0982 \text{ mm}$  and  $0.1025 < r < 0.1053 \text{ mm}$ , there is no active biomass, so pyrolysis gas production consists only of light (secondary) gas. In the time interval  $18 < \tau < 21 \text{ s}$ , all the tar located in the range  $0.0966 < r < 0.1053 \text{ mm}$  is converted into light gas due to the cracking process;

– In the second mode, due to high specific heat fluxes of  $150 \text{ kJ}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$ , the pyrolysis cycle time is reduced to 18 seconds, and the temperatures of the metal and ceramic insulation rise to over  $1,000 \text{ }^\circ\text{C}$  during the cycle. To maintain them at around  $1,000 \text{ }^\circ\text{C}$ , the specific heat flux is decreased during the cycle from  $150$  to  $72 \text{ kJ}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$ , resembling oscillatory pyrolysis [29]. At the end of the cycle, the tar content is low and amounts to  $\gamma_{tar,maxII} = 1 \%$ ;

– In the third mode, the specific heat fluxes incident on the outer and inner surfaces of the pyrolyzer are  $70$  and  $80 \text{ kJ}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$ , respectively, and remain constant throughout the cycle. The minimum heating temperature of the fixed bed during the 18-second cycle at a rate of  $1900 \text{ }^\circ\text{C}/\text{min}$  is  $670 \text{ }^\circ\text{C}$ . At the end of the cycle, a drop in temperature is observed at the inlet to the fixed bed at points  $r = 90 \text{ mm}$  and  $r = 110 \text{ mm}$ : from  $960$  to  $935 \text{ }^\circ\text{C}$  and from  $960$  to  $942 \text{ }^\circ\text{C}$ , respectively, and the tar fraction is significantly lower than in variant I and equals  $\gamma_{tar,maxIII} = 8 \%$ . To completely convert the tar into light gas, the cycle time must be increased from 18 to 21 s. This leads to decreasing the

temperature drop at the inlet to the fixed bed at points  $r = 90$  mm and  $r = 110$  mm before the second cycle: from 25 to 16 °C and from 18 to 11 °C, respectively.

The temperature of the outer surface of the outer tube,  $t_{\text{steelIII}}(r = 115 \text{ mm}, \tau = 21 \text{ s}) = 959$  °C, and the temperature of the inner surface of the inner tube,  $t_{\text{steelIII}}(r = 85 \text{ mm}, \tau = 21 \text{ s}) = 955$  °C, differ little from the initial temperature of 960 °C. These slight drops in temperature can easily be compensated for by external sources of thermal energy;

- In the fourth pyrolysis mode, the specific heat fluxes on the outer and inner heating surfaces are 60 and 70 kJ/(s·m<sup>2</sup>), respectively, and remain constant throughout the cycle. The time required to heat poplar wood chips to a minimum temperature of 660 °C is 18 s, and the heating rate of the bed reaches 1866.6 °C/min, which is indicative of rapid pyrolysis. The temperature drop at the inlet to the fixed bed over 18 s at points  $r = 90$  mm and  $r = 110$  mm is 26 and 36 °C, respectively, and the tar fraction increases by a factor of 11.6 compared to variant II.

To increase the temperature at the inlet to the chamber before the second cycle, it is sufficient to heat the pyrolyzer's heating surfaces for 3 seconds after the first 21-second pyrolysis cycle. This significantly reduces the temperature differences: from 36 to 16 °C and from 26 to 12 °C. Over 18 s, there is a significant reduction in the section  $0.0974 < r < 0.1026$  m ( $\Delta r = 5.2$  mm), where a portion of the tar remains, while the active part of the biomass disappears, resulting in the yield of pyrolysis gases in the interval  $18 < \tau < 21$  s occurring solely due to the cracking process, i.e., secondary reactions converting resin into light gas and char;

- In the fifth pyrolysis mode, the specific heat fluxes are the same as in the fourth. Variant V differs structurally from variant IV in that it uses Izoplan as the insulating material, which has a very low thermal conductivity coefficient of  $\lambda_{\text{izopIV}} = 0,14 \cdot 10^{-3}$  kJ/(s·m·K). The temperature drop at points  $r = 90$  and  $r = 110$  mm over a period of 21 s is 85 and 75 °C, respectively. This is 5.3 times greater than the temperature drop at the point  $r = 90$  mm and 6.25 times greater at the point  $r = 110$  mm compared to variant IV, and the profile of the function  $\gamma_{\text{tarV}}(r, \tau)$  resembles the profile of the dependence  $\gamma_{\text{tarI}}(r, \tau)$ . Temperature drops at the entrance to the bed at  $\tau = 21$  s in variant I:  $\Delta t_{\text{steel}}(r = 90 \text{ mm}) = 76$  °C and  $\Delta t_{\text{steel}}(r = 110 \text{ mm}) = 64$  °C are lower than in variant V:  $\Delta t_{\text{steel}}(r = 90 \text{ mm}) = 85$  °C and  $\Delta t_{\text{steel}}(r = 110 \text{ mm}) = 75$  °C. In the narrow section  $0.0969 < r < 0.1036$  m, the function  $\gamma_{\text{tarV}}(r, \tau)$  at time 18 s reaches two identical maximum values – 60 % – which differ little from the values given in variant I – 57.3 %. The maximum values of the function  $\gamma_{\text{tarV}}(r, \tau)$  in variant V are 4.94 times greater than in variant IV (with identical heat fluxes) and 60 times greater than in variant II.

## REFERENCES

1. Sinag A., Kruse A., Schwarzkopf V. Formation and degradation pathways of intermediate products formed during the hydrolysis of glucose as a model substance for wet biomass in a tubular reactor // *Eng. Life Sci.* 2003. Vol. 3. Pp. 469–473.
2. Kabyemela B., Adschiri T., Arai K. Degradation kinetics of dihydroxyacetone and glyceraldehyde in subcritical and supercritical water // *Ind. Eng. Chem. Res.* 1997. Vol. 36. Pp. 2025–2030.
3. Kruse A., Gawlik A. Biomass conversion in water at 330–410 DegC and 30–50 MPa. Identification of Key Compounds for Indicating Different Chemical Reaction Pathways // *Ind. Eng. Chem. Res.* 2003. Vol. 42. Pp. 267–279.
4. Heidenreich S., Foscolo P. New concepts in biomass gasification // *Progress in Energy and Combustion Science.* 2015. Vol. 46. Pp. 72–95.
5. Official website LiPRO Energy GmbH & Co. KG. [www.lipro-energy.de](http://www.lipro-energy.de).
6. Chembukulam S.K., Dandge A.S., Kovilur N.L. et al. Smokeless Fuel from Carbonized Sawdust // *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.* 1981. Vol. 20. Pp. 714–719.
7. Suna Q., Yua S., Wangb F., Wang J. Decomposition and gasification of pyrolysis volatiles from pine wood through a bed of hot char // *Fuel.* 2011. Vol. 90. Pp. 1041–1048.
8. Batenin V.M. Thermal methods of wood and peat processing for energy purposes // *Teploenergetika [Thermal Engineering]*. 2010. Vol. 11. Pp. 36–42.
9. Batenin V.M., Zaychenko V.F., Kosov V.A. Sinelschikov. Pyrolytic conversion of biomass to gaseous fuel // *Doklady Akademii Nauk.* 2012. Vol 446. No. 2. Pp. 179–182.
10. 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. No. 5. Vol. IX. 23 p.
11. 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.
12. 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.
13. Sadaka, S. Pyrolysis and Bio-Oil, Agriculture and Natural Resources / S. Sadaka, A.A. Boateng // Fayetteville, AK, USA. University of Arkansas. [http://www.uaex.edu/Other\\_Areas/publications/PDF/FSA-1052.pdf](http://www.uaex.edu/Other_Areas/publications/PDF/FSA-1052.pdf).

14. 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.
15. 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.
16. The Research Progress of Biomass Pyrolysis Processes / National Resource Management Environment Department. [www.fao.org/docrep](http://www.fao.org/docrep).
17. 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.
18. 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.
19. 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.
20. 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.
21. 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.
22. 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.: Bridgewater, A.V., Boocock, D.G.B. // London, UK. Blackie Academic and Professional. 1997. P. 351–367.
23. Zhovtyansky V.A., Dudnyk O.M., Petrov S.V., Verbovsky V.S., Rubets D., Yakymovych M.V. Plasma steam intensification of the hydrogen yield in the process of wood air gasification. *High Temperature Material Processes: An International Quarterly of High-Temperature Plasma Processes*. 2013. Vol. 17, No. 1. P. 25–35. DOI: 10.1615 / HighTempMatProc.2014012582.
24. Dudnyk O.M., Sokolovska I.S. Conversion of Ukrainian low grade solid fuels with CO<sub>2</sub> capture. *Proc. 27th Annual International Pittsburgh Coal Conference 2010 (PCC 2010)*, Istanbul, Turkey, Oct. 11–14, 2010. Vol. 2. P. 1012–1033. — [https://www.researchgate.net/publication/341671478\\_CONVERSION\\_OF\\_UKRAINIAN\\_LOW\\_GRADE\\_SOLID\\_FUELS\\_WITH\\_CO2\\_CAPTURE](https://www.researchgate.net/publication/341671478_CONVERSION_OF_UKRAINIAN_LOW_GRADE_SOLID_FUELS_WITH_CO2_CAPTURE).
25. Zhovtyansky V., Dudnyk O., Ostapchuk M. and Sokolovska I. CONVERSION OF CARBON-CONTAINING RAW MATERIAL USING PLASMA TECHNOLOGIES. // *Energy Technologies & Resource Saving*. 2023. Vol. 4. Pp. 90–112.
26. Mahlovannyi Y.V., Nevchas D.M., Pyanykh K.E. Processing of Liquid High-Energy Products with the Production of Gas Mixtures of a Given Composition // *Energy Technologies & Resource Saving*. 2023. No. 4. Pp. 113–123.
27. Nikitin Ye.Ye., Dutka O.V., Pyanykh K.Ye., Pyanykh K.K. Decarbonization of district heating systems. Planning for a large city // *Energy Technologies & Resource Saving*. 2025. No. 4. Pp. 5–25.
28. Rokhman B. B., Kobzar S. G. DESIGN FEATURES OF THE EXPERIMENTAL UNIT AND NUMERICAL STUDIES OF BIOMASS THERMOCHEMICAL PROCESSING. PART 2. ANALYSIS OF THE PYROLYSIS PROCESS IN A FIXED BED APPARATUS // *Vidnovluyana energetika*. 2024. No. 3. Pp. 153–165.
29. Rokhman B.B., Kobzar C.G. Study on Kinetics of Biomass Pyrolysis in the Fixed Bed. 1. Simulation and Numerical Analysis of Lignin Thermal Decomposition. *Energy Technologies and Resource Saving*. 2024. No. 1. pp. 84–94. (Ukr.)