

КОНСТРУКТИВНІ ОСОБЛИВОСТІ ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ ТА ЧИСЛОВІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ТЕРМОХІМІЧНОЇ ПЕРЕРОБКИ БІОМАСИ

ЧАСТИНА 5

ПІРОЛІЗ ДРІБНОДИСПЕРСНИХ ЧАСТИНОК БІОМАСИ У ВИСХІДНОМУ ПОТОЦІ

Отримано 15 вер. 2024 р.; рекомендовано до публікації 27 черв. 2025 р.

Доступно онлайн 30 черв. 2025 р.

Рохман Б. Б.¹, Кобзар С. Г.², Четверик Г. О.³

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

Побудовано модель піролізу полідисперсного ансамблю частинок біомаси у висхідному високотемпературному потоці піролізного газу. Модель включає в себе променистий і конвективний теплообмін частинок зі стінкою піролізера і газом, теплообмін зі стінкою і піролізним газом, силу опору і силу тяжіння, кінетику реакцій термолізу: три паралельні реакції розкладання активної частини біомаси на первинний піролізний газ, смолу та char і вторинні реакції перетворення смоли на легкий газ і char. Виведено аналітичні вирази для швидкості газу, температур фаз, щільності й тиску газу, які можуть бути використані на кожному кроці інтегрування системи рівнянь, що описують процес піролізу. Розроблено ітераційний цикл, призначений для обчислення перепаду тиску піролізного газу на кожному кроці інтегрування. З використанням моделі проведено числові дослідження процесу піролізу трьох фракцій частинок Bagasse діаметрами 0,9 мм, 0,95 мм і 1 мм в установці, продуктивність за біомасою 66 кг/год у середовищі піролізного газу в кількості 164,6 кг/год. Це дало змогу отримати детальну інформацію щодо конструктивних і фізико-хімічних параметрів процесу, необхідних для розроблення конструкторської документації піролізера. Розглядалися дві конструкції піролізера: циліндрична діаметром 200 мм і заввишки 5 м; з розширюваним конусом – вхідний діаметр 200 мм, вихідний діаметр 340 мм. Конус, що розширюється, був зроблений для того, щоб підвищити час перебування частинок і газу в піролізері, необхідний для повного крекінгу смоли. Це дало можливість зменшити висоту піролізера на 2 м порівняно з циліндричною конструкцією.

Ключові слова: висхідний потік, біомаса, Bagasse, піроліз, кондуктивний, радіаційний, теплообмін, газ, температура.

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

PART 5

PYROLYSIS OF FINE BIOMASS PARTICLES IN AN UPWARD FLOW

Received Sep. 15, 2024; accepted Jun. 27, 2025

Available online Jun. 30, 2025

Rokhman B.¹, Kobzar S.², Chetveryk H.³

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

A model of polydisperse ensemble of biomass particles pyrolysis in an upward high-temperature flow of pyrolysis gas is constructed. The model includes radiant and convective heat exchange of particles with the pyrolyzer wall and gas, heat exchange with the wall and pyrolysis gas, drag and gravity forces, kinetics of thermolysis reactions: three parallel reactions of decomposition of the active part of biomass

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

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

³ канд. техн. наук
<https://orcid.org/0000-0001-9398-1968>

^{1, 2} Інститут теплоенергетичних технологій НАН України, м. Київ, Україна;

^{1, 3} Інститут відновлюваної енергетики НАН України, м. Київ, Україна

² Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ, Україна

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

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

³ Cand. of Tech. Science
<https://orcid.org/0000-0001-9398-1968>

^{1, 2} Institute of Thermal Energy Technologies of the NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine;

^{1, 3} Institute of Renewable Energy NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine

² Institute of Technical Thermophysics of the NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine

into primary pyrolysis gas, tar and char and secondary reactions of tar transformation into light gas and char. Analytical expressions for gas velocity, phase temperatures, gas density and pressure are derived, which can be used at each step of integration of the system of equations describing the pyrolysis process in an upward gas-disperse flow. An iterative cycle designed to calculate the pressure drop of pyrolysis gas at each step of integration has been developed. Using the model, numerical studies of the pyrolysis process of three Bagasse particles fractions with diameters of 0,9 mm, 0,95 mm and 1 mm were carried out in a plant with a biomass throughput of 66 kg/h in the medium of recirculating dry pyrolysis gas in the amount of 164,6 kg/h. This provided detailed information on the design and physico-chemical process parameters required for the development of the design documentation of the pyrolyzer. Two pyrolyzer designs were considered: cylindrical with a diameter of 200 mm and a height of 5 m, and with an expanding cone: inlet diameter 200 mm, outlet diameter 340 mm. The expanding cone was made in order to increase the particles and gas residence time in the pyrolyzer required for complete tar cracking. This made it possible to reduce the height of the pyrolyzer by 2 m compared to the cylindrical design.

Keywords: upward flow, biomass, Bagasse, pyrolysis, conductive, radiant, heat exchange, gas, temperature.

Вступ. Виробництво первинної енергії у світі до 2019 року збільшилося на 2 %, причому більша частина його припадає на нафту, за якою йде природний газ. Попит на природний газ (ПГ) значно зріс (29 %), оскільки багато країн розглядають ПГ як паливо з низьким рівнем викидів. За оцінками, найближчими роками спостерігатиметься зниження споживання вугілля для виробництва енергії. Завдяки значним інвестиціям у розвиток інфраструктури 11 % світової первинної енергії буде отримано завдяки технологіям відновлюваної енергетики, причому найбільша частка припадає на гідроенергетику, за якою слідує енергія вітру [1]. У Канаді частка відновлюваних джерел енергії становить 14 % [2]. Проблеми, пов'язані з електростанціями, що працюють на викопному паливі, і стабільністю енергосистеми, вимагають ретельного вивчення аспектів модернізації та використання біомаси як альтернативного джерела палива [3]. Біомаса вважається поновлюваним джерелом енергії. Частка біомаси у виробництві первинної енергії в галузі відновлюваних джерел енергії становить 35 %. У Канаді ця частка становить 23 % [4].

Склад одержуваного з біомаси піролізного газу залежить від різних чинників, як-от вихідне паливо, розмір частинок, швидкість потоку газу, витрата сировини, конфігурація хімічного реактора, робочі умови: температура, тиск і каталізатор. До складу біомаси входить целюлоза, геміцелюлоза і лігнін, а також екстрактивні вуглеводні, ліпіди, білки, прості цукри, крохмаль, вода і зола. Біопаливо (біоолія, піролізний газ, деревне вугілля), яке отримують з біомаси шляхом піролізу, поділяють на три категорії залежно від виходу продуктів піролізу, температури та швидкості нагрівання [5]. Максимальний вихід біоолії, що перевищує 75 %, досягається під час піролізу зі спалахом, але він вимагає високої температури реакції та дуже високих швидкостей нагріву, тоді як швидкий піроліз дає гарний вихід олії та піролізного газу за відносно нижчих температур та менших швидкостей нагріву. Повільний піроліз, що протікає за нижчих швидкостей нагріву і нижчої температури, сприяє утворенню деревного вугілля і низькокалорійного сингазу. Для проведення швидкого піролізу

необхідна початкова підготовка вихідної біомаси. Вона охоплює сушіння та подрібнення, після чого біомаса потрапляє в реактор піролізу, де відбувається термохімічний процес вихідного палива [6]. Реакції розглянутого процесу є ендотермічними, і за контрольованих умов матеріали біомаси можуть бути перетворені на газоподібне паливо, відоме як сингаз, що складається з окису вуглецю, водню, метану та вуглекислого газу. Інші продукти, одержувані з біомаси, – це біосировина (біоолія), біометанол, біодизель тощо. Тут протікають реакції перетворення смоли на легкий газ, а також реакції термічного крекінгу та метанування [7]. Біомаса піддається одночасно поєднанню реакцій, зокрема дегідратації, деполімеризації, фрагментації, перегрупованню та конденсації. Різні види сировини та відходів біомаси, наявні у вільному продажу, відрізняються за складом целюлози, геміцелюлози та лігніну. Для отримання вищого виходу біоолії кращим є високий вміст целюлози, яка становить 75–93 % від виходу біоолії. Целюлоза виділяє найбільшу кількість CO, геміцелюлоза – вуглекислого газу, а лігнін – H₂ і метану [7]. Зазвичай не всі види біомаси підходять для виробництва сингазу, і вибір сировини відіграє вирішальну роль для отримання вищого виходу піролізного газу, крім умов експлуатації та використання реакторів. Лігнін виділяє в чотири рази більше H₂, ніж целюлоза, і в три рази більше, ніж геміцелюлоза. Отже, вищий вміст целюлози й лігніну в сировині приведе до отримання сингазу, в якому основними газами є H₂ і CO. Одним з методів зменшення вмісту целюлози та геміцелюлози і збільшення вмісту лігніну в паливі є компостування. Це процес біологічного розкладання з використанням мікроорганізмів, таких як бактерії або гриби, речовини на гумінових кислотах, фульвокислотах, цукристих речовинах, аміаку, воді та виділенні вуглекислого газу з виділенням тепла.

Було проведено альтернативний аналіз основних компонентів біомаси для отримання максимального виходу сингазу, а саме елементного складу C, H, O [8]. У цьому дослідженні вміст C, H і O коливався і становив загалом 78 зразків сировини, в яких вміст вуглецю становить 35,9–55,9 %, кисню – 30,5–46,5 % і водню – від 2,67 до

9,67 % [8]. Було помічено, що зі збільшенням вмісту вуглецю в біомасі вихід H_2 і CO знижується за температури вище $700^\circ C$, що призводить до зниження співвідношення H_2/CO до 1,1 раза за температури вище $850^\circ C$. Таким чином, збільшення вмісту C знижує вихід сингазу, тоді як збільшення вмісту H сприяє виробництву H_2 , а відношення H_2/CO буде вищим через фіксоване співвідношення O/C 0,66 у сировині біомаси. До того ж вплив вмісту кисню в біомасі приводить до зниження виробництва H_2 і збільшення виділення CO . Відношення H_2/CO знижується з 1,8 до 0,8 за температур вище $700^\circ C$ [8]. Для реакцій швидкого і блискавичного піролізу потрібні високі теплові потоки залежно від властивостей сировини. Передача тепла до біомаси повинна відбуватися за дуже короткий час з негайним гасінням після утворення продукту або подальшого процесу переробки. Швидкість теплопередачі до частинок має становити від 600 до 1000 Вт/см^2 . Теплота піролізу (енергія, необхідна для термічного розриву зв'язків макрополімеру) досягає 1000 кДж/кг (набагато вища, ніж під час риформінгу метану, який потребує 750 кДж/кг). Менша фрагментація молекул сприяє якісному співвідношенню H_2/CO . Отже, потрібен короткий час перебування парів, а комбінований ефект короткого часу перебування та охолодження парів називається ступенем крекінгу. Ступінь крекінгу є одним з основних параметрів, які необхідно встановити для отримання вищих виходів біоолії та газу.

Вибір ефективних методів нагріву для різних типів реакторів, що використовуються під час піролізу біомаси, має велике значення для отримання вищих виходів газу. У реакторах з киплячим шаром нагрітий газ, що рециркулює, розглядають як теплоносій, який також може бути використаний для створення бульбашкового режиму псевдозрідження, тоді як киплячий шар, що циркулює, нагрівають за рахунок тепла, яке проходить через стінки реактора, або подачі в шар нагрітого піску. Крім того, у шар подається попередньо нагрітий газ для псевдозрідження великих частинок і пневмотранспорту дрібних частинок у надшаровому просторі. Для псевдозріджених і кварцових шарів також розроблено альтернативні способи нагріву з використанням відновлюваних джерел енергії, таких як Сонце. Це обмежено масштабованістю і безперервністю через непостійність джерела тепла [9]. У дослідженому абляційному реакторі для піролізу здебільшого використовується гаряча провідна поверхня (нагрівання стінок). В оже-реакторі використовується нагрітий пісок, змішаний з біомасою перед входом у зону нагріву додаткової стінки [10, 11]. У плазмовому піролізному реакторі використовується радіочастота [12], а в мікрохвильовому реакторі – електромагнітний метод нагріву [13]. Для обертового, конусного типу реактора, який був описаний у роботі [14], використовується нагрітий пісок, отриманий внаслідок спалювання в ньому деревного вугілля. Розмір вихідної сировини є важливим параметром для отримання вищого виходу піролізного газу. Частинки дуже дрібного розміру вступають у кінетичні реакції, які забезпечують

вищу швидкість виробництва піролізного газу за тієї ж робочої температури. Зменшення розміру вихідної сировини пов'язане з витратами; наприклад, при зменшенні розміру з 2,5 мм до 250 мкм витрати зростають від 1,8 дол. за тонну до 5,6 дол. за тонну, відповідно. Дослідження [15] показало, що дуже дрібні частинки мають тенденцію до утворення вищої зольності, що знижує вихід рідини, а це, як очікується, призведе до зниження виходу газу. За більшого розміру частинок режим піролізу переходить у дифузійну область, контролювану внутрішнім або зовнішнім тепломасообміном.

У першій частині цієї роботи [16] наведено опис установи, побудовано нестационарні моделі піролізу біомаси та газифікації її коксового залишку в нерухомому шарі, сформульовано граничні умови для параболічних і звичайних диференціальних рівнянь. З використанням моделі в роботі [17] проведено широкі числові дослідження процесу термолізу Bagasse і Wood Birch. Розглядалися різні варіанти прогріву шару за рахунок: а) електронагріву зовнішньої та внутрішньої поверхонь піролізера; б) електронагріву зовнішньої поверхні та обігріву внутрішньої поверхні піролізера продуктами згоряння; в) електронагріву зовнішньої поверхні піролізера та комбінованого обігріву внутрішньої поверхні: у перші 20 с використовується електронагрів, далі – теплова енергія продуктів згоряння з температурою $1300^\circ C$. У [18] вивчався вплив теплоємності частинок Wood Birch і внутрішнього джерела теплової енергії (тепловий ефект процесу терморозпаду в інтервалі температур $270 \leq t_p \leq 450^\circ C$ на швидкість прогріву фіксованого шару біомаси. У [19] розглядався вплив конструктивних і теплових параметрів електронагрівачів внутрішньої та зовнішньої поверхні піролізера на процес швидкого піролізу. Аналізувався процес газифікації коксозольного залишку та чисельно досліджувався новий режим роботи піролізера з нерухомим шаром з низькими початковими питомими тепловими потоками, що падають на поверхні нагріву піролізера.

П'яту частину цієї роботи присвячено моделюванню та числовому дослідженню процесу піролізу полідисперсного ансамблю частинок у висхідному високотемпературному потоці піролізного газу, що рециркулює.

Опис роботи піролізної установки. На рис. 1 зображено схему установки піролізу полідисперсного ансамблю частинок біомаси у висхідному високотемпературному потоці піролізного газу. Піролізний газ із газгольдера 16 надходить до теплообмінника 14, а потім до електронагрівача 20 (рис. 1, а з [16]), де нагрівається до температури $800^\circ C$, після чого подається в ежектор 9 (див. рис. 1). Цей газ використовується як транспортувальний агент частинок біомаси, що надходять в ежектор з бункера 7 по лінії 10. Далі газодисперсний потік вводиться в розгінну ділянку труби діаметром $D_{\text{нр1}} = 0,2 \text{ м}$ і висотою $H_{\text{нр1}} = 0,35 \text{ м}$, де відбувається прогрівання частинок біомаси за рахунок радіаційного та конвективного теплообміну частинок зі стінкою реактора і піролізним газом. Після розгінної ділянки прогріті частинки біомаси

надходять у перехідну розширювальну ділянку, яка зроблена у вигляді усіченого конуса висотою $H_{\text{пир}2} = 0,2$ м зі змінним діаметром піролізера від $D_{\text{пир}1} = 0,2$ м до $D_{\text{пир}2,II} = 0,34$ м (за $\alpha = 20^\circ$; див. рис. 1), де відбувається вихід активної частини біомаси, яка згідно з моделлю [16] розпадається на первинний піролізний газ, char і смолу. На зазначеній ділянці спостерігається різке сповільнення газодисперсного потоку, внаслідок чого час перебування смоли в піролізері, необхідний для перетворення її на легкий (вторинний) газ відповідно до кре-

кінгового процесу, різко зростає, що призводить до значного зменшення висоти піролізера у порівнянні з циліндричною конструкцією. Двофазний потік, подається в циклон, де відбувається відділення легкого газу від коксозольного залишку. Останній подається в камеру згоряння 8, де відбувається його спалювання. Піролізні гази спрямовуються в систему гарячого очищення 27, потім надходять у теплообмінник 14, де відбувається конденсація вологи, після чого димососом 15 заганяються в газгольдер 16 (рис. 1, а з [16]).

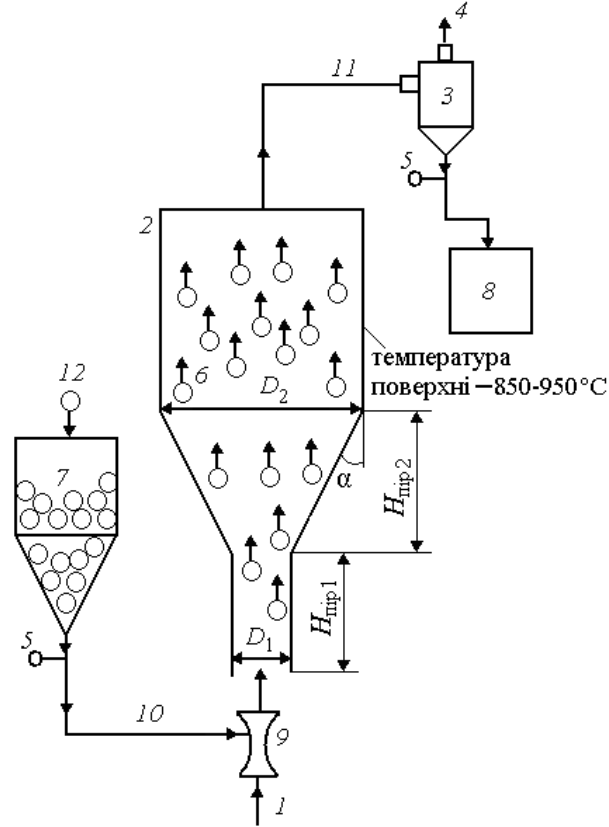


Рис. 1. Принципова схема піролізу біомаси у висхідному потоці: 1 – високотемпературний піролізний газ, що рециркулює; 2 – піролізер; 3 – циклон; 4 – вихід неочищеного піролізного газу; 5 – мігалька; 6 – частинки біомаси; 7 – бункер біомаси; 8 – камера згоряння; 9 – ежектор; 10 – лінія подачі біомаси до ежектора; 11 – лінія подачі газодисперсного потоку до циклону; 12 – подача біомаси до бункера (рис. 1 – це частина загальної схеми установки, наведеної на рис. 1, а з [16])

Fig. 1. Schematic diagram of biomass pyrolysis in an upstream flow: 1 – recirculating high-temperature pyrolysis gas; 2 – pyrolyzers; 3 – cyclone; 4 – outlet of untreated pyrolysis gas; 5 – flasher valve; 6 – biomass particles; 7 – biomass hopper; 8 – combustion chamber; 9 – ejector; 10 – biomass feed line to the ejector; 11 – gas dispersion flow line to the cyclone; 12 – biomass feed to the hopper (Fig. 1 is a part of the general scheme of the plant shown in Fig. 1, a from [16]).

Опис моделі піролізу частинок біомаси у висхідному потоці. Система диференціальних рівнянь, що описує аеродинаміку, тепломасообмін і піроліз дрібнодисперсних частинок біомаси у висхідному високотемпературному

потоці піролізного газу (див. рис. 1) у піролізері зі змінюваною геометрією (діаметра апарата) за ходом руху газодисперсної суміші, містить у собі рівняння нерозривності для активної частини біомаси, яка залишає частинку:

$$\frac{d(\rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} u_{\text{biomasi}} \beta_i f_{\text{pir}})}{dz} = -(k_{1i} + k_{2i} + k_{3i}) \rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} \beta_i \frac{V_{\text{konus}}}{dz}, \quad (1)$$

піролізного газу:

$$\frac{d(\rho_g u_g f_{\text{pir}})}{dz} = \left[\sum_{i=1}^n k_{1i} \rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} \beta_i + k_4 \rho_{\text{tar}} \right] \frac{V_{\text{konus}}}{dz}, \quad (2)$$

смоли:

$$\frac{d(\rho_{\text{tar}} u_g f_{\text{pir}})}{dz} = \left[\sum_{i=1}^n k_{2i} \rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} \beta_i - (k_4 + k_5) \rho_{\text{tar}} \right] \frac{V_{\text{konus}}}{dz}, \quad (3)$$

вугільного залишку (char):

$$\frac{d(\rho_{\text{chari}} u_{\text{chari}} f_{\text{pir}})}{dz} = [k_{3i} \rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} \beta_i + k_5 \rho_{\text{tar}}] \frac{V_{\text{konus}}}{dz}, \quad (4)$$

рівняння збереження кількості руху частинок біомаси:

$$\frac{d(\rho_{\text{biomasi}} u_{\text{biomasi}}^2 \beta_i f_{\text{pir}})}{dz} = (F_{\text{a,biomasi}} - \rho_{\text{biomasi}} g \beta_i) \frac{V_{\text{konus}}}{dz} \quad (5)$$

і піролізного газу:

$$\frac{d(\rho_g u_g^2 f_{\text{pir}})}{dz} = - \left[\frac{dP_g}{dz} + \sum_{i=1}^n F_{\text{a,biomasi}} \right] \frac{V_{\text{konus}}}{dz}, \quad (6)$$

рівняння збереження енергії частинок біомаси:

$$\frac{d(\rho_{\text{biomasi}} c_{\text{biomasi}} u_{\text{biomasi}} t_{\text{biomasi}} \beta_i f_{\text{pir}})}{dz} = [\alpha_{\text{conv}i} (t_g - t_{\text{biomasi}}) + \sigma_0 a_p (T_w^4 - T_{\text{biomasi}}^4)] \frac{6\beta_i V_{\text{konus}}}{\delta_i dz} \quad (7)$$

і піролізного газу:

$$\begin{aligned} \frac{d(\rho_g c_g u_g t_g f_{\text{pir}})}{dz} = & \alpha_{\text{conv,w}} (t_w - t_g) \pi D_z - \sum_{i=1}^n \alpha_{\text{conv}i} (t_g - t_{\text{biomasi}}) \frac{6\beta_i V_{\text{konus}}}{\delta_i dz} - \\ & - \sum_{i=1}^n (k_{1i} + k_{2i} + k_{3i}) \rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} \beta_i (c_g t_g - c_{\text{biomasi}} t_{\text{biomasi}}) \frac{V_{\text{konus}}}{dz}, \end{aligned} \quad (8)$$

де

$$V_{\text{konus}} = \frac{\pi dz}{12} (D_z^2 + D_z D_{z+\Delta z} + D_{z+\Delta z}^2), \quad u_{\text{char}} = u_g. \quad (9)$$

Інтегрування системи жорстких нелінійних диференціальних рівнянь (1)–(8) здійснювали виправленим методом Ейлера з перерахунком за допомогою напівнеявної схеми, з автоматичним вибором кроку залежно від кількості ітерацій, що потрібна для досягнення необхідної

точності. Для подолання нелінійності в рівняннях (1)–(8), усунення фізично неправдоподібних результатів розрахунку й поліпшення збіжності та стійкості схеми апроксимації рівнянь (1)–(8), було отримано аналітичні вирази для швидкості газу:

$$u_g^{z+1} = \frac{A_1}{2A_2} - \sqrt{\left(\frac{A_1}{2A_2} \right)^2 - 1000 \frac{R_g T_g^{z+1} V_{\text{konus}}}{\Delta z f_{\text{pir}}^{z+1}} \sum_{i=1}^m \frac{r_i}{\mu_i}} \quad (10)$$

і температур фаз на кожному кроці інтегрування:

$$\begin{aligned} t_g^{z+1} = t_g^z \exp \left\{ \frac{\pi D_z \Delta z \alpha_{\text{conv,w}}^{z+1/2} \left(\frac{t_w}{t_g} - 1 \right)^{z+1/2}}{(B_g c_g)^{z+1/2}} - \frac{\sum_{i=1}^n \alpha_{\text{conv}i}^{z+1/2} \left(1 - \frac{t_{\text{biomasi}}}{t_g} \right)^{z+1/2} \left(\frac{6\beta_i}{\delta_i} \right)^{z+1/2} V_{\text{konus}}}{(B_g c_g)^{z+1/2}} - \right. \\ \left. - \frac{\left(\sum_{i=1}^n (k_{1i} + k_{2i} + k_{3i}) \rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} \beta_i \right)^{z+1/2} \left(c_g - c_{\text{biomasi}} \frac{t_{\text{biomasi}}}{t_g} \right)^{z+1/2} V_{\text{konus}}}{(B_g c_g)^{z+1/2}} - \ln \left(\frac{B_g^{z+1}}{B_g^z} \right) - \ln \left(\frac{c_g^{z+1}}{c_g^z} \right) \right\}. \quad (11) \end{aligned}$$

$$t_{\text{biomasi}}^{z+1} = t_{\text{biomasi}}^z \exp \left\{ \left[\alpha_{\text{conv}i}^{z+1/2} \left(\frac{t_g}{t_{\text{biomasi}}} - 1 \right)^{z+1/2} \left(\frac{6\beta_i}{\delta_i} \right)^{z+1/2} + \frac{Q_{\text{rad}}^{z+1/2}}{t_{\text{biomasi}}^{z+1/2}} \right] \frac{V_{\text{konus}}}{(B_{\text{biomasi}} c_{\text{biomasi}})^{z+1/2}} - \right.$$

$$- \ln \left(\frac{B_{\text{biomasi}}^{z+1}}{B_{\text{biomasi}}^z} \right) - \ln \left(\frac{C_{\text{biomasi}}^{z+1}}{C_{\text{biomasi}}^z} \right) \Bigg\}, \quad (12)$$

де

$$A_1 = (\rho_g u_g^2 f_{\text{pir}})^z - \left[\sum_{i=1}^n F_{a, \text{biomasi}}^{z+1/2} - \frac{P_g^z}{\Delta z} \right] V_{\text{konus}},$$

$$A_2 = (\rho_g u_g f_{\text{pir}})^z + \left[\sum_{i=1}^n k_{\text{li}} \rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} \beta_i + k_4 \rho_{\text{tar}} \right]^{z+1/2} V_{\text{konus}}. \quad (13)$$

Розглянемо ще один спосіб апроксимації рівняння кількості руху піролізного газу (6). Труднощі розрахунку поля швидкості несучого середовища пов'язані з невідомим полем тиску. Градієнт тиску, що стоїть у правій частині рівняння (6) і є джерельним членом цього

рівняння, не має при цьому явного рівняння для визначення величини P_g . Тут поле тиску визначається в такий спосіб. З рівняння нерозривності газу визначається щільність газу:

$$\rho_g^{z+1} = \rho_g^z + \frac{\left[\sum_{i=1}^n k_{\text{li}} \rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} \beta_i + k_4 \rho_{\text{tar}} \right]^{z+1/2} V_{\text{konus}}}{(u_g f_{\text{pir}})^{z+1/2}} - \frac{\rho_g^{z+1/2}}{(u_g f_{\text{pir}})^{z+1/2}} ((u_g f_{\text{pir}})^{z+1} - (u_g f_{\text{pir}})^z). \quad (14)$$

Оскільки ми розглядаємо течію стисливого газу, його тиск можна визначити з рівняння стану газової суміші:

$$P_g^{z+1} = \rho_g^{z+1} R_g T_g^{z+1} \sum_{i=1}^m \frac{r_i}{\mu_i}, \quad (15)$$

після чого необхідно розрахувати перепад тиску

$$\Delta P_g = P_g^{z+1} - P_g^z. \quad (16)$$

Підставляючи обчислене значення ΔP_g у рівняння (17), отримане з дискретного аналога рівняння (6), визначаємо швидкість газу:

$$u_g^{z+1} = u_g^z - \frac{\Delta P_g}{\Delta z} \frac{V_{\text{konus}}}{(\rho_g u_g f_{\text{pir}})^{z+1/2}} - \frac{\sum_{i=1}^n F_{a, \text{biomasi}}^{z+1/2} V_{\text{konus}}}{(\rho_g u_g f_{\text{pir}})^{z+1/2}} - \frac{\left[\sum_{i=1}^n k_{\text{li}} \rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} \beta_i + k_4 \rho_{\text{tar}} \right]^{z+1/2} V_{\text{konus}}}{(\rho_g f_{\text{pir}})^{z+1/2}} \quad (17)$$

і порівнюємо його зі значенням, отриманим на попередній ітерації. Значення u_g^{z+1} , отримане на першій ітерації, по-

рівнюється зі значенням швидкості газу $u_{g, \text{пред}}^{z+1}$, що визначається з дискретного аналога рівняння (6) за умови $\Delta P_g = 0$:

$$u_{g, \text{пред}}^{z+1} = u_{g, \text{пред}}^z - \frac{\sum_{i=1}^n F_{a, \text{biomasi}}^{z+1/2} V_{\text{konus}}}{(\rho_g u_g f_{\text{pir}})^{z+1/2}} - \frac{\left[\sum_{i=1}^n k_{\text{li}} \rho_{\text{biomasi}}^{\text{out}} \beta_i + k_4 \rho_{\text{tar}} \right]^{z+1/2} V_{\text{konus}}}{(\rho_g f_{\text{pir}})^{z+1/2}}. \quad (18)$$

Таким чином, на кожному кроці інтегрування з використанням ітераційного процесу, що містить у собі рівняння (14)–(17) з урахуванням виразу (18), розраховують значення u_g^{z+1} і P_g^{z+1} . Запропонований метод обчислення величин u_g^{z+1} і P_g^{z+1} є стійким і має гарну збіжність ітераційних параметрів процесу.

Постановка задачі. Обговоримо результати розрахунків піролізу полідисперсного ансамблю частинок біомаси у висхідному високотемпературному потоці піролізного газу в пілотній установці за таких початкових умов: $D_{\text{пир1}} = 0,2$ м, $H_{\text{пир1}} = 0,35$ м, $u_{g0} = 6,2$ м/с, $t_g = 800$ °С, $t_w = 950$ °С, $B_{\text{biomas0}}/B_{g0} = 0,4$. Об'ємні частки газових компонентів піролізного газу (середовище, що несе): $\text{CO}_2 = 11,2$ %, $\text{CO} = 38,56$ %, $\text{H}_2 = 26,9$ %, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 22,76$ %, $\text{N}_2 = 0,32$ % і $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} = 0,31$ %. Витрати компонентів піролізного газу:

$B_{g0} = 0,04571$ кг/с, $B_{\text{CO0}} = 0,023874$ кг/с, $B_{\text{CO}_2 0} = 0,010873$ кг/с, $B_{\text{H}_2 0} = 0,0011856$ кг/с, $B_{\text{C}_{1,16}\text{H}_4 0} = 0,009$ кг/с, $B_{\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} 0} = 0,00056$ кг/с; $\rho_{p0} = 806,6$ кг/м³ (на суху масу), $\rho_{g0} = 0,2348$, $P_g = 1$ атм. Діаметри фракцій: $\delta_{01} = 0,9$ мм, $\delta_{02} = 1$ мм, $\delta_{03} = 0,95$ мм. Витрати фракцій: $B_{p, \text{frak10}} = B_{p, \text{frak20}} = B_{p, \text{frak30}} = 0,00603349$ кг/с. Температури фракцій: $t_{\text{biomas10}} = t_{\text{biomas20}} = t_{\text{biomas30}} = 30$ °С. Швидкості фракцій (швидкості витання): $u_{\text{biomas10}} = 1,142$ м/с, $u_{\text{biomas20}} = 0,5$ м/с, $u_{\text{biomas30}} = 0,82$ м/с. Склад легкого газу (у масових частках): $\text{CO} = 0,464$, $\text{CO}_2 = 0,101$, $\text{H}_2 = 0,01$, $\text{H}_2\text{O} = 0,23$, $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} = 0,058$ і $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 0,137$ [17]. Константи швидкостей первинних реакцій – $k_1 - k_3$ і вторинних реакцій – $k_4 - k_5$ обчислюються згідно з (20) з [16]. Варіанти 1–3 відрізняються один від одного кутом нахилу

усіченого конуса (див. рис. 1): $\alpha_I = 0$, $D_{nip2,I} = 0,2$ м; $\alpha_{II} = 20^\circ$, $D_{nip2,II} = 0,34$ м, $H_{nip2,II} = 0,2$ м; $\alpha_{III} = 30^\circ$, $D_{nip2,III} = 0,34$ м, $H_{nip2,III} = 0,15$ м і висотою піролізера: $H_{nip1} = 5$ м, $H_{nipII} = 3,2$ м і $H_{nipIII} = 3$ м. Як паливо використовувалася біомаса марки Bagasse, елементарний склад якої наведено в роботі [17].

Аналіз числових результатів. На розгінній ділянці $0 < z \leq 0,35$ м (див. рис. 1) відбувається прогрівання першої фракції частинок Bagasse до температури 226°C , другої фракції – 340°C і третьої фракції – 265°C (рис. 2). На перехідній розширювальній ділянці $0,35 < z \leq 0,5$ – $0,6$ м температури другої, третьої та першої фракцій різко зростають і досягають максимальних значень за $z = 0,4$ м, $z = 0,5$ м та $z = 0,6$ м, відповідно (рис. 2, c). Це пов'язано з інтенсивним виходом активної частини біомаси з кожної фракції частинок Bagasse, внаслідок чого значення щільності починає різко зменшуватися і в точках $z = 0,4$ м, $z = 0,5$ м, $z = 0,6$ м, де температури фракцій, що розглядаються, досягають максимальних значень, щільності активної частини біомаси, що виходить з частинок – $\rho_{biomas1}^{out} = \rho_{biomas2}^{out} = \rho_{biomas3}^{out} = 0$ (рис. 3, c). Зменшення щільності частинок Bagasse призводить до різкого падіння витрати фракцій з $0,006$ до $0,002$ кг/с на ділянці $0,35 < z \leq 0,65$ м, при цьому швидкості полідисперсної фази зростають з $0,53$ – $0,65$ до $1,39$ – $1,83$ м/с (рис. 4, b і рис. 5, b), хоча швидкість газу на цій ділянці зменшується з $5,94$ до 2 м/с (крива 2 на рис. 6, b). З іншого боку, збільшення температури частинок Bagasse, що відбувається під впливом конвективного теплообміну між

газом і частинками (рис. 7, d) і променистого теплообміну між стінкою піролізера і частинками (рис. 7, b). Після досягнення максимальної температури частинок $\delta_{02} = 1$ мм в точці $z = 0,45$ м температурний напір $t_w - t_{biomas2}$ наближається до нуля, внаслідок чого промениста складова теплообміну в цій точці також буде наближатися до нуля (крива 2 на рис. 7, b). Тут конвективна складова теплообміну на ділянці $z > 0,4$ м набуває від'ємних значень через $t_g < t_{biomas2}$ (крива 2 на рис. 7, d). Температура середовища транспортування формується під впливом конвективного теплообміну між піролізним газом і полідисперсним ансамблем частинок

$$\sum_{i=1}^n \alpha_{conv,i} (t_g - t_{biomas,i}) \frac{6\beta_i V_{konus}}{\delta_i dz} \quad (\text{рис. 7, d}), \text{ конвекти-}$$

вного теплообміну між огорожувальною поверхнею піролізера та піролізним газом $\alpha_{conv,w} (t_w - t_g) \pi D_z$ і передавання тепла від несучого потоку до активної частини біомаси, що вийшла з фракцій (див. (8)). На перехідній розширеній ділянці температура піролізного газу зменшується з 740 до 695°C через зростання перерізу піролізера в зоні (крива 2 на рис. 8, b). У зоні $z > 0,4$ м конвективна складова теплообміну стає від'ємною ($t_{biomas} > t_g$) (крива 2 на рис. 7, b), і ентальпія середовища транспортування перевершує ентальпію активної частини біомаси, внаслідок чого значення t_g починає зростати (див. третій член рівняння (8)), тому швидкість газу на цій ділянці зростає. Крім того, вихід піролізного газу з частинок підвищує загальну витрату газової суміші, що також сприяє зростанню швидкості газу.

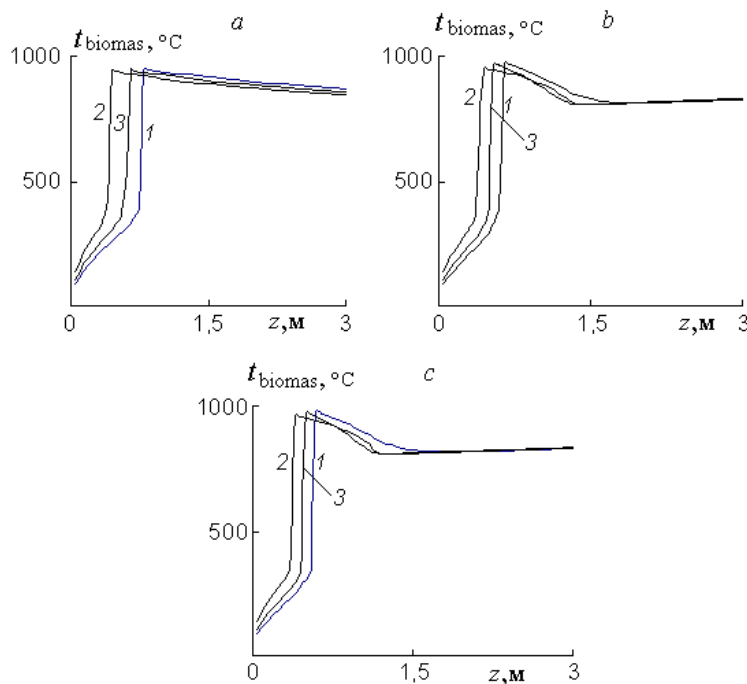


Рис. 2. Розподіл температури полідисперсного ансамблю частинок за висотою піролізера для варіантів I (a), II (b) і III (c) залежно від діаметра, δ , мм: 1 – 0,9; 2 – 1; 3 – 0,95

Fig. 2. Temperature distribution of polydisperse particle ensemble over pyrolyzer height for variants I (a), II (b) and III (c) depending on the diameter, δ , mm: 1 – 0,9; 2 – 1; 3 – 0,95

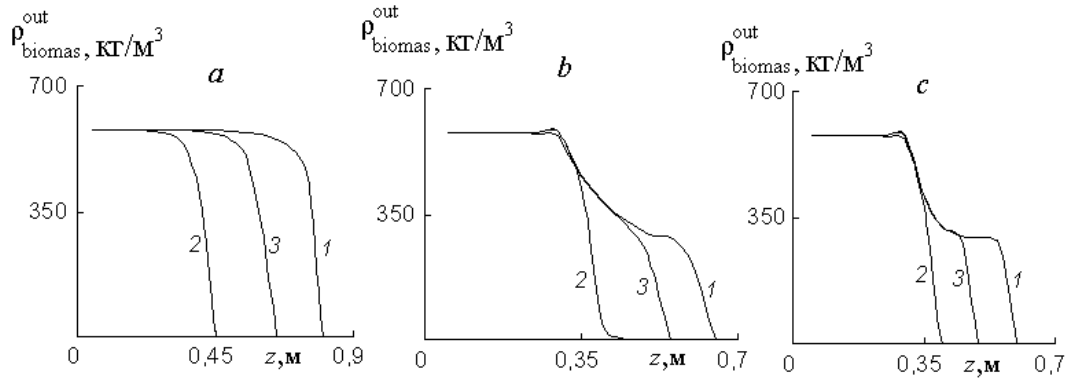


Рис. 3. Розподіл щільності активної частини біомаси за висотою піролізера для варіантів I (a), II (b) і III (c) залежно від діаметра, δ , мм: 1 – 0,9; 2 – 1; 3 – 0,95

Fig. 3. Distribution of the biomass active part density over pyrolyzer height for variants I (a), II (b) and III (c) depending on the diameter, δ , mm: 1 – 0,9; 2 – 1; 3 – 0,95

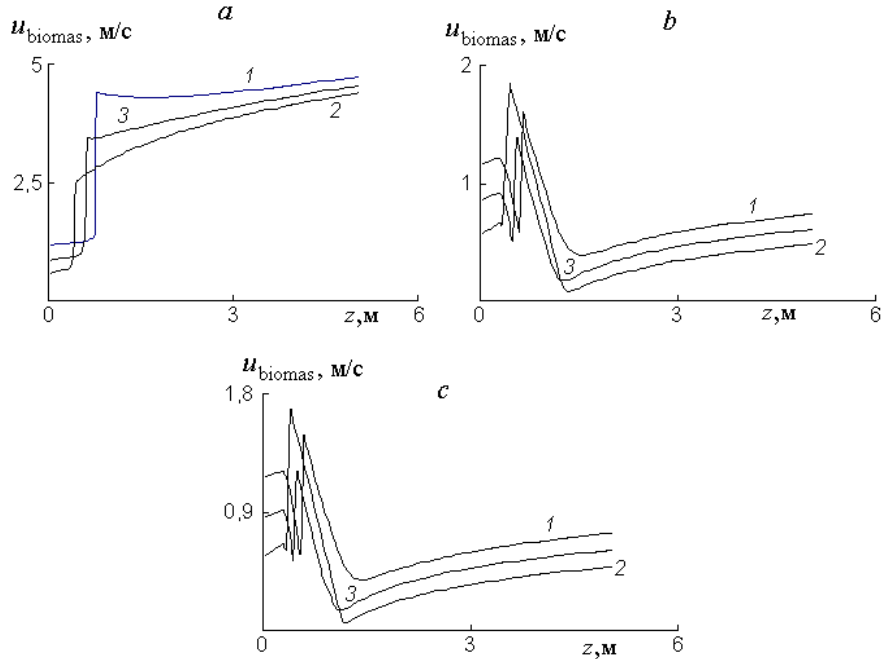


Рис. 4. Розподіл швидкостей полідисперсного ансамблю частинок за висотою піролізера для варіантів I (a), II (b) і III (c) залежно від діаметра, δ , мм: 1 – 0,9; 2 – 1; 3 – 0,95

Fig. 4. Velocity distribution of the polydisperse particle ensemble over pyrolyzer height for variants I (a), II (b) and III (c) depending on the diameter, δ , mm: 1 – 0,9; 2 – 1; 3 – 0,95

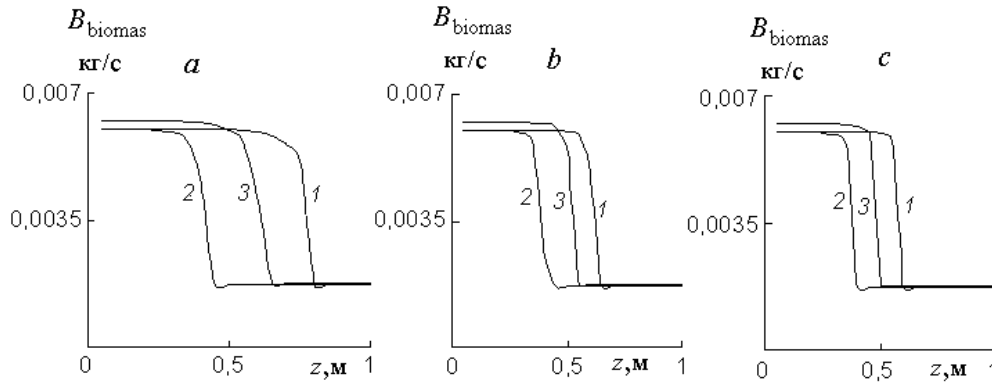


Рис. 5. Розподіл витрат полідисперсного ансамблю частинок за висотою піролізера для варіантів I (a), II (b) і III (c) залежно від діаметра, δ , мм: 1 – 0,9; 2 – 1; 3 – 0,95

Fig. 5. Flow rate distribution of the polydisperse particle ensemble over pyrolyzer height for variants I (a), II (b) and III (c) depending on the diameter, δ , mm: 1 – 0,9; 2 – 1; 3 – 0,95

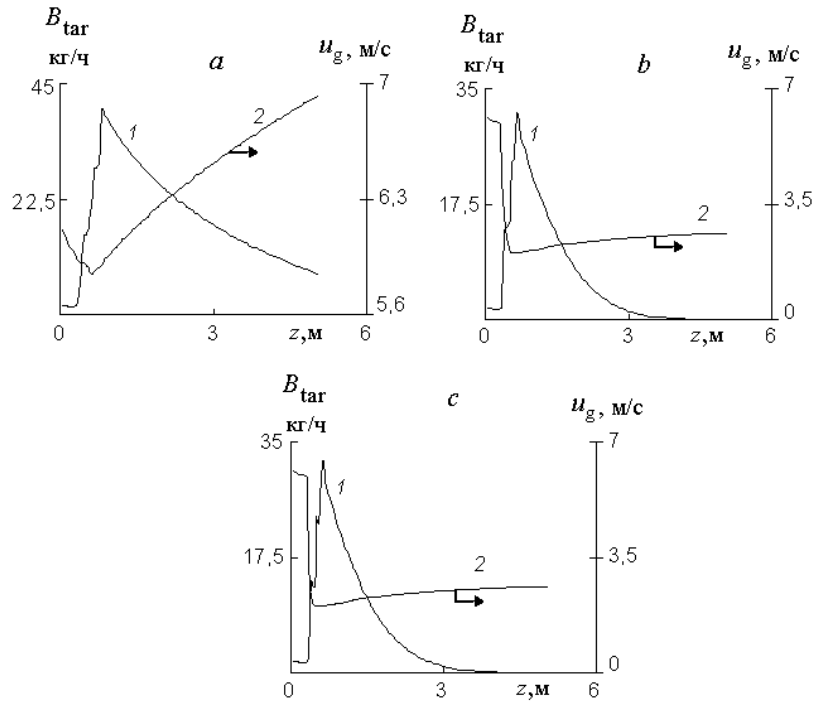


Рис. 6. Розподіл витрати смоли й швидкості піролізного газу за висотою піролізера для варіантів I (a), II (b) і III (c): 1 – B_{tar} ; 2 – u_g

Fig. 6. Distribution of tar (liquid phase) flow rate and pyrolysis gas velocity over pyrolyzer height for variants I (a), II (b) and III (c): 1 – B_{tar} ; 2 – u_g

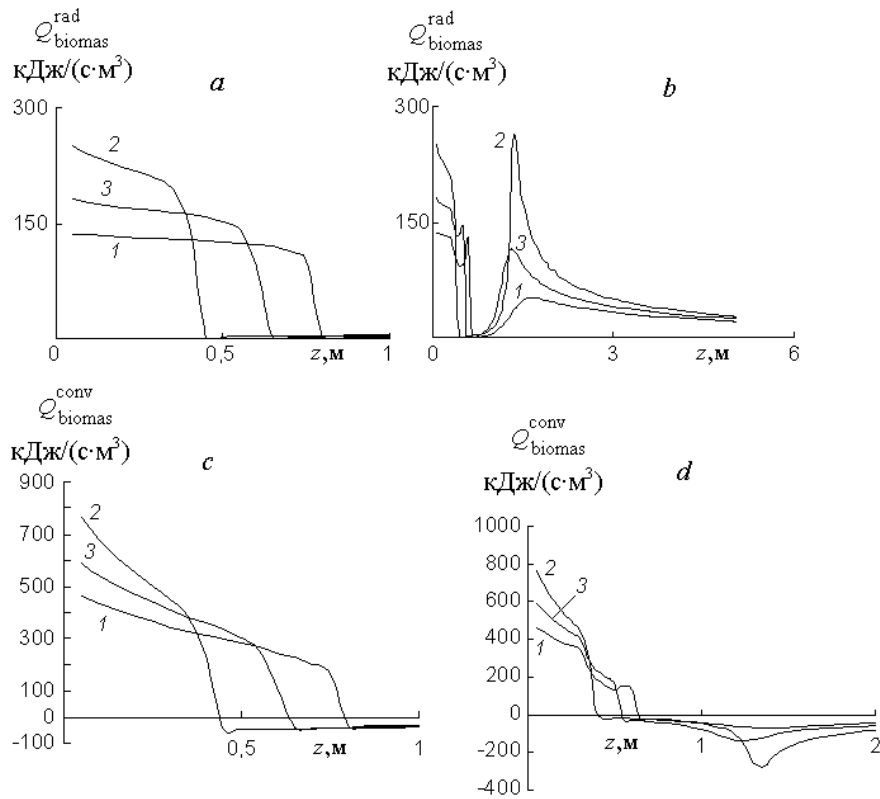


Рис. 7. Розподіл радіаційного та конвективного тепла за висотою піролізера для варіантів I (a, c) і II (b, d) залежно від діаметра: 1 – 0,9; 2 – 1; 3 – 0,95

Fig. 7. Radiative and convective heat distribution over pyrolyzer height for variants I (a) and II (b, d) depending on the diameter: δ , mm: 1 – 0,9; 2 – 1; 3 – 0,95

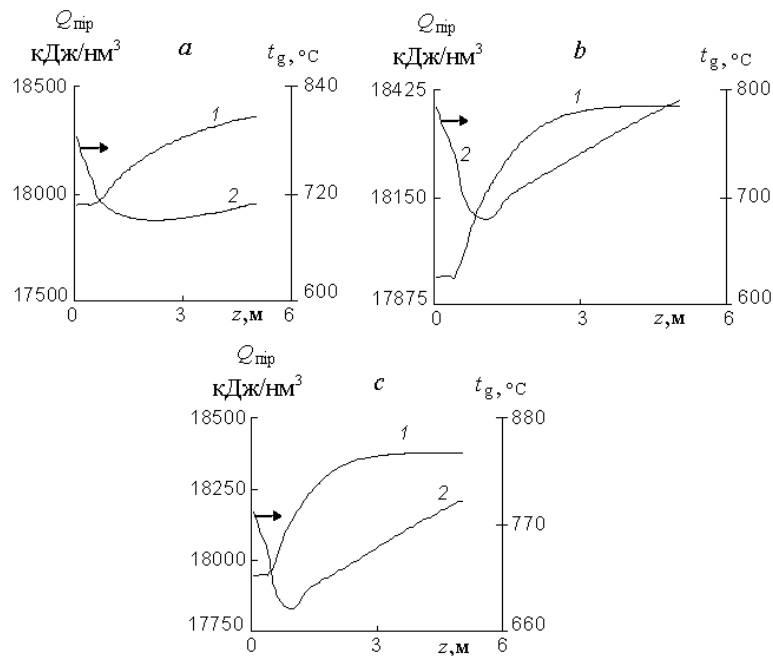


Рис. 8. Розподіл теплотворної здатності й температури піролізного газу за висотою піролізера для варіантів I (a), II (b) і III (c): 1 – $Q_{\text{пир}}$; 2 – t_g

Fig. 8. Distribution of calorific value and pyrolysis gas temperature over pyrolyzer height for the variants I (a), II (b) and III (c): 1 – $Q_{\text{пир}}$; 2 – t_g

Як зазначалося раніше, ділянка розширення, де діаметр піролізера зростає від $D_{\text{пир1,II}} = 0,2$ м до $D_{\text{пир2,II}} = 0,34$ м, призначена для того, щоб підвищити час перебування смоли в піролізері, тим самим зменшити його висоту. У варіанті I розширювальна ділянка відсутня ($\alpha_I = 0$). В інтервалі $0,35 < z \leq 0,8$ м функція $B_{\text{тар}}(z)$ досягає максимального значення – 40,3 кг/год (крива 1 на рис. 6, a). Тут швидкість генерації смоли через первинні реакції розкладання активної частини біомаси превалює над дисипативними процесами (крекінг смоли).

У діапазоні $0,8 < z \leq 5$ м відбувається перетворення смоли на легкий газ за рахунок крекінг процесу. Тут швидкість виробництва легкого газу перевершує швидкість генерації смоли. За такої конструкції піролізера ($\alpha_I = 0$) не вдається повністю перетворити смолу на легкий газ. На виході з піролізера залишається 8 кг/год смоли (крива 1 на рис. 6, a). На відміну від варіанта I, у варіанті II присутня розширювальна ділянка ($\alpha_{II} = 20^\circ$, тому тут відбувається практично повне перетворення смоли на легкий газ у діапазоні $0,35 < z \leq 3,8$ м (крива 1 на рис. 6, b). У такий спосіб вдається скоротити висоту піролізера на 1,2 м порівняно з першим варіантом. У разі задання кута розширення $\alpha_{III} = 30^\circ$ діапазон практично повного перетворення смоли на легкий газ звужується – $0,35 < z \leq 3$ м. На виході з піролізера залишається 0,93 кг/год смоли.

Вихід піролізного газу з частинок біомаси незначно підвищує витрати компонентів піролізного газу по висоті піролізера (рис. 9). На виході з піролізера в газі присутня незначна кількість вологи: $B_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0025$ кг/с і $r_{\text{H}_2\text{O}} = 4,4\%$ (рис. 9, b; рис. 10, b).

На рис. 11, a видно, що вихід первинного піролізного газу (варіант I) відбувається у два етапи, про що свідчать два характерні піки кривих 1 і 2, які розташовані

на відстані $\Delta z = 0,2$ м один від одного. Значення піків CO_2 і H_2O в точці $z = 0,4$ м рівні і становлять $0,053$ кг/(с·м³), а в точці $z = 0,6$ м – $0,0726$ кг/(с·м³). Якщо відношення піків кривої 1 (або 2) у точках $z = 0,4$ м і $z = 0,6$ м дорівнює 1,37 (варіант I), то у варіанті II співвідношення максимальних значень кривої 1 (або 2) у точках $z = 0,5$ м і $z = 0,4$ м дорівнює 0,158.

Якщо максимальні значення функції $G_{\text{CO}_2\text{I}}(z = 0,6 \text{ м}) = 0,0726$ кг/(с·м³) (рис. 11, a) і $G_{\text{CO}_2\text{II}}(z = 0,4 \text{ м}) = 0,0888$ кг/(с·м³) (рис. 11, b) близькі, то значення питомих витрат газових компонентів G_{CO} , $G_{\text{C}_{1,16}\text{H}_4}$ і G_{H_2} і у варіанті II значно більші, ніж у варіанті I: $G_{\text{COI}}(z = 0,6 \text{ м}) = 0,044 < G_{\text{COII}}(z = 0,4 \text{ м}) = 0,199$ кг/(с·м³), $G_{\text{C}_{1,16}\text{H}_4\text{I}}(z = 0,6 \text{ м}) = 0,013 < G_{\text{C}_{1,16}\text{H}_4\text{II}}(z = 0,4 \text{ м}) = 0,069$ кг/(с·м³) (рис. 11). Звідси випливає, що у варіанті II вихід первинного піролізного газу відбувається практично в один етап у точці $z = 0,4$ м. Поведінку кривих 1 і 2 (див. рис. 11) можна пояснити, виходячи з таких міркувань. У варіанті II вихід активної частини біомаси з трьох фракцій відбувається одночасно в точці $z = 0,35$ м (див. рис. 3, b) на початку зони розширення, де спостерігається різке гальмування газодисперсного потоку (крива 2 на рис. 6, b; рис. 4, b). Перший максимум кривої 1 (або 2 на рис. 11, b) у точці $z = 0,4$ м формується за рахунок повного виходу другої фракції частинок і часткових виходів першої й третьої фракцій. Другий максимум кривої 1 у точці $z = 0,5$ м пов'язаний з виходом решти третьої фракції. Третій пік у точці $z = 0,6$ м зумовлений виходом решти першої фракції частинок. У варіанті I немає зони розширення, тому виходи активної частини біомаси для

кожної фракції рознесені по висоті, про що свідчить рис. 3, а. Перший пік кривої 1 (або 2 на рис. 11, а) у точці

$z = 0,4$ м зумовлений виходом другої фракції частинок, другий пік у точці $z = 0,6$ м – першої та третьої фракцій.

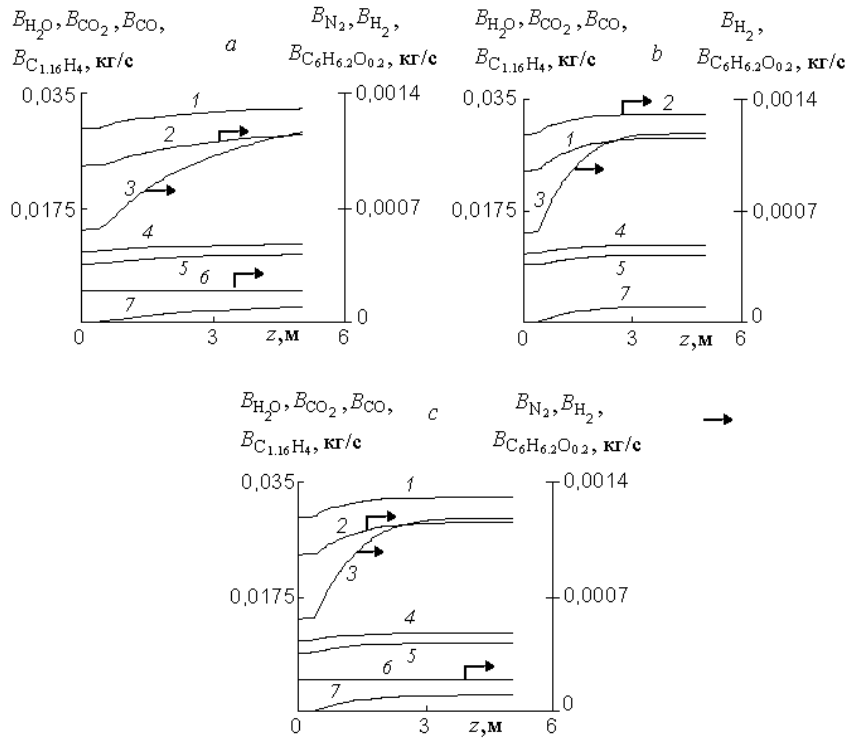


Рис. 9. Розподіл витрат компонентів піролізного газу за висотою піролізера для варіантів I (а), II (b) і III (c): 1 – B_{CO} ; 2 – B_{H_2} ; 3 – $B_{C_6H_6.2O_{0.2}}$; 4 – B_{CO_2} ; 5 – $B_{C_{1.16}H_4}$; 6 – B_{N_2} ; 7 – B_{H_2O}

Fig. 9. Distribution of pyrolysis gas component flow rates over pyrolyzer height for variants I (a), II (b) and III (c): 1 – B_{CO} ; 2 – B_{H_2} ; 3 – $B_{C_6H_6.2O_{0.2}}$; 4 – B_{CO_2} ; 5 – $B_{C_{1.16}H_4}$; 6 – B_{N_2} ; 7 – B_{H_2O}

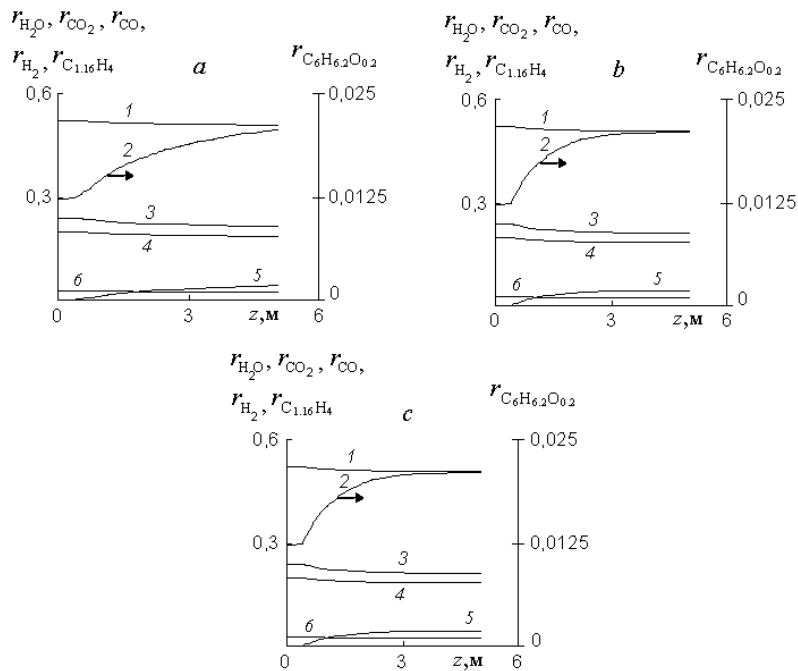


Рис. 10. Розподіл масових часток компонентів піролізного газу за висотою піролізера для варіантів I (а), II (b) і III (c): 1 – r_{CO} ; 2 – $r_{C_6H_6.2O_{0.2}}$; 3 – r_{CO_2} ; 4 – $r_{C_{1.16}H_4}$; 5 – r_{H_2O} ; 6 – r_{H_2}

Fig. 10. Mass fractions distribution of pyrolysis gas components over pyrolyzer height for variants I (a), II (b) and III (c): 1 – r_{CO} ; 2 – $r_{C_6H_6.2O_{0.2}}$; 3 – r_{CO_2} ; 4 – $r_{C_{1.16}H_4}$; 5 – r_{H_2O} ; 6 – r_{H_2}

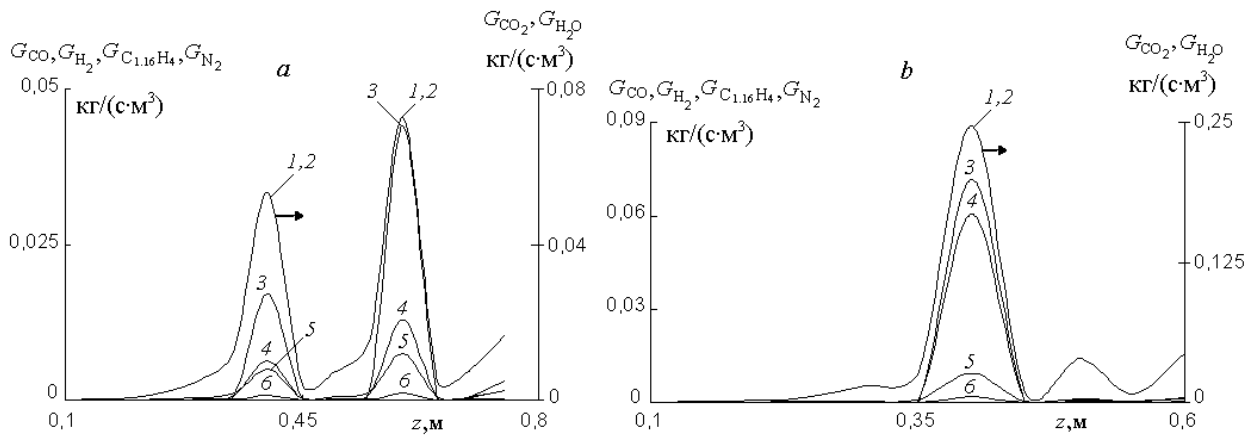


Рис. 11. Розподіл питомих витрат газових компонентів первинного піролізного газу за висотою піролізера для варіантів I (a) і II (b): 1 – G_{H_2O} ; 2 – G_{CO_2} ; 3 – G_{CO} ; 4 – $G_{C_{1,16}H_4}$; 5 – G_{H_2} ; 6 – G_{N_2}

Fig. 11. Distribution of specific flow rates of gas components of primary pyrolysis gas by pyrolyzer height for variants I (a) і II (b): 1 – G_{H_2O} ; 2 – G_{CO_2} ; 3 – G_{CO} ; 4 – $G_{C_{1,16}H_4}$; 5 – G_{H_2} ; 6 – G_{N_2}

Висновки.

- Запропоновано оригінальний спосіб швидкого піролізу дрібнодисперсних частинок біомаси у висхідному високотемпературному потоці піролізного газу, що рециркулює.
- На виході з піролізера отримують такий склад змішаного (первинний + вторинний) середньокалорійного піролізного газу (в масових частках): $CO_2 = 21,23\%$, $CO = 51\%$, $H_2 = 2,31\%$, $H_2O = 4,41\%$, $C_{1,16}H_4 = 18,54\%$ і $C_6H_{6,2}O_{0,2} = 2,1\%$ з теплотворною здатністю $18\,383,2$ кДж/нм³.
- Отриманий середньокалорійний піролізний газ дозволяє частково витіснити природний газ з малої енергетики та хімічної промисловості. Піролізний газ може бути використаний у когенераційних установках фірм Innio Jenbacher GmbH (які закупає Україна) та Tessari, взамін природного газу. Це забезпечить істотну економію природного газу.
- Побудовано модель піролізу полідисперсного ансамблю частинок біомаси у висхідному високотемпературному потоці піролізного газу. Модель включає в себе променистий і конвективний теплообмін частинок зі стінкою піролізера і газом, теплообмін зі стінкою і піролізним газом, сили опору і тяжіння, кінетику реакцій термолізу: три паралельні реакції розкладання активної частини біомаси на первинний піролізний газ, смолу та char і вторинні реакції перетворення смоли на легкий газ і char.
- Виведено аналітичні вирази для швидкості газу, температур фаз, щільності й тиску газу, які можуть бути використані на кожному кроці інтегрування системи рівнянь, що описують процес піролізу у висхідному газодисперсному потоці. Розроблено ітераційний цикл, призначений для обчислення перепаду тиску піролізного газу на кожному кроці інтегрування.
- Розглядалися дві конструкції піролізера, що працюють у режимі пневмотранспорту. Перша з них являє собою циліндричну трубу діаметром $0,2$ м, друга має перехідну ділянку розширення, де діаметр піролізера

зростає від $D_{\text{пір1,III}} = 0,2$ м до $D_{\text{пір2,III}} = 0,34$ м. Ця ділянка призначена для підвищення часу перебування смоли в піролізері. У першій конструкції процес крекінгу смоли відбувався на ділянці $0,8 < z \leq 5$ м. На виході з піролізера з $40,3$ кг/год смоли залишалося 8 кг/год. У другій конструкції ($\alpha_{\text{III}} = 30^\circ$) крекінг смоли відбувався на ділянці $0,35 < z \leq 3$ м і на виході з піролізера залишалося $0,93$ кг/год, тобто $0,98\%$ від максимальної витрати смоли, що дало змогу скоротити висоту піролізера на 2 м порівняно з першою конструкцією. Подальше збільшення значення кута не є ефективним рішенням, тому оптимальний кут нахилу становить $20\text{--}30^\circ$.

Позначення

α – ступінь чорноти; B – витрата, кг/год (кг/с); c – теплоємність, кДж/(кг·К); D – діаметр апарата, м; F – сила, Н/м³; f – переріз, м²; g – прискорення вільного падіння, м/с²; H – висота, м; $k_1 - k_3$ – константи швидкостей первинних реакцій, с⁻¹; $k_4 - k_5$ – константи швидкостей вторинних реакцій, с⁻¹; n – число фракцій; P – тиск, Н/м²; Q – теплотворна здатність, кДж/нм³ або тепловий потік, кДж/(с·м³); r – масова частка газових компонентів; R_g – універсальна газова стала, кДж/(кмоль·К); T – температура, К; t – температура, °С; u – швидкість, м/с; V – об'єм, м³; z – аксіальна координата, м; α – коефіцієнт конвективного теплообміну, кДж/(с·м²·К) або кут нахилу, °; β – істинна об'ємна концентрація частинок; δ – діаметр частинки, м; μ – молекулярна маса, кг/кмоль; ρ – щільність, кг/м³; σ_0 – константа Стефана-Больцмана, кДж/(с·м²·К⁴); Δ – приріст функції. Індекси: a – сила аеродинамічного опору частинки; $biomas$ – біомаса; $C_6H_{6,2}O_{0,2}$ – формула смоли; $char$ – сажистий вуглець; $conv$ – конвективний; g – газ; $konus$ – конус; out – вихід; p – частинка; rad – променистий; tar – смола; w – стінка; $пір$ – піролізер; $пред$ – передцикловий; 0 – початкове значення параметра; I–III – варіанти розрахунку; 1 – розгінна ділянка; 2 – розширена ділянка; $i = 1\text{--}3$ номери фракцій.

ПОСИЛАННЯ

1. H. Ritchie, R. Max. Renewable Energy. 2020. Our-WorldInData.org. <https://ourworldindata.org/renewable-energy>.
2. Energy Fact book 2021-2022. Ministry of Natural Resources. Canada, 2021. https://www.nrcan.gc.ca/sites/nrcan/files/energy/energy_fact/2021-2022/PDF/2021_Energy-factbook_december23_EN_accessible.pdf.
3. REN21, Renewables 2021 Global Status Report. REN21 Secretariat. Paris, 2021. https://www.ren21.net/wpcontent/uploads/2019/05/GSR2021_Full_Report.pdf.
4. V. Singh, M. Zhao, P. S. Fennell, N. Shah, E. J. Anthony. Progress in biofuel production from gasification. *Prog. Energy Combust. Sci.* 2017. Vol. 61. Pp. 189–248. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2017.04.001>.
5. Y. Sorunmu, P. Billen, S. Spatari. A review of thermochemical upgrading of pyrolysis bio-oil: techno-economic analysis, life cycle assessment, and technology readiness. *Glob. Chang. Energy Bioenergy*. 2019. Pp. 1–15. <https://doi.org/10.1111/gcbb.12658>.
6. D. Meier, B. B. Van De, A. V. Bridgwater, D. C. Elliott, A. Oasmaa, F. Preto. State-of-the-art of fast pyrolysis in IEA bioenergy member countries. *Renew. Sust. Energ. Rev.* 2013. Vol. 20. Pp. 619–641. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.11.061>.
7. A. Hlavsova', A. Corsaro, H. Raclavska', D. Juchelkova', H. Škroba'nkova', J. Frydrych. Syngas production from pyrolysis of nine composts obtained from nonhybrid and hybrid perennial grasses. *Sci. World J.* 2014. <https://doi.org/10.1155/2014/723092>.
8. B. Dai, W. Zhu, L. Mu, X. Guo, H. Qian, X. Liang, et al., Effect of the composition of biomass on the quality of syngas produced from thermochemical conversion based on thermochemical data prediction. *Energy Fuel*. 2019. Vol. 33. Pp. 5253–5262, <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.9b00106>.
9. M. I. Jahirul, M. G. Rasul, A. A. Chowdhury, N. Ashwath. Biofuels production through biomass pyrolysis — a technological review. *Energies*. 2012. Pp. 4952–5001. <https://doi.org/10.3390/en5124952>.
10. J. N. Brown. Development of a lab-scale auger reactor for biomass fast pyrolysis and process optimization using response surface methodology. PhD thesis. Iowa State University, 2009.
11. V. Lakshman, P. Brassard, L. Hamelin, V. Raghavan, S. Godbout. Pyrolysis of Miscanthus: developing the mass balance of a biorefinery through experimental tests in an auger reactor. *Bioresour. Technol. Reports*. 2021. Vol. 14. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2021.100687>.
12. L. Tang, H. Huang. Plasma pyrolysis of biomass for production of syngas and carbon adsorbent. *Energy Fuels*. 2005. Vol. 19. Pp. 1174–1178. <https://doi.org/10.1021/ef049835b>.
13. R. Gautam, S. Shyam, B. R. Reddy, K. Govindaraju, R. Vinu. Microwave-assisted pyrolysis and analytical fast pyrolysis of macroalgae: product analysis and effect of heating mechanism. *Sustain Energy Fuels*. 2019. Vol. 3. Pp. 3009–3020. <https://doi.org/10.1039/c9se00162j>.
14. A. M. C. Janse, W. Prins, W.P.M. van Swaaij. Development of a small integrated pilot Plant for Flash Pyrolysis of biomass. *Dev. Thermochem. Biomass Convers.* 1997. Pp. 368–377. https://doi.org/10.1007/978-94-009-1559-6_29.
15. A. Raquel, E. Guedes, A. S. Luna, A. R. Torres. Operating parameters for bio-oil production in biomass pyrolysis: a review. *J. Anal. Appl. Pyrolysis*. 2017. Vol. 129. Pp. 134–149. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2017.11.019>.
16. Рохман Б. Б., Кобзар С. Г. Конструктивні особливості дослідної установки та числові дослідження процесу термохімічної переробки біомаси. Ч. 1. Опис реактора та моделювання робочого процесу. *Відновлювана енергетика*. 2024. № 2. С. 123–136.
17. 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.
18. Рохман Б. Б., Кобзар С. Г. Конструктивні особливості дослідної установки та числові дослідження процесу термохімічної переробки біомаси. Ч. 3. Вплив теплоємності та теплового ефекту терморозпаду на швидкість прогрівання шару частинок Wood Birch. *Відновлювана енергетика*. 2024. № 4. С. 119–134.
19. Рохман Б. Б., Кобзар С. Г. Конструктивні особливості дослідної установки та числові дослідження процесу термохімічної переробки біомаси. Ч. 4. Результати розрахунків електронагрівачів та процесу газифікації коксозольного залишку. 2025. № 1. С. 133–147.

REFERENCES

1. H. Ritchie, R. Max. Renewable Energy. 2020. Our-WorldInData.org. <https://ourworldindata.org/renewable-energy>.
2. Energy Fact book 2021-2022. Ministry of Natural Resources. Canada, 2021. https://www.nrcan.gc.ca/sites/nrcan/files/energy/energy_fact/2021-2022/PDF/2021_Energy-factbook_december23_EN_accessible.pdf.
3. REN21, Renewables 2021 Global Status Report. REN21 Secretariat. Paris, 2021. https://www.ren21.net/wpcontent/uploads/2019/05/GSR2021_Full_Report.pdf.

1. V. Singh, M. Zhao, P.S. Fennell, N. Shah, E. J. Anthony. Progress in biofuel production from gasification. *Prog. Energy Combust. Sci.* 2017. Vol. 61. Pp. 189–248. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2017.04.001.5>. Y. Sorunmu, P. Billen, S. Spatari. A review of thermochemical upgrading of pyrolysis bio-oil: technoeconomic analysis, life cycle assessment, and technology readiness. *Glob. Chang. Energy Bioenergy*. 2019. Pp. 1–15. <https://doi.org/10.1111/gcbb.12658>.
4. D. Meier, B. B. Van De, A. V. Bridgwater, D. C. Elliott, A. Oasmaa, F. Preto. State-of-the-art of fast pyrolysis in IEA bioenergy member countries. *Renew. Sust. Energ. Rev.* 2013. Vol. 20. Pp. 619–641. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.11.061>.
5. A. Hlavsova', A. Corsaro, H. Raclavska', D. Juchelkova', H. S'kroba'nkova', J. Frydrych. Syngas production from pyrolysis of nine composts obtained from nonhybrid and hybrid perennial grasses. *Sci. World J.* 2014. <https://doi.org/10.1155/2014/723092>.
6. B. Dai, W. Zhu, L. Mu, X. Guo, H. Qian, X. Liang, et al., Effect of the composition of biomass on the quality of syngas produced from thermochemical conversion based on thermochemical data prediction. *Energy Fuel*. 2019. Vol. 33. Pp. 5253–5262, <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.9b00106>.
7. M. I. Jahirul, M. G. Rasul, A. A. Chowdhury, N. Ashwath. Biofuels production through biomass pyrolysis — a technological review. *Energies*. 2012. Pp. 4952–5001. <https://doi.org/10.3390/en5124952>.
8. J. N. Brown. Development of a lab-scale auger reactor for biomass fast pyrolysis and process optimization using response surface methodology. PhD thesis. Iowa State University, 2009.
9. V. Lakshman, P. Brassard, L. Hamelin, V. Raghavan, S. Godbout. Pyrolysis of Miscanthus: developing the mass balance of a biorefinery through experimental tests in an auger reactor // *Bioresour. Technol. Reports*. 2021. Vol. 14. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2021.100687>.
10. L. Tang, H. Huang. Plasma pyrolysis of biomass for production of syngas and carbon adsorbent. *Energy Fuels*. 2005. Vol. 19. Pp. 1174–1178. <https://doi.org/10.1021/ef049835b>.
11. R. Gautam, S. Shyam, B. R. Reddy, K. Govindaraju, R. Vinu. Microwave-assisted pyrolysis and analytical fast pyrolysis of macroalgae: product analysis and effect of heating mechanism. *Sustain Energy Fuels*. 2019. Vol. 3. Pp. 3009–3020. <https://doi.org/10.1039/c9se00162j>.
12. A. M. C. Janse, W. Prins, W. P. M. van Swaaij. Development of a small integrated pilot Plant for Flash Pyrolysis of biomass. *Dev. Thermochem. Biomass Convers.* 1997. Pp. 368–377. https://doi.org/10.1007/978-94-009-1559-6_29.
13. A. Raquel, E. Guedes, A. S. Luna, A. R. Torres. Operating parameters for bio-oil production in biomass pyrolysis: a review. *J. Anal. Appl. Pyrolysis*. 2017. Vol. 129. Pp. 134–149. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2017.11.019>.
14. Rokhman, B., Kobzar, S. Design features of the experimental unit and numerical studies of biomass thermochemical processing. Part. 1. Description of the reactor and modeling of the workflow. *Vidnovluvana energetika*. 2024. № 2. P. 123–136.
15. Rokhman, B., Kobzar, S. 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. *Vidnovluvana energetika*. 2024. № 3. P. 153–165.
16. Rokhman, B., Kobzar, S. Design features of the experimental unit and numerical studies of biomass thermochemical processing. Part. 3. The influence of heat capacity and thermal decay effect on the heating rate of Wood Birch particle bed. *Vidnovluvana energetika*. 2024. № 4. P. 119–134.
17. Rokhman, B., Kobzar, S. Design features of the experimental unit and numerical studies of biomass thermochemical processing. Part. 4. Calculations results of electric heaters and coke ash residue gasification. *Vidnovluvana energetika* 2025. № 1. P. 133–147.