

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

ЧАСТИНА 3

ВПЛИВ ТЕПЛОЄМНОСТІ Й ТЕПЛООВОГО ЕФЕКТУ ТЕРМОРОЗПАДУ НА ШВИДКІСТЬ ПРОГРІВАННЯ ШАРУ ЧАСТИНОК WOOD BIRCH

Отримано 10 черв. 2024 р.; рекомендовано до публікації 27 лист. 2024 р.
Доступно онлайн 11 груд. 2024 р.

Рохман Б. Б.¹, Кобзар С. Г.²

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

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

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

Третя частина цієї роботи присвячена теоретичному дослідженню впливу теплоємності біомаси, граничних умов, рециркуляції піролізних газів, зовнішніх і внутрішніх теплових потоків на час прогріву нерухомого шару піролізера, що складається з частинок Wood Birch еквівалентного діаметра 10 мм. Розглядалися три варіанти прогріву шару за рахунок: а) електрообігріву зовнішньої та внутрішньої поверхонь піролізера; б) електрообігріву зовнішньої поверхні та обігріву внутрішньої поверхні піролізера продуктами згоряння; в) двох електрообігрівачів та рециркуляційного піролізного газу з температурою 800 °С. Показано, що: 1) урахування теплового ефекту процесу терморозпаду в рівнянні теплової енергії частинок приводить до зменшення часу прогріву шару біомаси в 1,33 раза та підвищення швидкості прогріву шару до 987 °С/хв; 2) рециркуляція високотемпературних піролізних газів, що надходять до піролізера, який обмежений зовнішнім, $D = 220$ мм, і внутрішнім, $d = 150$ мм, діаметрами, зменшує час прогріву шару в 1,39 раза, внаслідок чого швидкість прогріву частинок шару зростає від 987 до 1373 °С/хв; 3) рециркуляція піролізних газів сприяє організації швидкого піролізу в разі підвищення зовнішнього діаметра піролізера від 220 до 240 мм та від 220 до 300 мм, внаслідок чого відбувається зменшення швидкостей прогріву шару від 1373 до 1295,3 °С/хв та від 1373 до 1223 °С/хв відповідно; 4) результати розрахунку складу змішаного піролізного газу за $t_g = 800$ °С: $CO_2 = 7,14$ %, $CO = 51,4$ %, $H_2 = 15,56$ %, $C_{1,16}H_4 = 23,72$ % ($CH_4 = 16,6$ % та $C_2H_4 = 7,116$ %), $N_2 = 0,296$ % добре збігаються з результатами експерименту піролізу Wood Birch за $t_g = 800$ °С: $CO_2 = 8,3$ %, $CO = 50,70$ %, $H_2 = 16,8$ %, $CH_4 = 16,2$ % і $C_2H_4 = 7,9$ %.

Ключові слова: нерухомий шар, біомаса, Wood Birch, теплопровідність, піроліз, газ, температура, тепла енергія, рециркуляція, електронагрівач.

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

PART 3

THE INFLUENCE OF HEAT CAPACITY AND THERMAL DECAY EFFECT ON THE HEATING RATE OF WOOD BIRCH PARTICLE BED

Received Jun. 10, 2024; accepted Nov. 27, 2024
Available online Dec. 11, 2024

Rokhman B. B.¹, Kobzar S. G.²

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

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

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

The third part of this work is devoted to the theoretical study of the influence of biomass heat capacity, boundary conditions, recirculation of pyrolysis gases, external and internal heat flows on the heating time of a fixed

¹ Institute of Thermal Energy Technologies of the NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine; Institute of Renewable Energy NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine

² Institute of Technical Thermophysics of the National Academy of Sciences of Ukraine, Kyiv, Ukraine

pyrolysis bed consisting of Wood Birch particles of 10 mm equivalent diameter. Three options for heating the bed were considered: a) electric heating of the outer and inner surfaces of the pyrolyzer; b) electric heating of the outer surface and heating the inner surface of the pyrolyzer by combustion products; c) two electric heaters and recirculating pyrolysis gas with a temperature of 800 °C. It is shown that: 1) taking into account the thermal decomposition thermal effect in the equation of thermal energy of particles leads to a decrease in the biomass bed heating time by 1.33 times and an increase in the bed heating rate to 987 °C/min; 2) recirculation of high-temperature pyrolysis gases entering the pyrolyzer limited by the outer $D = 220$ mm and inner $d = 150$ mm diameters, reduces the bed heating time by 1.39 times, resulting in increasing the particle heating rate from 987 to 1373 °C/min; 3) pyrolysis gases recirculation contributes to the rapid pyrolysis organization when the pyrolyzer outer diameter increases from 220 to 240 mm and from 220 to 300 mm, resulting in a decrease in the bed heating rate from 1373 to 1295.3 °C/min and from 1373 to 1223 °C/min, respectively; 4) the calculated composition of the mixed pyrolysis gas at $t_g = 800$ °C: $CO_2 = 7.14$ %, $CO = 51.4$ %, $H_2 = 15.56$ %, $C_{1.16}H_4 = 23.72$ % ($CH_4 = 16.6$ % and $C_2H_4 = 7.116$ %), $N_2 = 0.296$ %), is in good agreement with the results of the Wood Birch pyrolysis experiment at $t_g = 800$ °C: $CO_2 = 8.3$ %, $CO = 50.70$ %, $H_2 = 16.8$ %, $CH_4 = 16.2$ % and $C_2H_4 = 7.9$ %.

Keywords: fixed bed, biomass, Wood Birch, thermal conductivity, pyrolysis, gas, temperature, thermal energy, recycling, electric heater.

Умовні скорочення

B – витрата, кг/с
 c – теплоємність, кДж/(кг·К)
 D – діаметр піролізера, м
 d – діаметр внутрішнього циліндра, м
 H – висота, м
 n – число молей
 Q – теплосприйняття зовнішньої поверхні піролізера, Вт або тепловий ефект процесу терморозпаду, кДж/кг
 q_{w+} – тепловий потік, що падає на поверхню зовнішньої труби, кДж/(с·м²)
 q_{w-} – те саме на поверхню внутрішньої труби, кДж/(с·м²)
 r – радіальна координата, м
 R – об'ємна частка компонента газової суміші
 t – температура, °C
 u – швидкість, м/с
 V – масова частка летких речовин у твердому паливі
 γ_g^{birch} , $\gamma_{смол}^{birch}$ і γ_{char}^{birch} – масові частки продуктів термолізу Wood Birch (від сумарного максимального виділення продуктів термічного розкладання) газу, смоли та char
 γ^{birch} – відношення поточної маси продуктів Wood Birch, що виділилися, до їхньої максимальної кількості
 δ – діаметр частинки, м
 ϵ – порозність шару
 λ – коефіцієнт теплопровідності, кДж/(с·м·К)

ρ – щільність, кг/м³

τ – час, с; ϕ – масова частка

Δr – проміжок, мм

Індекси:

birch – Wood Birch

bed – щар

biomas – біомаса

char – вугільний залишок

d – суха маса

g – газ

min – мінімальний

p – частинка

termol – тепловий ефект процесу термолізу

volat – леткий

w – стінка

j – номер вузла

дим, газ – димові гази

пір – піролізер

ср – середній

смол – смола

т.в. – теплосприйняття

еф – ефективний

0 – початкове значення параметра

I–VI – варіанти розрахунку

1, 2 – первинний та вторинний піролізні гази

Вступ. Використання генераторного газу як палива для когенераційних міні-ТЕЦ на основі газодизельних і газопоршневих двигунів внутрішнього згоряння є зручним та ефективним, що зумовлено такими перевагами електроагрегатів на базі двигунів внутрішнього згоряння, як відносно невисока вартість, високий електричний ККД, мобільність та невеликі габарити, доступність устаткування та запчастин, а також ремонтпридатність і простота обслуговування. Спеціальні газопоршнєві агрегати

можуть без істотної втрати потужності працювати на низько- і середньокалорійному генераторному газі. У газодизельних агрегатах досягається практично повне заміщення дизельного палива генераторним газом.

Загальний недолік схем з двигунами внутрішнього згоряння – наявність високих вимог до чистоти генераторного газу; допустимий вміст смол під час тривалої роботи двигуна не має перевищувати 10–100 мг/м³ [1–3].

Середньокалорійний генераторний газ отримують внаслідок 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 смолистих 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 прямооточного 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 одержуваного газу становить 5,6 МДж/м³, 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 °С 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 °С. 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. Показано, що збільшення температури в зоні крекінгу від 850 до 1000 °С приводить до збільшення питомого об'ємного виходу неконденсованих газів, збільшення H₂ і CO, зменшення вмісту вуглеводнів і п'ятикратного збільшення ефективності конверсії біомаси порівняно з простим повільним піролізом.

Обладнання для газифікації твердого палива можна класифікувати відповідно до таких параметрів: тип окислювача (кисень, повітря або пара), діапазон робочих температур, спосіб підведення теплоти, величина робочого тиску, а також спосіб подачі біомаси до газогенератора і напрямком переміщення біомаси та потоків теплоносіїв усередині нього. Використання повітря як дуття є найпростішою технологією, оскільки не потребує спеціального обладнання для розділення повітря [10]. Застосування повітря як окислювача призводить до забаластування генераторного газу азотом, що знижує теплоту згоряння газу до 2–6 МДж/м³ [11], а також істотно ускладнює подальшу переробку продукту газифікації в разі його використання для синтезу рідких вуглеводнів. Газифікація з використанням кисню дає змогу усунути недоліки повітряної газифікації й одержати середньокалорійний газ (10–12 МДж/м³), придатний для обмеженого транспортування трубопроводом і для використання як синтез-газ із метою одержання метанолу,

рідких палив та інших хімічних речовин. До низькотемпературних газогенераторів (до 1000–1100 °С) належить більшість наявних газогенераторів малої та середньої продуктивності. Робоча температура високотемпературних газогенераторів зазвичай становить понад 1200 °С. За таких температур переважно працюють реактори газифікації в потоці [12], де сировина повністю перетворюється на газоподібний продукт протягом дуже короткого проміжку часу, що становить лише кілька секунд. За способом підведення тепла в реакційну зону газогенератори поділяються на автотермічні (за рахунок часткового окислення біомаси безпосередньо всередині реактора) і алотермічні (за рахунок зовнішнього джерела). Газогенератори, що працюють під тиском, мають вищу максимальну продуктивність за рахунок швидкого протікання хімічних реакцій через високі концентрації газових компонентів. Переваги газифікації під тиском проявляються під час використання у великих парогазотурбінних установках із внутрішньоцикловою газифікацією біомаси. У цьому разі не потрібне додаткове стиснення газу перед подачею в камеру згоряння газової турбіни [13]. За способом подавання біомаси до газогенератора, напрямком її руху відносно потоку теплоносія газогенератори поділяються на: а) протиточні та прямооточні газогенератори з фіксованим шаром; б) з псевдозрідженим киплячим шаром; в) з псевдозрідженим циркулюючим шаром; г) потокова газифікація; д) плазмова газифікація [14, 15]. Протипотокові газогенератори (зворотного процесу) можуть працювати з широким діапазоном видів і розмірів вихідної сировини. Одиниця тепла потужність сягає 20 МВт. Серед недоліків процесу – утворення в шарі сировини порожнистих каналів для проходження повітря, що може призвести до вибуху. Для запобігання цьому проводять шуркування шару або постійний рух колосникової решітки [16]. У прямооточних газогенераторах потужністю не більше 1–2 МВт біомасу подають у газогенератор зверху, а дуття вводять у середній частині газогенератора, так що біомаса і гази рухаються в одному напрямку. Така технологія дає змогу домогтися дуже низького вмісту смол у газі – 50–500 мг/м³. У [17, 18] наведено сучасні конструкції газогенераторів, що використовують принципи протиточної та прямооточної газифікації. Основним недоліком прямооточних газогенераторів є вимогливість до якості та розміру сировини. Тут виникають проблеми, пов'язані з нерівномірністю розподілу потоку газів і істотним падінням тиску. Як порівняти з протиточними газогенераторами, прямооточні більш схильні до шлакоутворення. В [19] 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 H₂/CO 1,4–1,5 моль/моль з нижчою теплотою згоряння 2,7 – 3,0 МДж/м³ 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 першій частині цієї роботи [20] 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 піролізу біомаси в [21] 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 °С. Показано, що швидкість прогрівання шару частинок Bagasse в разі використання двох електронагрівачів, розташованих на зовнішній і внутрішній поверхнях піролізера, становить 736 °С/хв. Тут теплоємність біомаси обчислювали, виходячи з такого виразу [21]:

$$c_{p,a} = 4,1868(0,19 + 0,605 \cdot 10^{-4} t_p - 1,07 \cdot 10^{-8} t_p^2), \quad (1)$$

$$c_{p,char} = (-334 + 4410 \cdot 10^{-3} (t_p + 273) - 3160 \cdot 10^{-6} (t_p + 273)^2 + 1010 \cdot 10^{-9} (t_p + 273)^3 - 119 \cdot 10^{-12} (t_p + 273)^4) / 1000. \quad (4)$$

З виразу (3) випливає, що значення теплоємності біомаси залежить не тільки від температури, а й від кількості летких речовин, що залишилися в частинці. Якщо, наприклад, в частинці 100 % летких речовин, то формула (3) переходить у вираз (2). Якщо вийшли всі леткі речовини і залишився один коксозольний зали

тому значення теплоємності в межах досліджуваних температур $100 < t_p < 850$ °С близькі до одиниці.

Постановка задачі. Початкові умови для піролізера с фіксованим шаром 6 (рис. 1 з [20]). Варіант I: $H_{bed} = 450$ мм, $\delta_0 = 10$ мм, $\epsilon = 0,477$, $\rho_{p0} = 617,5$ кг/м³ (на суху масу Wood Birch), $t_{p0} = 100$ °С, $D = 220$ мм, $d = 150$ мм, Склад легкого газу (у масових частках): $CO = 0,46$, $CO_2 = 0,08$, $H_2 = 0,015$, $H_2O = 0,23$, $C_6H_6, 2O_0,2 = 0,058$ і $C_1,16H_4 = 0,157$ [22]. Елементарний склад палива наведено в [21]. Тут застосовується схема підведення теплової енергії з використанням двох електронагрівачів, розташованих на зовнішній і внутрішній поверхнях піролізера, а теплоємність біомаси розраховують з використанням виразу [23]:

$$c_{p,b} = (1500 + (t_p + 273)) / 1000. \quad (2)$$

Граничні умови для варіанта I: $t_{pl}(\tau, r = 0,075 \text{ м}) = t_{pl}(\tau, r = 0,11 \text{ м}) = 950$ °С. Варіант II відрізняється від варіанта I виразом для визначення теплоємності біомаси:

$$c_{p,c} = c_{p,b} \gamma_{birch} + (1 - \gamma_{birch}) c_{p,char}, \quad (3)$$

де теплоємність char обчислюється за формулою [24]:

шок, формула (3) трансформується в залежність (4). Початкові та граничні умови у варіанті III такі самі, як у варіанті II. У варіанті III у рівнянні теплової енергії частинок біомаси включено додатковий член, що враховує тепловий ефект процесу терморозпаду в інтервалі температур $270 \leq t_p \leq 450$ °С:

$$\rho_p (1 - \epsilon) \frac{\partial c_{p,p} t_p}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial r} \left[r \lambda_{ef,nip} \frac{\partial t_p}{\partial r} \right] - \frac{\partial \gamma_{biomas}}{\partial \tau} \rho_{volet0} \frac{V^d}{100} Q_{termol}, \quad (5)$$

На відміну від варіантів I та II [20]:

$$\rho_p (1 - \epsilon) \frac{\partial c_{p,p} t_p}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial r} \left[r \lambda_{ef,nip} \frac{\partial t_p}{\partial r} \right], \quad (6)$$

де Q_{termol} – тепловий ефект процесу терморозпаду, приймається згідно з рекомендаціями [25]: $Q_{termol} = 1000 - 1250$ кДж/кг; $d\gamma_{biomas}/d\tau$ – обчислюється за першим рівнянням (19) з [20]. Початкові та граничні умови для варіантів IV–VI: висота шару H_{bed} , діаметр частинок δ_0 , порозність шару ϵ , щільність частинок ρ_{p0} , внутрішній діаметр труби піролізера d та початкова температура частинок t_{p0} такі самі, як і у варіанті I. Мінімальна температура прогрівання шару $t_{p,min} = 700$ °С. Щільність частинок $\rho_{p0} = 617,5$ кг/м³ постійна. У кожному варіанті виконувалося два розрахунки за $u_{nir,g} = 0$ і $u_{nir,g} = 2$ м/с. Задавалися такі граничні умови на стінках труб 53 і 7 (рис. 1 з [20]): $t_p(\tau, r = 0,075 \text{ м}) = 950$ °С і

$t_p(\tau, r = 0,11 \text{ м}) = 950$ °С. Варіанти IV–VI різнилися між собою діаметром труби 53: $D_{IV} = 220$ мм, $D_V = 240$ мм і $D_{VI} = 300$ мм.

Аналіз результатів розрахунку процесу піролізу. Розглянемо вплив теплоємності біомаси $c_p(t_p)$ на час прогрівання шару частинок Wood Birch. З виразів (1) і (2) випливає, що значення теплоємності $c_{p,b}(t_p)$, розраховані за формулою (2), істотно перевищують величини $c_{p,a}(t_p)$, обчислені з виразу (1), тому час прогрівання шару з використанням формули (1) буде набагато меншим, ніж час прогрівання з урахуванням залежності (2).

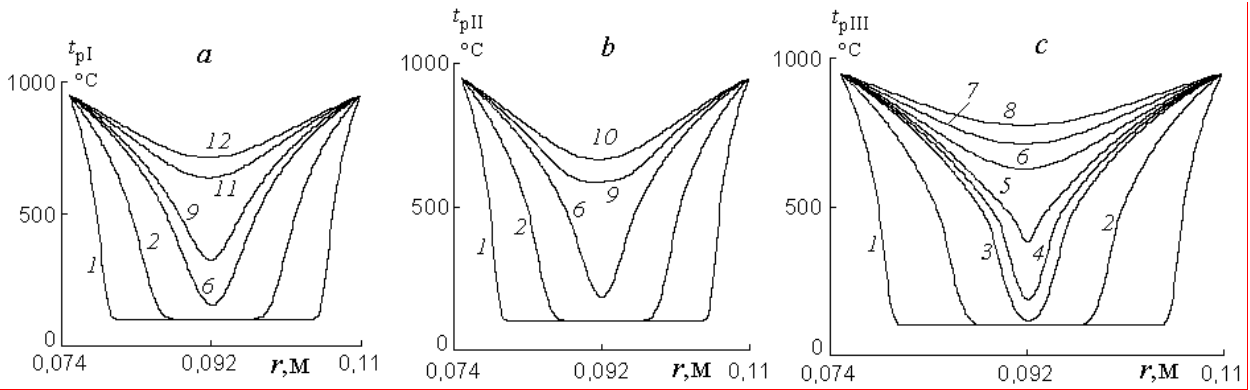


Рис. 1. Розподіл температури частинок Wood Birch за перерізом шару для варіантів I (a), II (b) і III (c) залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 20; 3 – 36; 4 – 40; 5 – 44; 6 – 48; 7 – 52; 8 – 56; 9 – 60; 10 – 64; 11 – 72; 12 – 76

Fig. 1. Temperature distribution of Wood Birch particles along the bed cross-section for variants I (a), II (b) and III (c) as a function of time, s: 1 – 4; 2 – 20; 3 – 36; 4 – 40; 5 – 44; 6 – 48; 7 – 52; 8 – 56; 9 – 60; 10 – 64; 11 – 72; 12 – 76

У [21] наведено результати розрахунків температурних полів частинок Bagasse з використанням двох електро-нагрівачів, розташованих на зовнішній і внутрішній поверхнях піролізера (рис. 2, а з [21]). Показано, що час прогрівання шару частинок Bagasse до мінімальної температури $t_{p,min} = 646^\circ\text{C}$ з використанням (1) у рівнянні (6) становив 60 с, а швидкість прогрівання шару – 646°C/хв . Швидкість прогрівання шару до середньої температури частинок $t_{p,cp} = 736^\circ\text{C}$ дорівнює 736°C/хв . Оскільки щільність частинок Bagasse $\rho_{p0} = 806\text{ кг/м}^3$ (на суху масу) в 1,3 раза більша за щільність сухої деревини Wood Birch, отже, швидкість прогрівання шару до середньої температури частинок $t_{p,cp} = 736^\circ\text{C}$ підвищиться від 736 до $956,8^\circ\text{C/хв}$, до мінімальної температури $t_{p,min} = 646^\circ\text{C}$ – від 646 до 840°C/хв . При цьому час прогрівання шару зменшиться до $46,2$ с. У разі використання в розрахунках піролізу Wood Birch виразу (2) час прогрівання шару до $t_{p,min} = 639^\circ\text{C}$ становитиме 72 с, а швидкість прогрівання шару впаде від 840 до 533°C/хв (рис. 1, a). Якщо орієнтуватися за середньою температурою $t_{p,cp} = 795^\circ\text{C}$, то швидкість прогрівання знизиться від $956,8$ до 662°C/хв . Якщо використовувати формулу (3) для розрахунку теплоємності біомаси у рівнянні теплової енергії біомаси (6), швидкість прогрівання шару у варіанті II підвищується порівняно з варіантом I: від 533 до $623,4^\circ\text{C/хв}$ за $t_{p,min} = 665^\circ\text{C}$ і $\tau = 64$ с; від 662 до $757,5^\circ\text{C/хв}$ за $t_{p,cp} = 808^\circ\text{C}$ і $\tau = 64$ с (крива 10 на рис. 1, b). Найбільші значення теплоємності згідно з виразом (2) отримано за високих температур ($t_p = 950^\circ\text{C}$, $c_{p,b} = 2,723\text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$), коли в частинці практично немає летких речовин і вона складається здебільшого з коксольного залишку, теплоємність якого істотно нижча, ніж теплоємність біомаси (див. (2) і (4); порівняти криві 1 і 2 на рис. 2, a).

Ми вважаємо, що обчислювати теплоємність частинок за формулою (2) за високих температур за відсутності в дискретній фазі летких речовин недоцільно. У цьому разі необхідно використовувати залежність (4) ($t_p = 950^\circ\text{C}$, $c_{p,char} = 1,91\text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$; крива 2 на рис. 2, a). Виходячи з цього, ми пропонуємо в розрахунках

піролізу біомаси використовувати вираз (3) у рівнянні (5), в якому значення теплоємності залежить не тільки від температури частинок, а й від кількості летких речовин, які залишилися в частинці ($t_p = 950^\circ\text{C}$, $r = 0,075\text{ м}$, $c_{p,c} = 1,91\text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$; крива 3 на рис. 2, b).

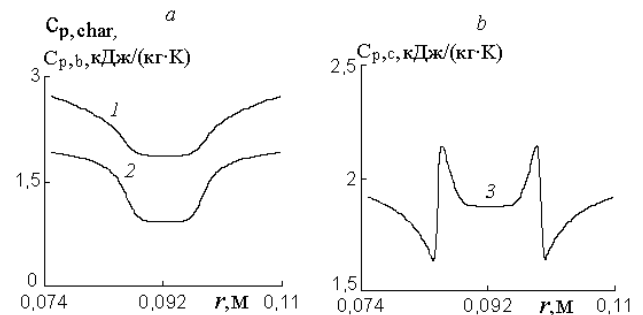


Рис. 2. Розподіл теплоємності $c_{p,b}$, $c_{p,char}$ (a) і $c_{p,c}$ (b) за перерізом шару в момент часу $\tau = 28$ с залежно від виразу: 1 – формула (2); 2 – (4); 3 – (3)

Fig. 2. Distribution of heat capacities $c_{p,b}$, $c_{p,char}$ (a) and $c_{p,c}$ (b) along the bed cross-section at the moment of time $\tau = 28$ s depending on the expression: 1 – formula (2); 2 – (4); 3 – (3)

Нагадаємо, що результати розрахунків процесу термолізу у варіантах I і II та наведені в [21] отримані без урахування теплового ефекту процесу терморозпаду в рівнянні теплової енергії частинок біомаси (6). Розглянемо вплив теплового ефекту процесу терморозпаду (див. (5)) на час прогрівання шару частинок Wood Birch (варіант III; рис. 1, c). На рис. 1, c видно, що час прогрівання шару частинок Wood Birch до мінімальної температури $t_{p,min} = 629^\circ\text{C}$ становив 48 с (крива 6), швидкість прогрівання шару до $t_{p,min} = 629^\circ\text{C}$ – $786,3^\circ\text{C/хв}$, до $t_{p,cp} = 789,5^\circ\text{C}$ – 987°C/хв .

У [20, 21] температури на зовнішній і внутрішній стінках піролізера $t_p(\tau, r = 0,11\text{ м}) = 850^\circ\text{C}$ і $t_p(\tau, r = 0,075\text{ м}) = 800^\circ\text{C}$ (граничні умови) нижчі, ніж у варіантах I–III: $t_p(\tau, r = 0,11\text{ м}) = t_p(\tau, r = 0,075\text{ м}) = 950^\circ\text{C}$. Це зумовлено тим, що значення теплоємностей $c_{p,a}$ у [21],

які обчислюються за формулою (1), істотно нижчі, ніж у варіантах I–III (див. (2)–(4)), що призводить до

підвищення теплових потоків q_{w+} і q_{w-} , які падають на поверхню піролізера (порівняти рис. 1, а з [21] і рис. 3).

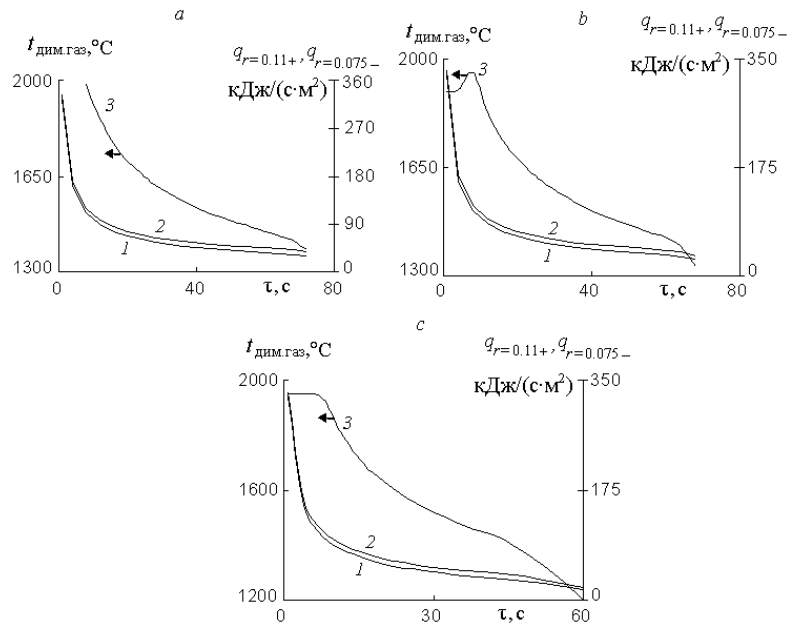


Рис. 3. Розподіл зовнішніх теплових потоків і температури димових газів залежно від часу для варіантів I (а), II (b) і III (c): 1 – тепловий потік, що падає на поверхню зовнішньої труби – $q_{r=0.11+}$; 2 – тепловий потік, що падає на поверхню внутрішньої труби – $q_{r=0.075-}$; 3 – температура димових газів

Fig. 3. Distribution of external heat fluxes and flue gas temperature as a function of time for variants I (a), II (b) and III (c): 1 – heat flux falling on the outer pipe surface – $q_{r=0.11+}$; 2 – heat flux falling on the inner pipe surface – $q_{r=0.075-}$; 3 – flue gas temperature

На рис. 3, b і c видно, що криві 1–3 у варіанті III убують значно швидше, ніж у варіанті II, через виділення додаткового внутрішнього тепла під час терморозпаду в діапазоні температур $270 \leq t_p \leq 450 ^\circ\text{C}$.

З рис. 1, c (крива 4) випливає, що перепад температур частинок Wood Birch по перерізу піролізера змінюється від $t_{pIII}(\tau = 40 \text{ с}, r = 0,11 \text{ м}) = 950 ^\circ\text{C}$ до $t_{pIII}(\tau = 40 \text{ с}, r = 0,0924 \text{ м}) = 192 ^\circ\text{C}$. З плином часу у фіксованій точці піролізера, наприклад $r = 0,0924 \text{ м}$, температура

змінюється від $t_{pIII}(\tau = 40 \text{ с}, r = 0,0924 \text{ м}) = 192 ^\circ\text{C}$ до $t_{pIII}(\tau = 48 \text{ с}, r = 0,0924 \text{ м}) = 629 ^\circ\text{C}$ (криві 4 і 5 на рис. 1, c). У [20] зазначалося, що склад первинних газових компонентів $n_{\text{CO}}(t_g)$, $n_{\text{CO}_2}(t_g)$, $n_{\text{H}_2}(t_g)$, $n_{\text{H}_2\text{O}}(t_g)$ і $n_{\text{C}_{1.16}\text{H}_4}(t_g)$ в кожному елементарному об'ємі $H_{\text{bed}}dr$ залежить від температури цього об'єму в момент часу, який ми розглядаємо (формули (25) з [20]), що підтверджується рис. 4–6.

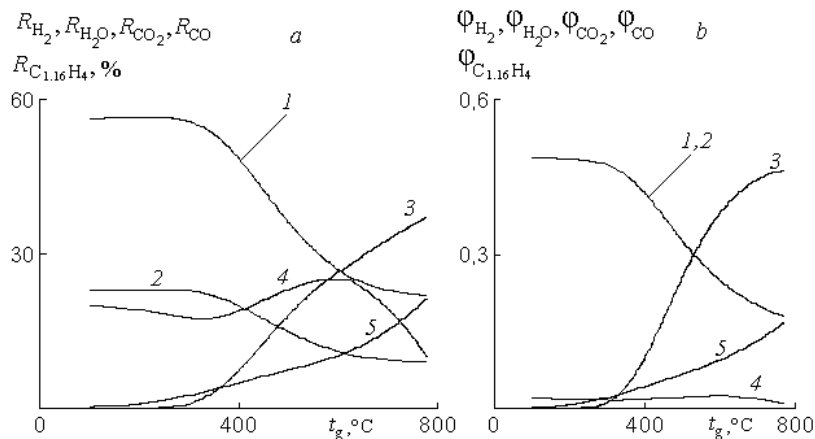


Рис. 4. Розподіл об'ємних (а) та масових (b) часток компонентів первинного піролізного газу для варіанта III залежно від температури при $\tau = 20 \text{ с}$: 1 – H_2O ; 2 – CO_2 ; 3 – CO ; 4 – H_2 ; 5 – $\text{C}_{1.16}\text{H}_4$

Fig. 4. Distribution of volume (a) and mass (b) fractions of primary pyrolysis gas components for variant III as a function of temperature at $\tau = 20 \text{ s}$: 1 – H_2O ; 2 – CO_2 ; 3 – CO ; 4 – H_2 ; 5 – $\text{C}_{1.16}\text{H}_4$

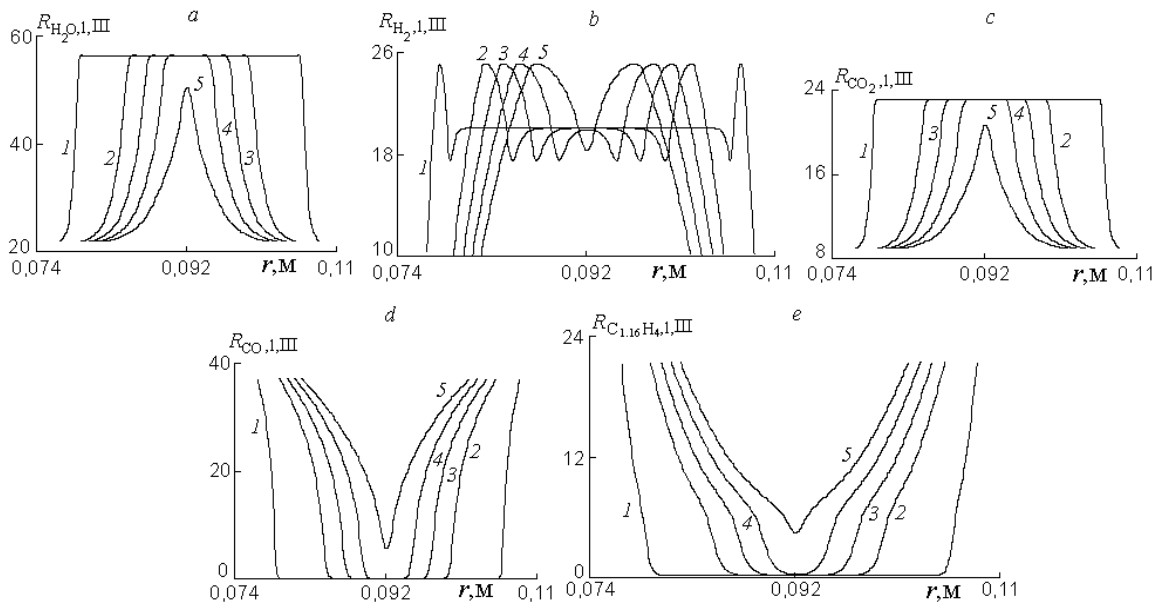


Рис. 5. Розподіл об'ємних часток компонентів первинного піролізного газу H_2O (a), H_2 (b), CO_2 (c), CO (d), $C_{1.16}H_4$ (e) за перерізом нерухомого шару частинок Wood Birch для варіанта III залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 20; 3 – 28; 4 – 36; 5 – 44

Fig. 5. Distribution of volume fractions of primary pyrolysis gas components H_2O (a), H_2 (b), CO_2 (c), CO (d), $C_{1.16}H_4$ (e) across the cross-section of the fixed bed of Wood Birch particles for variant III depending on time, s: 1 – 4; 2 – 20; 3 – 28; 4 – 36; 5 – 44

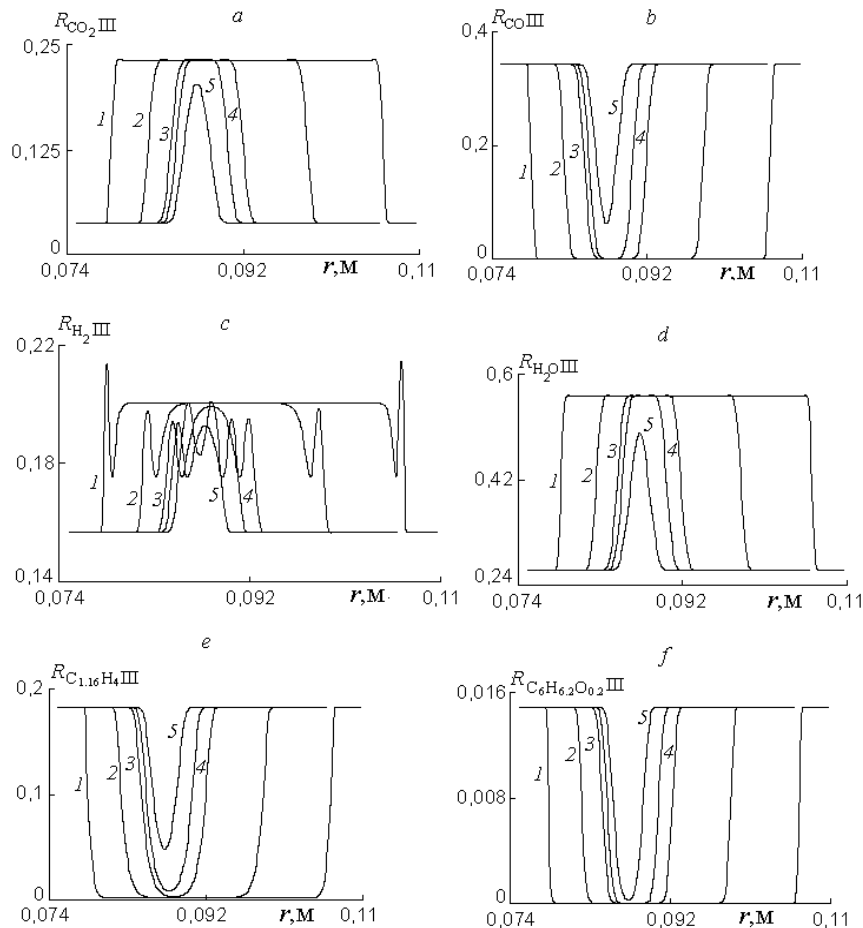


Рис. 6. Розподіл об'ємних часток компонентів змішаного піролізного газу (первинного + вторинного) CO_2 (a), CO (b), H_2 (c), H_2O (d), $C_{1.16}H_4$ (e) і $C_6H_{6.2}O_{0.2}$ (f) за перерізом нерухомого шару частинок Wood Birch для варіанта III залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 20; 3 – 36; 4 – 40; 5 – 44

Fig. 6. Distribution of volume fractions of mixed pyrolysis gas components (primary + secondary) CO_2 (a), CO (b), H_2 (c), H_2O (d), $C_{1.16}H_4$ (e) і $C_6H_{6.2}O_{0.2}$ (f) across the cross-section of a fixed bed of Wood Birch particles for variant III depending on time, s: 1 – 4; 2 – 20; 3 – 36; 4 – 40; 5 – 44

На рис. 4 і 5 видно, що з підвищенням температури середовища від 273 до 800 °C відбувається зменшення вмісту діоксиду вуглецю R_{CO_2} і пірогенної вологи R_{H_2O} в первинному піролізному газі та зростання значень R_{CO} та $R_{C_{1,16}H_4}$ (криві 1–3, 5 на рис. 4; криві 1–5 на рис. 5). Щодо водню, то значення функції $R_{H_2}(t_g)$ на ділянці $340 \leq t_g \leq 626$ °C зростають від 18 до 25 %, далі вміст водню в газі зменшується від 25 до 10 % (крива 4 на рис. 4, а).

Склад продуктів первинного піролізного газу за низьких температур, наприклад за $t_g = 350\text{--}425$ °C, характеризується високим вмістом баласту $CO_2 = 21,8\text{--}19$ % і $H_2O = 53,1\text{--}45,4$ % і малою концентрацією активної частини газової суміші: $CO = 3,3\text{--}10$ % і $C_{1,16}H_4 = 3,74\text{--}6$ %. Склад змішаного піролізного газу слабо відрізняється від складу первинного піролізного газу при $t_g = 424$ °C (рис. 6): $CO_2 = 17,3$ %, $CO = 12,1$ %, $H_2 = 19,4$ %, $C_{1,16}H_4 = 6,8$ %, $H_2O = 44$ %, $N_2 = 0,212$ % і $C_6H_{6,2}O_{0,2} = 0,143$ %. За високих температур $t_g = 800$ °C відмінності у складах розглянутих газів також невеликі: первинний газ – $CO_2 = 9,11$ %, $CO = 35,670$ %, $H_2 = 13,84$ %, $C_{1,16}H_4 = 18,95$ %, $H_2O = 22,22$ %, $N_2 = 0,188$ %; змішаний піролізний газ: $CO_2 = 3,79$ %, $CO = 34,2$ %, $H_2 = 15,670$ %, $C_{1,16}H_4 = 18,25$ %, $H_2O = 26,6$ %, $N_2 = 0,212$ % і $C_6H_{6,2}O_{0,2} = 1,48$ % (на суху масу: $CO_2 = 5,163$ %, $CO = 46,6$ %, $H_2 = 21,35$ %, $C_{1,16}H_4 = 24,86$ % ($CH_4 = 17,4$ % і $C_2H_4 = 7,46$ %), $N_2 = 0,289$ % і $C_6H_{6,2}O_{0,2} = 2,016$ %). Нагадаємо, що змішаний піролізний газ отримано з використанням складу вторинного газу, представленого в роботі [22]. У результаті широких числових досліджень, проведених на багатьох марках біомаси, нами було уточнено склад вторинного газу (у масових частках): $CO = 0,464$, $CO_2 = 0,101$, $H_2 = 0,01$, $H_2O = 0,23$, $C_6H_{6,2}O_{0,2} = 0,058$ і $C_{1,16}H_4 = 0,137$ [21]. З використанням скоригованого складу легкого газу розраховано новий склад змішаного піролізного газу при $t_g = 800$ °C: $CO_2 = 5,11$ %, $CO = 36,8$ %, $H_2 = 11,14$ %, $C_{1,16}H_4 = 16,98$ %, $H_2O = 28,4$ %, $N_2 = 0,212$ % і $C_6H_{6,2}O_{0,2} = 1,58$ % (на суху масу: $CO_2 = 7,14$ %, $CO = 51,4$ %, $H_2 = 15,56$ %, $C_{1,16}H_4 = 23,72$ % ($CH_4 = 16,6$ % і $C_2H_4 = 7,116$ %), $N_2 = 0,296$ % і $C_6H_{6,2}O_{0,2} = 2,2$ %). В отриманому новому складі змішаного піролізного газу водню в 1,372 раза менше, ніж у попередньому складі. У [26] наведено експериментальні дані складу піролізного газу, отриманого з частинок Wood Birch при $t_g = 800$ °C: $CO_2 = 8,3$ %, $CO = 50,70$ %, $H_2 = 16,8$ %, $CH_4 = 16,2$ % і $C_2H_4 = 7,9$ %. Видно, що новий склад газу точніше за попередній описує результати експерименту. Для порівняння з експериментальними даними [26] при $t_g = 750$ °C: $CO_2 = 13,4$ %, $CO = 47,0$ %, $H_2 = 10,1$ %, $CH_4 = 19,8$ % і $C_2H_4 = 9,70$ % перерахуємо склад первинного піролізного газу на суху масу при $t_g = 750$ °C і $\tau = 20$ с: $CO_2 = 11,70$ %, $CO = 45,86$ %, $H_2 = 17,8$ %, $C_{1,16}H_4 = 24,36$ % ($CH_4 = 17$ % і $C_2H_4 = 7,36$ %) і $N_2 = 0,24$ %. Видно задовільний збіг результатів розрахунку з дослідними даними [26]. З вищевикладеного випливає, що за

низьких температур виходить низькокалорійний газ, за високих – середньокалорійний газ. Наше завдання – отримати середньокалорійний піролізний газ. Склад піролізного газу на виході з піролізера формується із суми витрат змішаних піролізних газів, що виділилися в кожному елементарному об'ємі $H_{bed}dr$. Повну витрату газу, що йде з піролізера, можна умовно розділити на дві витрати: витрати низькокалорійних і середньокалорійних газів. Якщо кількість низькокалорійних газів буде переважувати над витратою середньокалорійних газів, тоді газ, що йде з піролізера, міститиме багато баласту і матиме низьку теплотворну здатність. Цього не можна допустити. Звідси впливає мета роботи – скоротити час перебування частинок у зоні низьких температур, тобто необхідно організувати швидке прогрівання фіксованого шару. З цієї причини було підвищено температуру зовнішньої і внутрішньої поверхонь нагріву піролізера від 850 [21] до 950 °C і від 800 [21] до 950 °C, внаслідок чого підвищилися ударні теплові потоки в початковий момент часу $\tau = 1$ с: $q_{r=0.11+}$ – від 203,2 [21] до 323 кДж/(с·м²) і $q_{r=0.075-}$ – від 187,16 [21] до 330,6 кДж/(с·м²) (7 і 53 на рис. 1, а [20]). Особливе місце в організації швидкого прогрівання шару належить внутрішньому джерелу теплової енергії – тепловому ефекту процесу терморозпаду (другий член правої частини параболічного рівняння (5)) в інтервалі температур $270 \leq t_p \leq 450$ °C. Зіставимо профілі температур частинок біомас (Bagasse і Wood Birch) з урахуванням внутрішнього джерела теплової енергії (крива 5 на рис. 1, с) і без урахування теплового ефекту (крива 5 на рис. 2, а [21] і крива 3 на рис. 6, а [21]).

На рис. 1, с, 2, а [21] і 6, а [21] видно, що об'єми частинок, які належать температурному інтервалу $t_{p,min} \leq t_p \leq 450$ °C ($t_{p,min} = 366\text{--}388$ °C) розташовані в зоні, де функція $t_p(\tau, r)$ має мінімум. Характер кривих у цій області нагадує профіль воронки. Воронка, що належить кривій 5 на рис. 1, с, отриманій з урахуванням теплового ефекту, виявляється вузкою ($\Delta r = 0,0022$ м), ніж воронки, що належать кривим 3 ($\Delta r = 0,0068$ м) і 5 ($\Delta r = 0,0068$ м), отриманим без урахування теплового ефекту (див. рис. 2, а і 6, а [21]). Таким чином, урахування внутрішнього джерела теплової енергії дає змогу в 3 рази зменшити об'єм, який займають частинки, що належать температурному інтервалу $t_{p,min} \leq t_p \leq 450$ °C, тим самим зменшити кількість низькокалорійних газів і підвищити швидкість прогрівання нерухомого шару. Оскільки компоненти CO і $C_{1,16}H_4$ залежать від температури частинок, то характер розподілу кривих $R_{CO}(\tau, r)$ і $R_{C_{1,16}H_4}(\tau, r)$ буде подібний до профілю функції $t_p(\tau, r)$ (див. рис. 1, с і рис. 5, d, e). Воронки профілів $R_{CO}(\tau, r)$ і $R_{C_{1,16}H_4}(\tau, r)$ (в інтервалі температур $t_{p,min} \leq t_p \leq 450$ °C, тобто в районі мінімумів залежностей $R_{CO}(\tau, r)$ і $R_{C_{1,16}H_4}(\tau, r)$) будуть вузкими, ніж у кривих $R_{CO}(\tau, r)$ і $R_{C_{1,16}H_4}(\tau, r)$, отриманих без урахування теплового ефекту [21] (порівняти криві 5 на рис. 5, d, e і криві 5 на рис. 5, e, f [21] та криві 3 на рис. 6, g [21]). З огляду на це кількість активної

частини піролізного газу, що виходить з частинок у зоні низьких температур (з урахуванням теплового ефекту), значно зменшиться.

Ще одним з ефективних способів підвищення швидкості прогрівання шару є рециркуляція піролізних газів з температурою 800 °С у фіксований шар піролізера (19, 40

рис. 1 [20]). На рис. 7 і 8 наведено температурні поля в нерухомому шарі частинок Wood Birch з урахуванням (рис. 8) і без урахування (рис. 7) рециркуляції високотемпературних піролізних газів для варіантів IV–VI. Розрахунки розглянутих варіантів виконувалися з використанням пакета прикладних програм Ansys CFX. Короткий опис цього пакета програм наведено в [21].

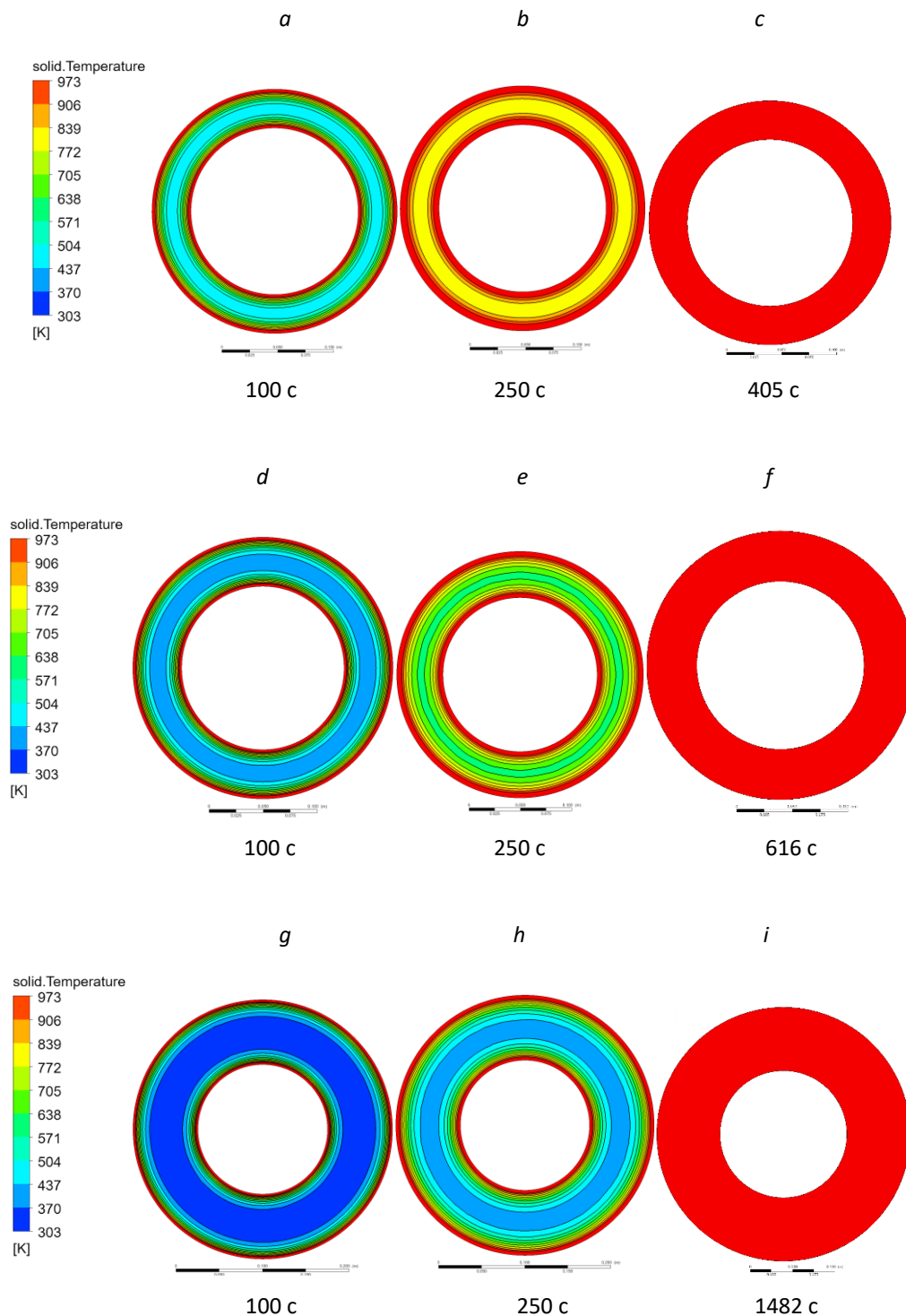


Рис. 7. Розподіл температур у нерухомому шарі частинок Wood Birch залежно від часу та схеми прогрівання біомаси (за рахунок двох електронагрівачів) і діаметра зовнішнього циліндра D , мм: а–с – 220; d–f – 240; g–i – 300

Fig. 7. Temperature distribution in a fixed bed of Wood Birch particles as a function of time and scheme of biomass heating (by 2 electric heaters) and outer cylinder diameter D , mm: a–c – 220; d–f – 240; g–i – 300

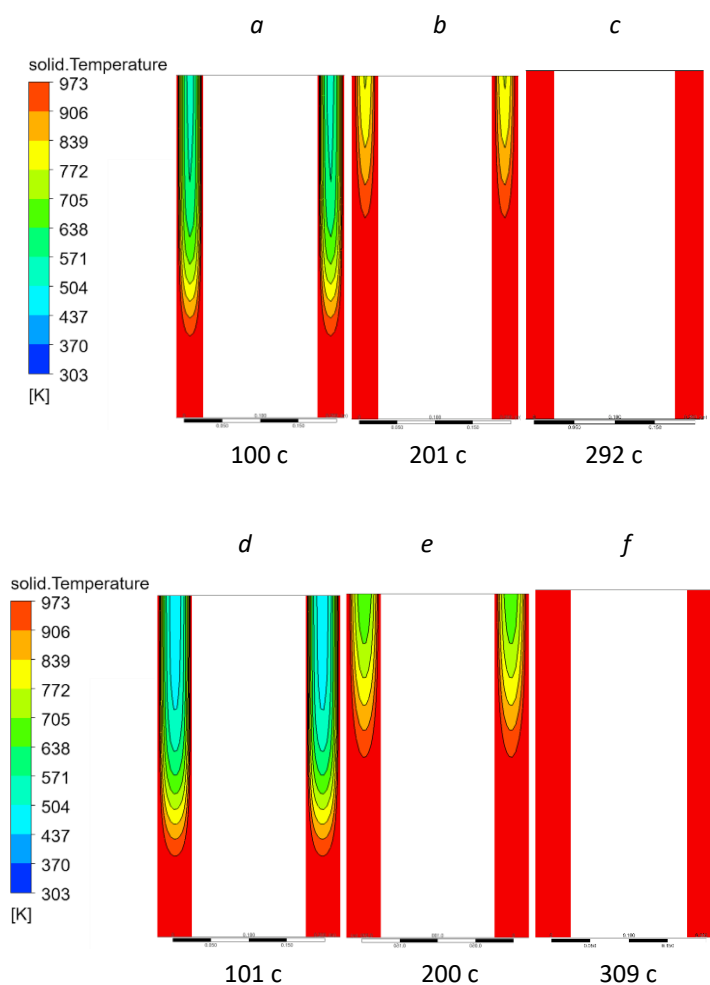


Рис. 8. Розподіл температур у нерухомому шарі частинок Wood Birch залежно від часу та схеми прогрівання біомаси (за рахунок двох електронагрівачів і рециркуляції піролізних газів з температурою 800 °C) і діаметра зовнішнього циліндра D , мм: а–с – 220; д–f – 240

Fig. 8. Temperature distribution in the fixed bed of Wood Birch particles as a function of time and scheme of biomass heating (by 2 electric heaters and pyrolysis gases recirculation with a temperature of 800 °C) and the diameter of the outer cylinder D , mm: a–c – 220; d–f – 240

На рис. 7, с видно, що час прогрівання частинок Wood Birch до температури 700 °C з використанням двох електронагрівачів при $D_{IV} = 220$ мм становить $\tau = 405$ с (варіант IV). У разі додавання третього джерела теплової енергії (рециркуляції піролізних газів з температурою 800 °C) час прогрівання шару зменшиться в 1,39 раза і становитиме 292 с (рис. 8, с). Як зазначалося вище, у варіанті III швидкість прогрівання шару до мінімальної температури $t_{p,min} = 629$ °C за рахунок тепла від двох електронагрівачів з урахуванням зміни щільності частинок і впливу внутрішнього джерела теплової енергії становить 786,3 °C/хв, а швидкість прогрівання шару до середньої температури $t_{p,cp} = 789,5$ °C протягом $\tau = 48$ с – 987 °C/хв. Отже, можна прогнозувати, що час прогрівання шару з урахуванням впливу рециркуляції піролізних газів становитиме 34,5 с, а швидкість його прогрівання до температури $t_{p,cp} = 789,5$ °C сягне 1373 °C/хв.,

що відповідає атрибуту швидкого піролізу частинок Wood Birch.

Як зазначалося в [21], одним із недоліків способу швидкого піролізу з використанням двох електронагрівачів є невеликий міжтрубний зазор 35 мм, де розташовується фіксований шар піролізера. З розширенням цього зазору до 40 мм швидкість прогрівання фіксованого шару зменшується. З метою усунення цього недоліку необхідно використовувати рециркуляцію піролізних газів з температурою 800 °C. У цьому разі час прогрівання шару частинок Wood Birch у варіантах V і VI залежно від діаметра D становитиме: якщо $D_V = 240$ мм – $\tau = 309$ с (рис. 8, f); $D_{VI} = 300$ мм – $\tau = 328$ с. Отже, в разі збільшення діаметра D від 220 до 240 мм і від 220 до 300 мм час прогрівання шару зростає в 1,06 і 1,123 раза, тож швидкості прогрівання фіксованого шару зменшаться від 1373 до 1295,3 °C/хв та від 1373 до 1223 °C/хв відповідно. Отримані швидкості

прогрівання шару відповідають швидкому піролізу частинок Wood Birch.

Нагадаємо, що модель процесу терморозпаду складається з трьох паралельних первинних реакцій розкладання активної частини, що виділилася з частинки біомаси, на первинний піролізний газ, char та смоли, і двох вторинних реакцій – перетворення смоли на легкий (вторинний) газ і char за рахунок процесу крекінгу. Процес терморозпаду проілюстровано на рис. 9. На рис. 9, а видно, що з плином часу $0 < \tau \leq 44$ с процес розпаду активної частини, що виділилася з частинки біомаси, зміщується від зовнішньої та внутрішньої поверхонь

нагрівання піролізера (криві 1) вглиб нерухомого шару (криві 5), займаючи при цьому малий об'єм на ділянці $\Delta r = 0,0055$ м, розташований у центральній частині піролізера. При $\tau = 48$ с активна частина, що виділилася з частинки біомаси, зникає (крива 6 на рис. 9, а) і залишаються сліди смоли $\gamma_{\text{смола,III}}^{\text{birch}} = 0,82\%$ (крива 6 на рис. 9, б). Це свідчить про те, що практично вся смола перетворилася на легкий газ. Невеликий максимум на кривій 6 (рис. 9, с) пов'язаний з протіканням вторинної реакції смола $\rightarrow$ газ у центральній частині піролізера [20].

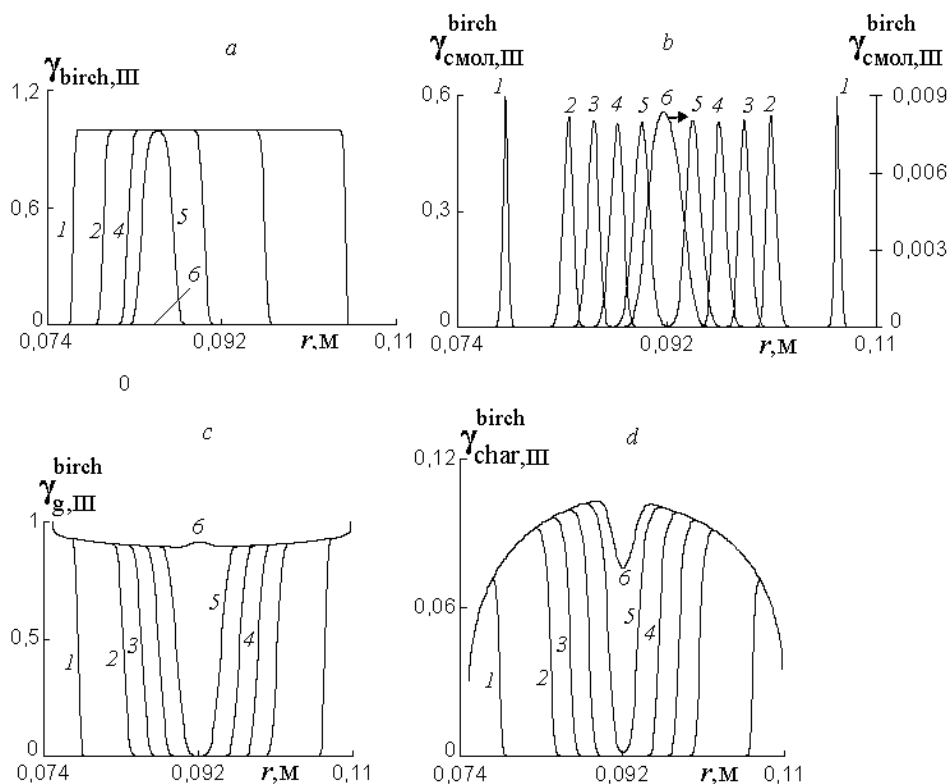


Рис. 9. Розподіл за перерізом нерухомого шару піролізера активної частини вихідної біомаси марки Wood Birch $\gamma_{\text{birch,III}}$, що виділилася (а), масових часток продуктів термолізу: смоли $\gamma_{\text{смола,III}}^{\text{birch}}$ (б), змішаного піролізного газу

$\gamma_{\text{g,III}}^{\text{birch}}$ (с) та char $\gamma_{\text{char,III}}^{\text{birch}}$ (д) для варіанта III залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 20; 3 – 28; 4 – 36; 5 – 44; 6 – 48

Fig. 9. Distribution along the cross-section of the fixed bed of the pyrolyzer of the released active part of the initial biomass of Wood Birch $\gamma_{\text{birch,III}}$ (a), mass fractions of thermolysis products: tar $\gamma_{\text{смола,III}}^{\text{birch}}$ (b), mixed pyrolysis gas $\gamma_{\text{g,III}}^{\text{birch}}$ (c) and char $\gamma_{\text{char,III}}^{\text{birch}}$ (d) for variant III in dependence on time, s: 1 – 4; 2 – 20; 3 – 28; 4 – 36; 5 – 44; 6 – 48

Обговоримо ще одне важливе питання, пов'язане з кількістю теплоти, підведеної ззовні за рахунок електроенергії, у разі обігріву шару піролізера двома (рис. 10, а) або трьома (рис. 10, б) джерелами теплової енергії. На рис. 10 видно, що в початковий момент часу ($\tau = 5$ с), коли значення теплосприйняття поверхонь нагрівання піролізера за рахунок електронагріву досягає мак-

симумів $Q_{\text{т.в.}} = 7201$ Вт (крива 12 на рис. 10, б) і $Q_{\text{т.в.}} = 9196$ Вт (крива 6 на рис. 10, а), теплосприйняття зовнішньої поверхні піролізера, зумовлене трьома джерелами теплової енергії (рис. 10, б), виявляється в 1,28 раза меншим, ніж теплосприйняття за рахунок двох джерел енергії (рис. 10, а), про що також свідчать табл. 1 і 2.

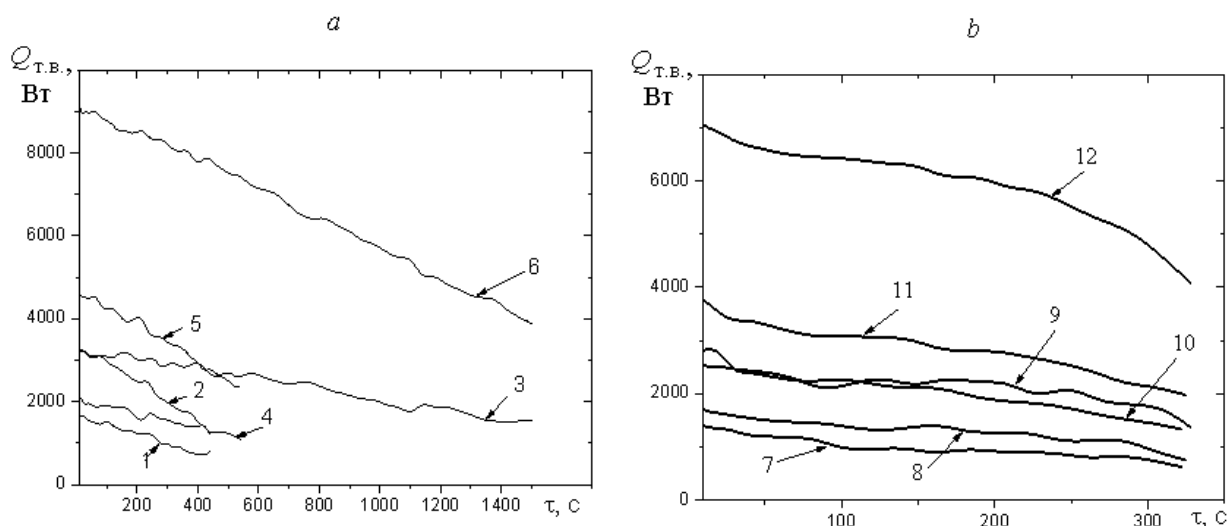


Рис. 10. Розподіл теплосприйняття зовнішньої (4–6, 10–12) і внутрішньої (1–3, 7–9) поверхонь нагріву піролізера залежно від часу та схеми організації піролізу: з двома електронагрівачами (а) і трьома джерелами тепла (двома електронагрівачами і рециркуляцією піролізного газу) (b), зовнішнього діаметра піролізера D : 1, 4, 7, 10 – 220 мм; 2, 5, 8, 11 – 240 мм; 3, 6, 9, 12 – 300 мм

Fig. 10. Heat perception distribution of external (4–6, 10–12) and internal (1–3, 7–9) pyrolyzer heating surfaces as a function of time and pyrolysis organization scheme: with two electric heaters (a) and three heat sources (two electric heaters and pyrolysis gas recirculation) (b), pyrolyzer external diameter D : 1, 4, 7, 10 – 220 mm; 2, 5, 8, 11 – 240 mm; 3, 6, 9, 12 – 300 mm

Табл. 1. Кількість підведеної до поверхні піролізера теплоти без рециркуляції піролізних газів

Table 1. The amount of heat supplied to the pyrolyzer surface without pyrolyzer gas recirculation

Без рециркуляції	Поверхня		Сума, кВт год
	внутрішня, кВт год	зовнішня, кВт год	
220 мм	0,142834833	0,289384139	0,432218972
240 мм	0,238111111	0,528399306	0,766510417
300 мм	0,982023611	2,733565972	3,715589583

Табл. 2. Кількість підведеної до поверхні піролізера теплоти з рециркуляцією піролізних газів

Table 2. The amount of heat supplied to the surface of the pyrolyzer with pyrolyzer gas recirculation

З рециркуляцією	Поверхня		Сума, кВт год	% зниження елетроенергії
	внутрішня, кВт год	зовнішня, кВт год		
220 мм	0,087000208	0,179215097	0,266215306	38,4
240 мм	0,116535278	0,254862514	0,371397792	51,5
300 мм	0,193230375	0,540143681	0,733374056	80,3

Отже, підключення третього джерела теплової енергії – піролізного газу з температурою 800 °С, що рециркулює, дає змогу скоротити кількість електричної енергії на власні потреби.

Проаналізуємо ще одну схему підведення теплової енергії до поверхонь нагріву піролізера (варіант VII), що дає змогу зменшити кількість електричної енергії на власні потреби (табл. 3). У перші 180 с відбувається електронагрів зовнішньої та внутрішньої поверхонь нагріву піролізера за постійних температур стінок $t_w(r = 0,075 \text{ м}) = t_w(r = 0,11 \text{ м}) = 950 \text{ °С}$. Далі здійснюється

ся відключення електронагрівача, розташованого на внутрішній поверхні піролізера, після чого відбувається обігрів внутрішньої труби димовими газами з температурою 1300 °С, що приводить до скорочення споживання електричної енергії на власні потреби на 12,18 %.

На відміну від [27], де використовується одностороннє підведення теплової енергії, тут застосовується двостороннє підведення енергії через зовнішню ($D = 220 \text{ мм}$) і внутрішню ($d = 150 \text{ мм}$) поверхні піролізера. Тому продукти піролізу виділяються як у приосьовій зоні, так і в пристінкових областях (рис. 11, 12). Функції витрат

газових компонентів мають дзвоноподібні профілі, які розташовуються локально по перерізу піролізера у вузькому діапазоні $\Delta r_j = r_{j+1} - r_j$. На відміну від [27], де з плином часу відбувається зміщення профілів витрат до осі реторти, тут зміщення дзвоноподібних профілів

здійснюється вглиб піролізера зі зменшенням максимальних значень амплітуд газових компонентів.

Табл. 3. Кількість підведеної теплоти до поверхонь нагріву піролізера залежно від схеми підводу теплової енергії

Table 3. The amount of heat supplied to the heating surfaces of the pyrolyzer depending on the heat supply scheme

Діаметр труби, мм	Поверхня		
	внутрішня, кВт год	зовнішня, кВт год	внутрішня + зовнішня, кВт год
$D = 220, d = 150$			
Схема підводу теплової енергії: електронагрів + рециркуляція піролізних газів			
$D = 220, d = 150$	0,087000208	0,179215097	0,266215306
Схема підведення теплової енергії: електронагрів + рециркуляція піролізних газів + нагрів димовими газами з температурою 1300 °С внутрішньої поверхні			
$D = 220, d = 150$ (електронагрів $0 < \tau \leq 180$ с)	0,054558611	0,179215097	0,233775306
$d = 150$ (димові газами $180 < \tau \leq 321$ с)	0,03244	0	0,03244

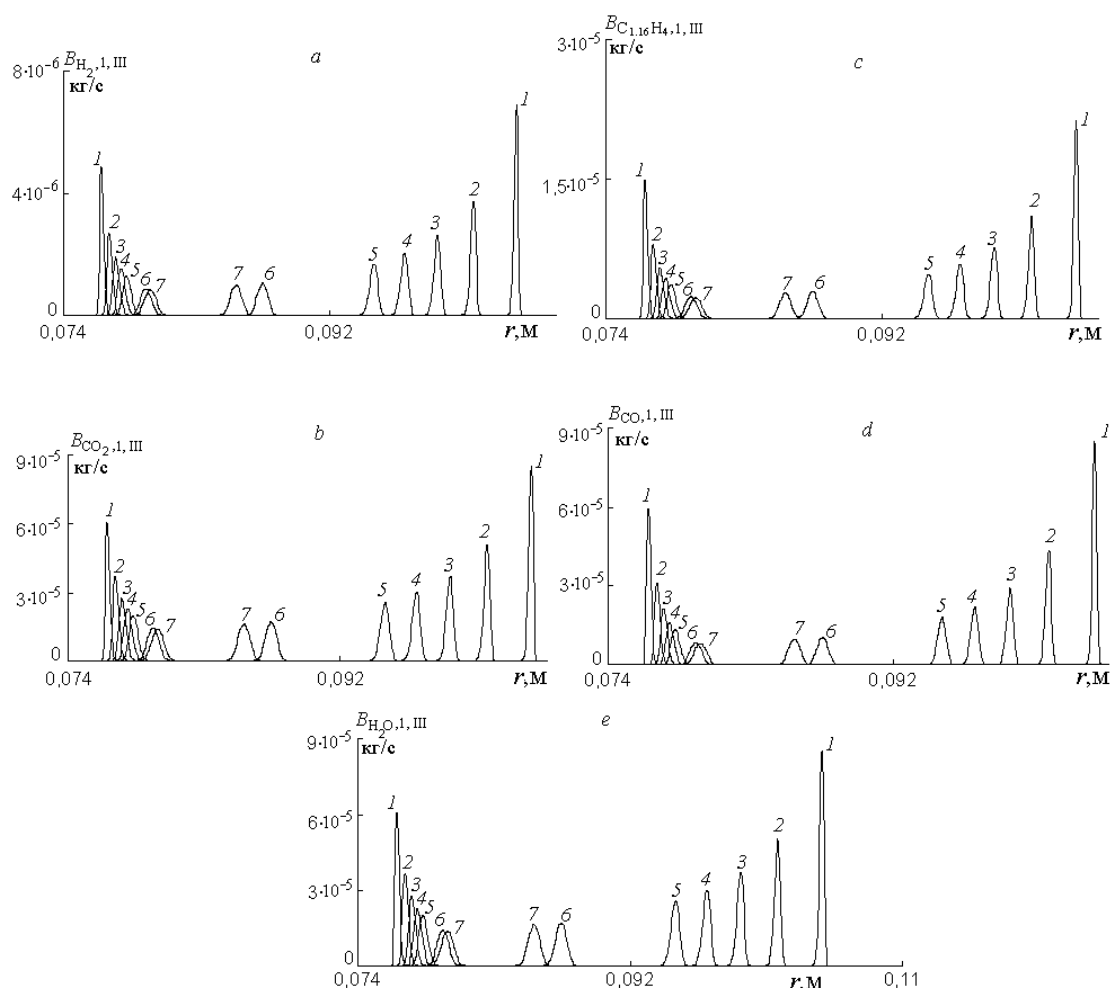


Рис. 11. Розподіл витрат компонентів первинного піролізного газу H_2 (a), CO_2 (b), $C_{1.16}H_4$ (c), CO (d), H_2O (e) за перерізом нерухомого шару для варіанта III залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 8; 3 – 12; 4 – 16; 5 – 20; 6 – 36; 7 – 40

Fig. 11. Distribution of primary pyrolysis gas components H_2 (a), CO_2 (b), $C_{1.16}H_4$ (c), CO (d), H_2O (e) flow rates over the fixed bed cross-section for variant III as a function of time, s: 1 – 4; 2 – 8; 3 – 12; 4 – 16; 5 – 20; 6 – 36; 7 – 40

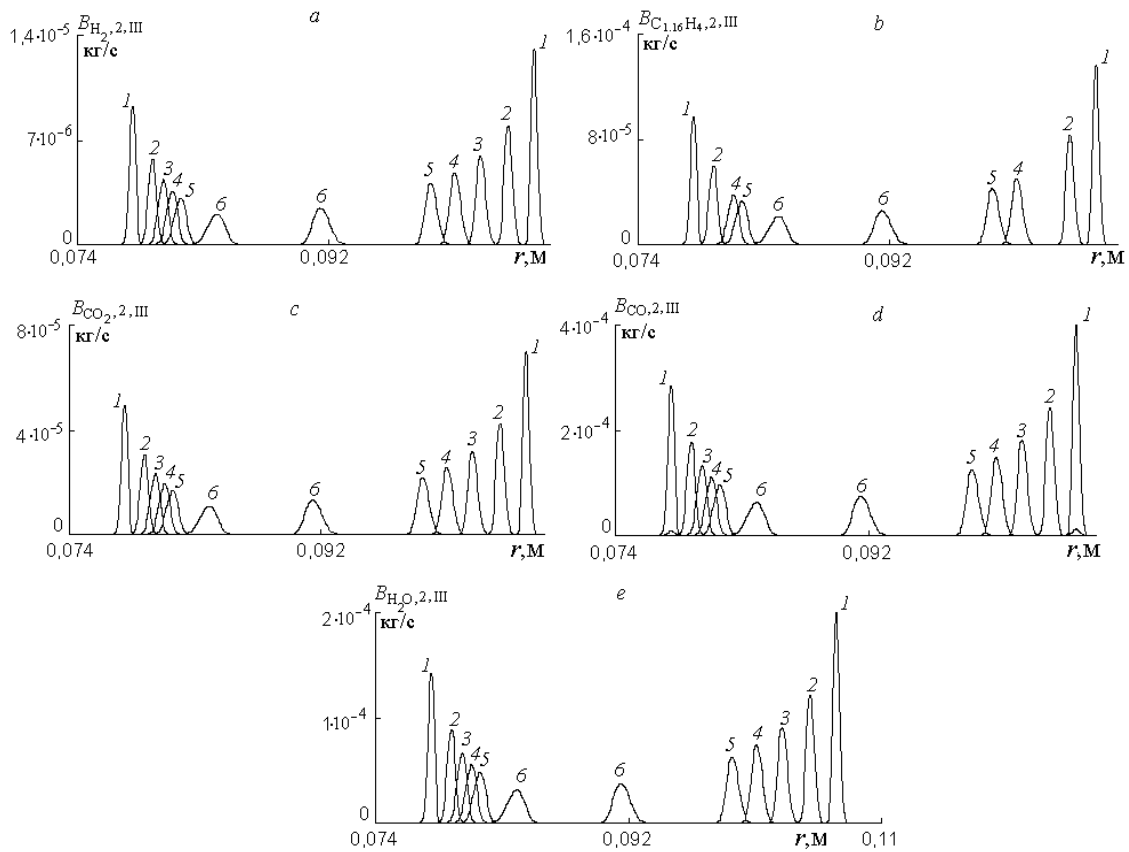


Рис. 12. Розподіл витрат компонентів вторинного піролізного газу H_2 (a), $C_{1,16}H_4$ (b), CO_2 (c), CO (d), H_2O (e) за перерізом нерухомого шару для варіанта III залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 8; 3 – 12; 4 – 16; 5 – 20; 6 – 40

Fig. 12. Distribution of the secondary pyrolysis gas components H_2 (a), $C_{1,16}H_4$ (b), CO_2 (c), CO (d), H_2O (e) over the fixed bed cross-section for variant III as a function of time, s: 1 – 4; 2 – 8; 3 – 12; 4 – 16; 5 – 20; 6 – 40

Висновки

1. З використанням моделі процесу термоліза [20] проведено широкі числові дослідження впливу теплоємності біомаси, граничних умов, рециркуляції піролізних газів, зовнішніх теплових потоків і теплових ефектів терморозпаду на швидкість прогрівання фіксованого шару частинок Wood Birch.

2. Показано, що:

а) найбільші значення теплоємності частинок Wood Birch $2,723 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$ (див. (2) [23]) отримано за високих температур, коли частинка складається переважно з коксозольного залишку, теплоємність ($1,9 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$) якого істотно нижча за теплоємність біомаси. Для усунення цього парадокса запропоновано новий вираз для визначення теплоємності біомаси, в якому значення теплоємності частинок залежить не тільки від температури [23], а й від кількості летких речовин, що залишилися в частинці у момент часу, що розглядається;

б) врахування теплового ефекту процесу терморозпаду в рівнянні теплової енергії частинок приводить до зменшення часу прогрівання шару частинок Wood Birch від $72 \text{ (} t_{p,\min} = 639^\circ\text{C)}$ до $48 \text{ с (} t_{p,\min} = 629^\circ\text{C)}$ та підвищення швидкості прогрівання шару до 987°C/хв ;

в) склад змішаного піролізного газу слабо відрізняється від складу первинного піролізного газу;

г) склад продуктів первинного піролізного газу за низьких температур ($t_g = 350\text{--}425^\circ\text{C}$), характеризується високим вмістом баласту CO_2 і H_2O та малою концентрацією активної частини газової суміші – CO і $C_{1,16}H_4$;

д) склад первинного піролізного газу (на суху масу) при $t_g = 750^\circ\text{C}$ такий: $CO_2 = 11,70\%$, $CO = 45,86\%$, $H_2 = 17,8\%$, $C_{1,16}H_4 = 24,36\%$ ($CH_4 = 17\%$ і $C_2H_4 = 7,36\%$) і $N_2 = 0,24\%$, що задовільно збігається з експериментальними даними [26]: $CO_2 = 13,4\%$, $CO = 47,0\%$, $H_2 = 10,1\%$, $CH_4 = 19,8\%$ і $C_2H_4 = 9,70\%$;

е) для скорочення часу перебування частинок у зоні низьких температур з метою зменшення кількості низькокалорійних газів у суміші газів, що йдуть із піролізера, було підвищено температуру поверхонь нагріву піролізера від 850 [21] до 950°C і від 800 [21] до 950°C , а отже, й ударні теплові потоки в початковий момент часу $\tau = 1 \text{ с}$: $q_{r=0,11+}$ – від $203,2$ [21] до $323 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ і $q_{r=0,075-}$ – від $187,16$ [21] до $330,6 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$;

ж) одним з ефективних способів підвищення швидкості прогрівання шару є рециркуляція високотемпературних піролізних газів, що надходять у зону піролізу. Це приводить до зменшення часу прогрівання шару від 48 до $34,5 \text{ с}$, внаслідок чого швидкість прогрівання частинок до температури $t_{p,cr} = 789,5^\circ\text{C}$ зростає від 987 до 1373°C/хв. , що відповідає швидкому піролізу частинок Wood Birch;

з) одним з недоліків способу швидкого піролізу з використанням двох електронагрівачів є невеликий міжтрубний зазор 35 мм, де розташовується шар піролізера [20, 21]. При підвищенні зовнішнього діаметра піролізера від 220 до 240 мм і від 220 до 300 мм час прогріву шару зростає в 1,06 і 1,123 раза, внаслідок чого швидкість прогрівання шару частинок Wood Birch зменшується від 1373 до 1295,3 °C/хв, і від 1373 до 1223 °C/хв відповідно;

і) протягом 48 с активна частина, що виділилася з частинки біомаси, практично вся розкладається, і залишається лише мала частина смоли $\gamma_{\text{смола,III}}^{\text{birch}} = 0,82\%$, що свідчить про практично повне перетворення смоли на легкий піролізний газ;

к) використання рециркуляції високотемпературних піролізних газів дає змогу зменшити зовнішні ударні теплові потоки, що сприяє зменшенню споживання електроенергії для власних потреб;

л) склад змішаного піролізного газу при $t_g = 800\text{ °C}$ (на суху масу): $\text{CO}_2 = 7,14\%$, $\text{CO} = 51,4\%$, $\text{H}_2 = 15,56\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 23,72\%$ ($\text{CH}_4 = 16,6\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 7,116\%$), $\text{N}_2 = 0,296\%$ і $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} = 2,2\%$, отриманий з використанням уточненого складу вторинного газу [21]: $\text{CO} = 0,464$, $\text{CO}_2 = 0,101$, $\text{H}_2 = 0,01$, $\text{H}_2\text{O} = 0,23$, $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} = 0,058$ і $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 0,137$, точніше описує результати експерименту при $t_g = 800\text{ °C}$: $\text{CO}_2 = 8,3\%$, $\text{CO} = 50,70\%$, $\text{H}_2 = 16,8\%$, $\text{CH}_4 = 16,2\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 7,9\%$ [26], ніж склад змішаного піролізного газу при $t_g = 800\text{ °C}$: $\text{CO}_2 = 5,163\%$, $\text{CO} = 46,6\%$, $\text{H}_2 = 21,35\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 24,86\%$ ($\text{CH}_4 = 17,4\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 7,46\%$, отриманий з використанням складу вторинного газу, представленого в [22]: $\text{CO} = 0,46$, $\text{CO}_2 = 0,08$, $\text{H}_2 = 0,015$, $\text{H}_2\text{O} = 0,23$, $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} = 0,058$ і $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 0,157$;

м) одним із методів зменшення споживання електричної енергії на 12,18 % є комбінований обігрів внутрішньої поверхні піролізера: протягом 180 с відбувається електронагрівання поверхні, далі – його знеструмлення, після чого внутрішня поверхня піролізера нагрівається за рахунок тепла димових газів з $t_g = 1300\text{ °C}$.

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. Офіційний сайт 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 pine wood through abed of hot char. *Fuel.* 2011. Vol. 90. Pp. 1041–1048.
8. Батенин В. М. Термические методы 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. Беляков В. П. Криогенная техника и технология. М.: Энергоиздат. 1982. 272 с.
11. ГОСТ 2939-63 Газы. Условия для определения объема. М.: Издательство стандартов. 1988. 3 с.
12. Drift A., Boerrigter H., Coda B., Cieplik M., Hemmes K. Entrained Flow Gasification of Biomass — Ash Behavior, Feeding Issues and System Analyses. *Energy Research Center of the Netherlands, Petten.* 58 p.
13. Basu P. Biomass Gasification. Pyrolysis and Torrefaction (Second Edition). Practical Design and Theory. Dalhousie University and Greenfield Research Incorporated. Acad. Press. 2013. 552 p.
14. Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes. Final report: NNFCC project 09/008. E4tech. 2009. 130 p.
15. Chhiti Y., Kemiha M. Thermal Conversion of Biomass. Pyrolysis and Gasification: A Review / Younes Chhiti. Mohammed. *The International Journal of Engineering And Science (IJES).* 2013. Vol. 2, № 3. Pp. 75–85.
16. Рахманкулов. Д. Л., Вильданов Ф. Ш., Латыпова Ф. Н., Чанышев Р. Р., Ишбулатов Р. Ф. Современные методы газификации биомассы. *Башкирский химический журнал.* 2010. Т. 17. № 2. С. 36–42.
17. Review of Finnish biomass gasification technologies: OPET Report 4. Vienna. University of Technology. 2002. Pp. 1–19.
18. Mason J. Downdraft gasification system and method: USA Patent Application (Application #20150232768). All power labs. Inc. Aug 20, 2015.
19. Жовтянський В. А., Дудник О. М., Остапчук М. В., Соколовська І. С. Конверсія вуглецевмісної сировини з використанням плазм вих технологій. *Екотехнології і ресурсозбереження.* 2023. № 4. С. 90–112.
20. 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.
21. 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.
22. Natale G., Galgano A., Di Blasi C. Modeling particle population balances in fluidized-bed wood gasifiers biomass and bioenergy. 2014. Vol. 62. Pp. 123–137.

23. Blank M., Benesch C., Knauss G., Petermeier P., Brunner T., Obernberger I. TAR AND SOOT MODELLING OF PRODUCER GAS FROM BIOMASS PYROLYSIS AND UP-DRAFT GASIFIERS. 31st European Biomass Conference and Exhibition. June 2023. Bologna, Italy. Pp. 581–587.
 24. Thunman H., Niklasson F., Johnsson F. and Leckner Bo. Composition of Volatile Gases and Thermochemical Properties of Wood for Modeling of Fixed or Fluidized Beds. *Energy & Fuels*. 2001. № 15. Pp. 1488–1497.
 25. Гордон Л. В. и др. Технология и оборудование лесохимических производств. М.: Лесн. пром-сть. 1979. 288 с.
 26. Zanzi R., Sjöström K., and Björnbom E. Rapid high-temperature pyrolysis of biomass in a free-fall reactor. 1996. *Fuel*. Vol. 75. № 5. Pp. 545–550.
 27. Рохман Б. Б., Кобзар С. Г. Дослідження кінетики процесу піролізу біомаси у фіксованому шарі. 1. Моделювання та чисельний аналіз термічного розкладання лігніну. *Енерготехнології та ресурсозбереження*. 2024. № 1. С. 84–94.
- 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.
 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 abed 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*. 2010. Vol. 11. Pp. 36–42.
 9. Batenin V. M., Zaichenko V. M., Kosov V. F., Sinelshchikov V. A. Pyrolytic conversion of biomass into gaseous fuel. *Reports of the Academy of Sciences*. 2012. Vol. 446. № 2. Pp. 179–182.
 10. Belyakov V. P. Cryogenic technique and technology. Moscow: Energoizdat. 1982. 272 p.
 11. GOST 2939-63 Gases. Conditions for volume determination. Moscow: Publishing house of standards. 1988. 3 p.
 12. Drift A., Boerrigter H., Coda B., Cieplik M., Hemmes K. Entrained Flow Gasification of Biomass — Ash Behavior, Feeding Issues and System Analyses. *Energy Research Center of the Netherlands, Petten*. 58 p.
 13. Basu P. Biomass Gasification. Pyrolysis and Torrefaction (Second Edition). Practical Design and Theory. Dalhousie University and Greenfield Research Incorporated. Acad. Press. 2013. 552 p.
 14. Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes. Final report: NNFC project 09/008. E4tech. 2009. 130 p.
 15. Chhiti Y., Kemiha M. Thermal Conversion of Biomass. Pyrolysis and Gasification: A Review / Younes Chhiti. Mohammed. *The International Journal of Engineering And Science (IJES)*. 2013. Vol. 2, № 3. Pp. 75–85.
 16. Rakhmankulov. D. L., Vildanov F. Sh., Latypova F. N., Chanyshiev R. R., Ishbulatov R. F. Modern methods of biomass gasification. *Bashkir Chemical Journal*. 2010. Vol. 17. № 2. Pp. 36–42.
 17. Review of Finnish biomass gasification technologies: OPET Report 4. Vienna. University of Technology. 2002. Pp. 1–19.
 18. Mason J. Downdraft gasification system and method: USA Patent Application (Application #20150232768). All power labs. Inc. Aug 20. 2015.
 19. Zhovtyansky V., Dudnyk. O., Ostapchuk. M., Sokolovska. I. CONVERSION OF CARBON-CONTAINING RAW MATERIAL USING PLASMA TECHNOLOGIES. *Energy Technologies & Resource Saving*. 2023. Vol. 4. Pp. 90–112.
 20. Rokhman. B. B. Kobzar S. G. DESIGN FEATURES OF THE EXPERIMENTAL UNIT AND NUMERICAL STUDIES OF BIOMASS THERMOCHEMICAL PROCESSING. PART. 1. REACTOR DESCRIPTION AND WORKFLOW MODELING. *Vidnovluvana energetika*. 2024. № 2. Pp. 123–136.
 21. 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 // *Vidnovluvana energetika*. 2024. № 3. Pp. 153–165.
 22. Natale G., Galgano A., Di Blasi C. Modeling particle population balances in fluidized-bed wood gasifiers. *Biomass and bioenergy*. 2014. Vol. 62. Pp. 123–137.
 23. M. Blank, C. Benesch, G. Knauss, P. Petermeier, T. Brunner, I. Obernberger TAR AND SOOT MODELLING OF PRODUCER GAS FROM BIOMASS PYROLYSIS AND UP-DRAFT GASIFIERS. 31st European Biomass Conference and Exhibition. June 2023. Bologna, Italy. Pp. 581–587.
 24. Thunman H., Niklasson F., Johnsson F. and Leckner Bo. Composition of Volatile Gases and Thermochemical Properties of Wood for Modeling of Fixed or Fluidized Beds. *Energy & Fuels*. 2001. № 15. Pp. 1488–1497.
 25. Gordon L. V. et al. Technology and equipment of wood-chemical productions. Moscow: Lesnaya Promyshlennaya Industriya. 1979. 288 p.
 26. Zanzi R., Sjöström K., and Björnbom E. Rapid high-temperature pyrolysis of biomass in a free-fall reactor. 1996. *Fuel*. Vol. 75. № 5. Pp. 545–550.
 27. Rokhman B., Kobzar S. APPLICATIO STUDY ON KINETICS OF BIOMASS PYROLYSIS IN THE FIXED BED. 1. SIMULATION AND NUMERICAL ANALYSIS OF LIGNIN THERMAL DECOMPOSITION. *Energy Technologies & Resource Saving*. 2024. Vol. 1. Pp. 84–94.