

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

ЧАСТИНА 2.

АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ПІРОЛІЗУ В АПАРАТІ З ФІКСОВАНИМ ШАРОМ

Отримано 15 квіт. 2024 р.; рекомендовано до публікації 16 вер. 2024 р.

Доступно онлайн 01 жов. 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>

З використанням побудованої в першій частині роботи моделі піролізу біомаси проведено 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: а) для швидкого піролізу необхідно в початкові моменти часу $\tau = 0-1$ с підвести до зовнішньої та внутрішньої стінок піролізера великі потоки тепла: $q_{w+} = 203,2$ та $q_{w-} = 187,16$ кДж/(с·м²), відповідно. Отримано залежності $q_w(\tau)$, необхідні для регулювання температур стін піролізера; б) на виході з шару частинок *Bagasse* отримують такий склад газу за температури 736 °С (на суху масу): CO₂ = 12,1 %; CO = 44,70 %; H₂ = 17,2 %; C_{1,16}H₄ = 24,95 % (70 % CH₄ + 30 % C₂H₄); C₆H_{6,2}O_{0,2} = 0,712 % і N₂ = 0,3 % з калорійністю 19 185 кДж/нм³; в) за температури 850 °С склад газу: CO₂ = 7,13 %; CO = 51,4 %; H₂ = 15,6 %; C_{1,16}H₄ = 23,71 %; C₆H_{6,2}O_{0,2} = 2,2 % – задовільно узгоджується з дослідними даними Zanzi R., отриманими при температурі 850 °С: CO₂ = 9 %; CO = 56,2 %; H₂ = 15,70 %; CH₄ = 12 % і C₂H₄ = 6,9 %; г) основною проблемою організації швидкого піролізу *Bagasse* є вузький міжтрубний проміжок – 35 мм, де розташовується шар; д) для розширення проміжку до 75 мм при збереженні високих швидкостей прогріву шару необхідно використовувати рециркуляцію піролізних газів з температурою 800 °С.

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

DESIGN FEATURES OF THE EXPERIMENTAL UNIT AND NUMERICAL STUDIES OF BAGASSE THERMOCHEMICAL PROCESSING

PART 2.

ANALYSIS OF THE PYROLYSIS PROCESS IN A FIXED BED APPARATUS

Received Apr. 15, 2024; accepted Sept. 16, 2024

Available online Oct. 01, 2024

Rohman B. B.¹, Kobzar S. G.²

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

Using the biomass pyrolysis model built in the first part of the work, the *Bagasse* and *Wood Birch* thermolysis process was investigated. Different variants of bed heating were considered by: a) electric heating of the outer and inner surfaces of the pyrolyzer; b) electric heating of the outer surface and heating of the inner surface of the pyrolyzer with combustion products; c) electric heating of the outer surface of the pyrolyzer and

¹ Dr. of Tech. Science

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

² Cand. of Tech. Science

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

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

combined heating of the inner surface: in the first 20 s electric heating is used, further – thermal energy of combustion products with a temperature of 1300 °C. It is shown that: a) for fast pyrolysis it is necessary at the initial moments of time $\tau = 0-1$ s to bring to the outer and inner walls of the pyrolyzer large heat fluxes: $q_{w+} = 203.2$ and $q_{w-} = 187.16$ kJ/(s·m²), respectively. The dependences $q_w(\tau)$ necessary for regulating the temperatures of the pyrolyzer walls were obtained; b) at the outlet from the Bagasse pellet bed the following gas composition at a temperature of 736 °C (on dry mass) is obtained: CO₂ = 12,1 %; CO = 44,70 %; H₂ = 17,2 %; C_{1,16}H₄ = 24,95 % (70 % CH₄ + 30 % C₂H₄); C₆H_{6,2}O_{0,2} = 0,712 % i N₂ = 0,3 % with a caloric value of 19185 kJ/nm³; c) at temperature 850 °C the gas composition: CO₂ = 7,13 %; CO = 51,4 %; H₂ = 15,6 %; C_{1,16}H₄ = 23,71 %; C₆H_{6,2}O_{0,2} = 2,2 % satisfactorily agrees with the experimental data Zanzi R., obtained at temperature 850 °C: CO₂ = 9 %; CO = 56,2 %; H₂ = 15,70 %; CH₄ = 12 % i C₂H₄ = 6,9 %; d) the main problem of Bagasse fast pyrolysis organizing, is a narrow intertube gap of 35 mm, where the bed is located; e) to expand the gap to 75 mm keeping high heating bed rates, it is necessary to use recirculation of pyrolysis gases with temperature 800 °C.

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

Вступ. Використання деревної біомаси в енергетиці – це такі способи переробки, за допомогою яких відбувається цілеспрямоване перетворення біохімічної енергії деревної біомаси на інші види енергії: теплову, механічну та електричну, а також на хімічну енергію синтетичних палив. Сьогодні методи переробки деревної біомаси для використання в енергетиці можна умовно розділити на дві групи: термохімічні та біохімічні. До перших належать спалювання, газифікація та піроліз. До других – анаеробне зброджування і ферментація. Італійська компанія ENEL Produzione з 1998 року має установку швидкого піролізу продуктивністю до 650 кг/год біомаси, що складається з двох реакторів киплячого шару і працює за технологією RTP (Rapid Thermal Processing) компанії Ensyn (Кана). Газоподібні продукти, які отримують за RTP-технологією, придатні для прямого спалювання в котлах. Інша італійська компанія, Pasquali, експлуатує установку з циркулюючим киплячим шаром продуктивністю 25 кг/год. За оптимальних умов вихід продуктів піролізу досягає 65 % маси сухої сировини [1]. Широкого поширення набуває технологія абляційного піролізу, який проводиться під тиском із впливом гарячого потоку піску. Нагрів частинок палива здійснюється через нагріту теплопередавальну поверхню при високій швидкості подачі біомаси, що ковзає по ній. Перший абляційний конусний реактор швидкого піролізу був розроблений у 1989–1993 роках в університеті Twente (Нідерланди) [2]. Для опису процесу піролізу використовують різні кінетичні моделі, що відрізняються кількістю або незалежних паралельних (зазвичай від однієї до трьох), або незалежних послідовних (характерних для різних температурних інтервалів) хімічних реакцій, відповідальних за вихід летких [3, 4]. Найпростішою моделлю опису термічного розкладання органічної сировини рослинного походження є одноканальна модель, в якій константа швидкості реакції найчастіше описується Арреніусівською залежністю [5]. У [6] розглянуто модель, що складається з двох послідовних реакцій розкладання органічної сировини (рисового лушпиння та бамбукової тирси). Було виділено дві основні зони терморозпаду: перша – з температурою 200–400 °C і друга – з температурою понад 400 °C. Вміст

основних органічних речовин у деревині залежить від породи: у хвойних породах – 48–56 % целюлози, 26–30 % лігніну, 23–26 % геміцелюлоз, які містять 10–12 % пентозанів і близько 13 % гексозанів; у листяних породах – 46–48 % целюлози, 19–28 % лігніну, 26–35 % геміцелюлоз, які містять 23–29 % пентозанів і 3–6 % гексозанів [7]. Автори статті [8] проводять кінетичний аналіз піролізу рослинної сировини, описуючи незалежний розпад чотирьох основних компонентів сировини (геміцелюлози, целюлози, лігніну, екстрактивних речовин) з першим порядком реакції для кожного процесу. В [9] досліджується вплив темпу нагрівання біомаси від 1 до 100 °C/хв на температурні піки розкладання зразків. З підвищенням темпу нагріву відбувається зміщення піків у бік вищих температур, що обумовлюється наявністю температурного градієнта поверхні зразка, тобто зменшенням часу реакції. Представлені висновки також добре узгоджуються з результатами схожих досліджень, наведених у [10–12].

У першій частині цієї роботи наведено опис установки, побудовано нестационарні моделі піролізу біомаси та газифікації її коксового залишку в нерухомому шарі, сформульовано граничні умови для параболічних і звичайних диференціальних рівнянь. Друга частина роботи присвячена динаміці виходу летких речовин із щільно упакованого шару частинок біомаси 6, розташованого між двома концентричними циліндрами 7 і 53 (рис. 1 з [13]).

Процес піролізу у фіксованому шарі відбувається за високих температур під впливом двох (або трьох) зовнішніх джерел теплової енергії. Розглядаються такі схеми піролізу з використанням: а) двох електронагрівачів, розташованих на поверхнях нагріву циліндрів 7 і 53; б) електронагрівача, розташованого на поверхнях нагріву труби 53, і тепла продуктів згоряння, які омивають трубу 7; в) електрообігріву стінки труби 53 та комбінованого обігріву (електрообігрів + тепло продуктів згоряння) поверхні циліндра 7; г) двох електронагрівачів та рециркуляційного піролізного газу з температурою 800 °C. Як вихідні палива використовувалися Bagasse і Wood Birch, елементарні склади яких представлені в табл. 1.

Таблиця 1. Елементарний склад біомаси

Table 1. Elemental composition of biomasses

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

Постановка задачі. Початкові умови для піролізера з фіксованим шаром 6 (рис. 1 з [13]). Варіант I: $H_{bed} = 450$ мм, $\delta_0 = 10$ мм, $\varepsilon = 0,477$, $\rho_{p0} = 806,6$ кг/м³ (на суху масу), $t_{p0} = 100$ °C, $D = 220$ мм, $d = 150$ мм. Склад легкого газу (у масових частках): CO = 0,464; CO₂ = 0,101; H₂ = 0,01; H₂O = 0,23; C₆H_{6,2}O_{0,2} = 0,058 і C_{1,16}H₄ = 0,137. У варіанті I розглядаються дві схеми підведення теплової енергії з використанням: а) двох електронагрівачів; б) електронагрівача, що обігріває трубу 53, і тепла продуктів згоряння, що омивають трубу 7. Варіант II відрізняється від варіанта I підведенням теплової енергії до поверхні внутрішньої труби 7.

У перші 20 с для підтримання температури $t_{p,II}$ (τ , $r = 0,075$ м) = 800 °C на поверхні труби 7 використовують електричну енергію, а в діапазоні $20 < \tau \leq 60$ –64 с – теплову енергію продуктів згоряння з постійною температурою $t_{дим.газ} = 1300$ °C і швидкістю газів $u_{дим.газ0} = 50$ м/с. У варіанті III для піролізу використовуються два електронагрівачі. Варіант III відрізняється від варіантів I і II розміром

діаметра труби 53 – $D_{III} = 230$ мм. Як паливо у варіантах I–III використовується Bagasse (див. табл. 1). У варіанті IV використовується біомаса марки Wood Birch зі щільністю $\rho_{p0} = 617,5$ кг/м³ (на суху масу). Схема піролізу відповідає варіанту II, початкові та граничні умови – варіантам I і II.

Аналіз результатів розрахунку процесу піролізу. Проаналізуємо спочатку динаміку процесу піролізу Bagasse за рахунок теплової енергії: а) двох електронагрівачів, розташованих на поверхнях нагріву циліндрів 53 і 7 діаметрами $D = 220$ мм і $d = 150$ мм, відповідно (варіант I, а; рис. 1, а з [13]); б) електронагрівача, розташованого на поверхні циліндра 53, і продуктів згоряння, що омивають внутрішню поверхню труби 7 (варіант I, б). Для організації в щільно упакованому шарі 6 швидкого піролізу необхідно в початкові моменти часу підвести до поверхонь нагріву труб 7 і 53 дуже великі потоки теплової енергії: за $\tau = 1$ с – $q_{r=0,11+} = 203,2$ кДж/(с·м²) та $q_{r=0,075-} = 187,16$ кДж/(с·м²) (криві 1 та 2 на рис. 1).

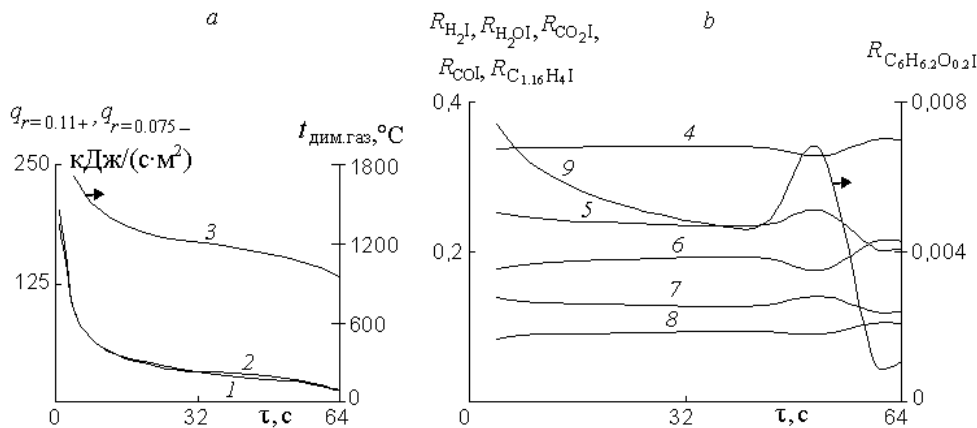


Рис. 1. Розподіл зовнішніх теплових потоків і температури димових газів (а) та об'ємних часток компонентів змішаного піролізного газу на виході з піролізера (б) залежно від часу для варіанту I: 1 – тепловий потік, що падає на поверхню зовнішньої труби – $q_{r=0,11+}$; 2 – тепловий потік, що падає на поверхню внутрішньої труби – $q_{r=0,075-}$; 3 – температура димових газів; 4 – CO; 5 – H₂O; 6 – C_{1,16}H₄; 7 – H₂; 8 – CO₂; 9 – C₆H_{6,2}O_{0,2}.

Fig. 1. Distribution of external heat fluxes and temperature of flue gases(a) and volume fractions of components of the mixed pyrolysis gas at the outlet of the pyrolyzer(b) as a function of time for variant I: 1 – heat flux incident on the surface of the outer tube – $q_{r=0,11+}$; 2 – heat flux incident on the surface of the inner tube – $q_{r=0,075-}$; 3 – flue gas temperature; 4 – CO; 5 – H₂O; 6 – C_{1,16}H₄; 7 – H₂; 8 – CO₂; 9 – C₆H_{6,2}O_{0,2}.

Для цього через ніхромові спіралі 4 і 5 діаметром 5 мм (циліндр 53) і 3 мм (циліндр 7) пропускається струм $I = 166$ А (циліндр 53) і $I = 103$ А (циліндр 7) під напругою $U = 380$ В (рис. 1, а з [13]). З рис. 1 видно, що з плином часу відбувається падіння теплових потоків $q_{r=0,11+}$ і $q_{r=0,075-}$. Це можна пояснити виходячи з аналізу другого рівняння (21) [13] з урахуванням того, що ліва частина рівняння, що розглядається, дорівнює нулю (температури повер-

хонь нагріву циліндрів 53 і 7 постійні). У цьому разі друге рівняння (21) [13] перетворюється до вигляду:

$$\frac{\partial}{r \partial r} [rq] = 0. \quad (1)$$

Проінтегруємо рівняння теплопереносу дисперсної фази (1) по половині контрольних об'ємів $(0,11-\Delta r) \leq r \leq 0,11$ м і $0,075 \leq r \leq (0,075+\Delta r)$ м, отримаємо:

$$q_{r=0,11+}^{\tau+1} = \frac{\lambda_{\text{эф.пір,сп}}^{\tau+1/2} (t_{\text{пр}=0,11}^{\tau+1} - t_{\text{пр}=0,11-\Delta r}^{\tau+1})}{(r_{=0,11} - r_{=0,11-\Delta r})}, \quad q_{r=0,075-}^{\tau+1} = \frac{\lambda_{\text{эф.пір,сп}}^{\tau+1/2} (t_{\text{пр}=0,075}^{\tau+1} - t_{\text{пр}=0,075+\Delta r}^{\tau+1})}{(r_{=0,075+\Delta r} - r_{=0,075})}. \quad (2)$$

Тепловий потік, сформований на поверхні циліндра 7 (рис. 1, а з [13]), за рахунок обігріву продуктами згоряння визначається як:

$$q_{r=0,075-}^{\tau+1} = \alpha_{\Sigma r=0,075-}^{\tau+1/2} (t_{\text{дим.газ}}^{\tau+1} - t_{\text{пр}=0,075}^{\tau+1}). \quad (3)$$

З використанням (3) друге рівняння (2) набуває вигляду:

$$\alpha_{\Sigma r=0,075-}^{\tau+1/2} (t_{\text{дим.газ}}^{\tau+1} - t_{\text{пр}=0,075}^{\tau+1}) = \frac{\lambda_{\text{эф.пір,сп}}^{\tau+1/2} (t_{\text{пр}=0,075}^{\tau+1} - t_{\text{пр}=0,075+\Delta r}^{\tau+1})}{(r_{=0,075+\Delta r} - r_{=0,075})}. \quad (4)$$

З рівнянь (2) – (4) випливає, що зі зростанням температур частинок $t_{r=0,11-\Delta r}^{\tau+1}$ і $t_{r=0,075+\Delta r}^{\tau+1}$ з плином часу в пристінкових зонах, що примикають до труб 53 і 7 (рис. 1, а з [13]), відбувається зниження зовнішніх теплових потоків і температури димових газів (криві 1–3 на рис. 1, а). Таким чином, отримано залежності $q_{w+}(\tau)$ і $q_{w-}(\tau)$, за допомогою яких можна регулювати значення q_{w+} і q_{w-} в усьому діапазоні процесу піролізу $0 < \tau < 60$ с у фіксованому шарі 6, тим самим перешкоджаючи перегріву труб 53 і 7, виготовлених зі сталі X20H14C2. Регулювання величин теплових потоків здійснюється шляхом зміни сили струму I і напруги U . Для контролю температур стінок циліндрів 53 і 7 необхідно оснастити дослідну установку КВП і автоматикою. Регулювати температуру продуктів згоряння $t_{\text{дим.газ}}(\tau)$ у вузькому інтервалі $4 < \tau < 60$ с,

де значення функції $t_{\text{дим.газ}}(\tau)$ змінюється від 1716 до 1016,5 °C доволі важко через велику інертність (у часі) процесу горіння в топковій камері. Крім того, за високих температур продуктів згоряння, 1716 °C, доведеться футерувати поверхні нагріву труб 7 і 52, що призведе до істотного зменшення теплового потоку, що проходить через поверхню труби 7. Тому в зоні високих температур $t_{\text{дим.газ}} = 1716\text{--}1288$ °C в інтервалі $4 < \tau < 20$ с кращим для варіантів I–III виявляється електрообігрів труби 7, а на ділянці $20 < \tau < 60$ с у варіантах I і III використовують електрообігрів, у варіанті II – продукти згоряння з постійною температурою 1300 °C (рис. 1 з [13]). Таке технічне рішення, прийняте у варіанті II, дає змогу скоротити споживання електроенергії на власні потреби та зменшити час прогрівання шару, про що свідчить рис. 2.

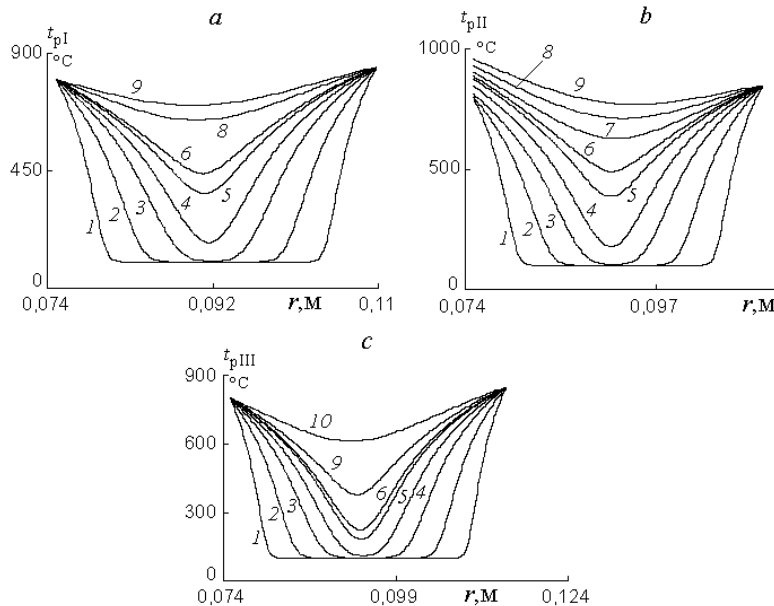


Рис. 2. Розподіл температури частинок Bagasse за перерізом шару для варіантів I(a), II(b) і III(c) залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 12; 3 – 24; 4 – 36; 5 – 48; 6 – 52; 7 – 56; 8 – 60; 9 – 64; 10 – 76

Fig.1 Temperature distribution of Bagasse particles along the bed cross-section for variants I(a), II (b) and III(c) as a function of time, s: 1 – 4; 2 – 12; 3 – 24; 4 – 36; 5 – 48; 6 – 52; 7 – 56; 8 – 60; 9 – 64; 10 – 76

З рис. 2 а, b видно, що температура частинок Bagasse в точці $r = 0,075$ м в інтервалі $20 < \tau \leq 64$ с зростає з 800 до 958 °C (криві 2–9 на рис. 2, b), унаслідок чого мінімальна температура частинок у шарі у варіанті II – $t_{p,\text{minII}}(\tau = 60, r = 0,0935) = 713$ °C виявляється вищою, ніж у варіанті I –

$t_{p,\text{minI}}(\tau = 60, r = 0,09065) = 646$ °C (криві 8 на рис. 2 а, b), що спричинило підвищення швидкості прогрівання шару з 736 до 802 °C/хв. (швидкості прогрівання шару розраховуються завдяки середній температурі частинок).

На рис. 1, *b* наведено об'ємні частки компонентів змішаного неочищеного піролізного газу, що залишає щільно упакований шар 6 (рис. 1 з [13]) з температурою $t_{g, \text{cpl}} = 736^\circ\text{C}$: $\text{CO}_2 = 9,2\%$, $\text{CO} = 34\%$, $\text{H}_2 = 13\%$, $\text{H}_2\text{O} = 24\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 19\%$ (70 % CH_4 + 30 % C_2H_4), $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} = 0,54\%$ й $\text{N}_2 = 0,23\%$ з теплотворною здатністю $14\,581\text{ кДж/м}^3$ і низьким вмістом смол. Для підвищення калорійності газу необхідно сконденсувати H_2O в теплообміннику 14 (рис. 1 з [13]). В результаті: $\text{CO}_2 = 12,1\%$, $\text{CO} = 44,70\%$, $\text{H}_2 = 17,2\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 24,95\%$ (70 % CH_4 + 30 % C_2H_4), $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} = 0,712\%$ й $\text{N}_2 = 0,3\%$ з калорійністю $19\,185\text{ кДж/м}^3$. Отриманий склад очищеного піролізного газу на виході з піролізера складається із суми

генераторних газів, що виділилися в різних елементарних об'ємах піролізера $H_{\text{bed}}dr$ за різних значень температури t_{pl} (рис. 2, *a*), тому цей склад відрізняється від складу газів, що виділилися в локальному об'ємі $H_{\text{bed}}dr$, що впливає з рис. 3 (порівняти рис. 1, *b* і рис. 3). Видно, що за високих температур шару, 850°C , склад змішаного піролізного газу в перерахунку на суху масу – $\text{CO}_2 = 7,13\%$, $\text{CO} = 51,4\%$, $\text{H}_2 = 15,6\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 23,71\%$ ($\text{CH}_4 = 16,6\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 7,11\%$) і $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} = 2,2\%$, задовільно узгоджується з результатами експерименту зі швидкого піролізу Bagasse за температури 850°C – $\text{CO}_2 = 9\%$, $\text{CO} = 56,2\%$, $\text{H}_2 = 15,70\%$, $\text{CH}_4 = 12\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 6,9\%$, наведених у [14].

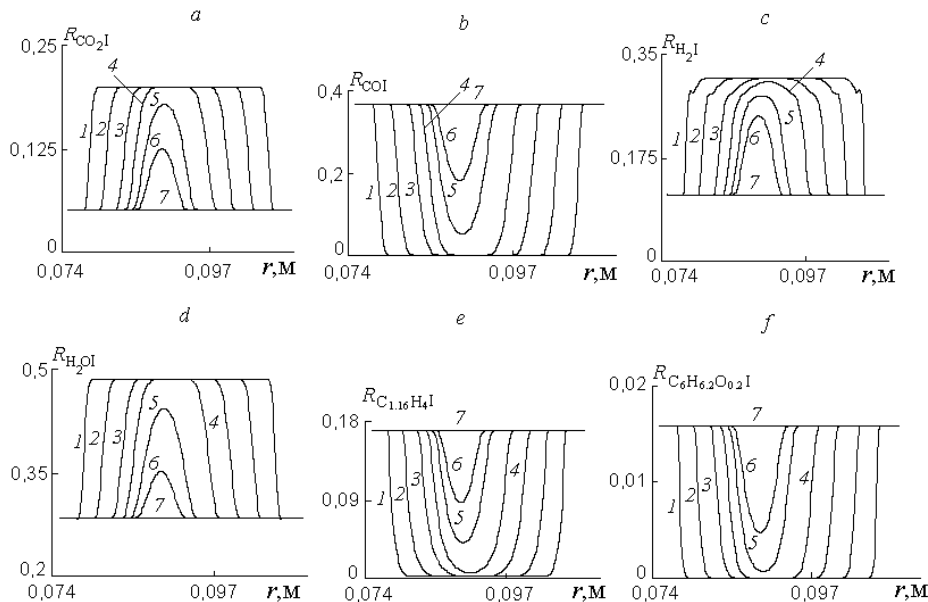


Рис. 3. Розподіл об'ємних часток компонентів змішаного піролізного газу (первинного + вторинного) CO_2 (a), CO (b), H_2 (c), H_2O (d), $\text{C}_{1,16}\text{H}_4$ (e), $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2}$ (f) за перерізом нерухомого шару частинок Bagasse для варіанта I залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 12; 3 – 24; 4 – 36; 5 – 48; 6 – 52; 7 – 64

Fig. 3. Distribution of volume fractions of mixed pyrolysis gas components (primary + secondary) CO_2 (a), CO (b), H_2 (c), H_2O (d), $\text{C}_{1,16}\text{H}_4$ (e), $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2}$ (f) over the cross-section of the Bagasse fixed particle bed for variant I as a function of time, s: 1 – 4; 2 – 12; 3 – 24; 4 – 36; 5 – 48; 6 – 52; 7 – 64

У першій частині роботи зазначалося, що склад первинних газових компонентів $n_{\text{CO}}(t_g)$, $n_{\text{H}_2\text{S}}(t_g)$, $n_{\text{CO}_2}(t_g)$, $n_{\text{H}_2}(t_g)$, $n_{\text{H}_2\text{O}}(t_g)$ і $n_{\text{C}_{1,16}\text{H}_4}(t_g)$ залежить від температури фіксованого шару (формули (25) з [13]), що підтверджується рис. 4 і рис. 5.

З рис. 4 і 5 видно, що в елементарному об'ємі піролізера $H_{\text{bed}}(r+\Delta r)\Delta r$ частки компонентів піролізного газу, що виділилися у фіксованому часовому інтервалі $\tau+\Delta\tau$, відрізняються від часток компонентів газу попереднього елементарного об'єму $H_{\text{bed}}(r-\Delta r)\Delta r$, а також від часток компонентів газу фіксованого об'єму $H_{\text{bed}}(r+\Delta r)\Delta r$ у різних часових інтервалах $\tau+\Delta\tau$ та $\tau-\Delta\tau$, що пов'язано з нерівномірним розподілом температур у часі і за перерізом фіксованого шару 6 (рис. 1 з [13]). В інтервалі $0 < \tau < 20$ с значення компонентів CO і $\text{C}_{1,16}\text{H}_4$ у точці $r = 0,075$ м у варіантах I і II рівні між собою, відповідно: $R_{\text{CO},1,\text{I}}(\tau, r)$

$= R_{\text{CO},1,\text{II}}(\tau, r) = 35,6\%$ і $R_{\text{C}_{1,16}\text{H}_4,1,\text{I}}(\tau, r) = R_{\text{C}_{1,16}\text{H}_4,1,\text{II}}(\tau, r) = 21,66\%$ (криві 1 і 2 на рис. 4, 5, e, f), оскільки умови обігріву поверхні труби 7 були однаковими для двох варіантів (рис. 1 з [13]). На ділянці $20 < \tau < 60$ с умови обігріву труби 7 у варіантах I і II відрізняються один від одного: у першому варіанті використовується електронагрів, у другому – продукти згоряння з постійною температурою 1300°C . У цьому разі температура частинок у точці $r = 0,075$ м у варіанті II виявляється на 130°C вищою, ніж у варіанті I (рис. 2, a, b), унаслідок чого значення газових компонентів CO і $\text{C}_{1,16}\text{H}_4$ у варіанті II підвищилися з 35,6 до 40,6 % і з 21,66 до 34 %, відповідно. Зіставимо склади первинного піролізного газу для варіантів I і II за $\tau = 20$ с і середніх температур шару від 736 до 802°C , відповідно (рис. 4, 5): Варіант I – $\text{CO}_2 = 8,6\%$, $\text{CO} = 32,6\%$, $\text{H}_2 = 20,9\%$, $\text{H}_2\text{O} = 20,9\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 16,68\%$ (70 % CH_4 + 30 % C_2H_4) і $\text{N}_2 = 0,346\%$; варіант II – $\text{CO}_2 = 8,43\%$, $\text{CO} = 36,03\%$, $\text{H}_2 = 12,05\%$, $\text{H}_2\text{O} = 20,545\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 22,6\%$ (70 % CH_4 +

30 % C_2H_4) і $N_2 = 0,358$ %. Основною відмінністю у складах первинного піролізного газу є те, що у варіанті I значно менший вміст $C_{1,16}H_4$ у газовій суміші та суттєво більша кількість водню, ніж у варіанті II. Беручи до уваги,

що калорійність H_2 істотно нижча за $C_{1,16}H_4$, можна з упевненістю стверджувати, що теплотворна здатність первинного піролізного газу у варіанті I набагато нижча, ніж у варіанті II.

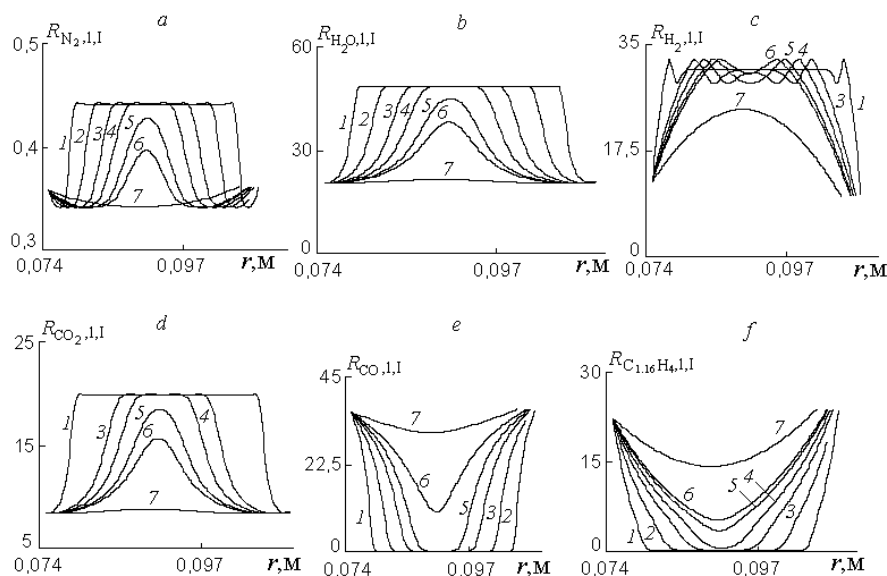


Рис. 4. Розподіл об'ємних часток компонентів первинного піролізного газу N_2 (a), H_2O (b), H_2 (c), CO_2 (d), CO (e), $C_{1,16}H_4$ (f) за перерізом нерухомого шару частинок Bagasse для варіанта I залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 12; 3 – 24; 4 – 36; 5 – 48; 6 – 52; 7 – 64

Fig. 4. Distribution of volume fractions of primary pyrolysis gas components газу N_2 (a), H_2O (b), H_2 (c), CO_2 (d), CO (e), $C_{1,16}H_4$ (f) over the cross-section of the Bagasse fixed particle bed for variant I as a function of time, s: 1 – 4; 2 – 12; 3 – 24; 4 – 36; 5 – 48; 6 – 52; 7 – 64

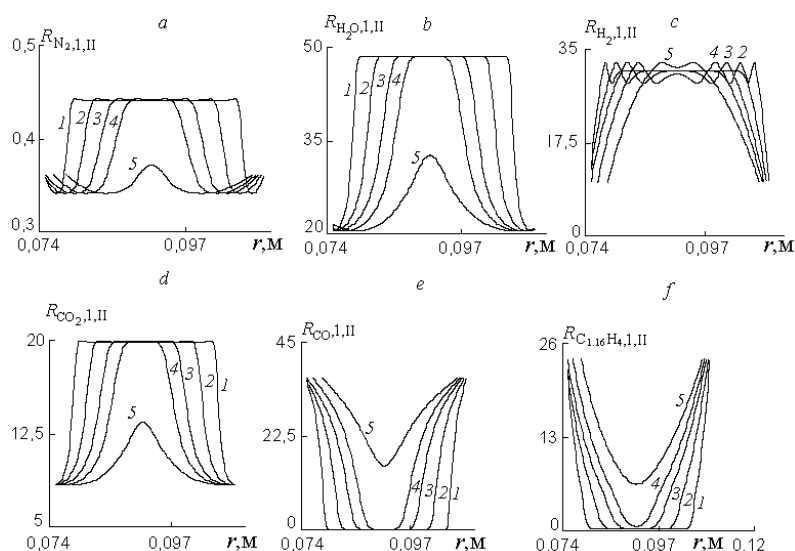


Рис. 5. Розподіл об'ємних часток компонентів первинного піролізного газу N_2 (a), H_2O (b), H_2 (c), CO_2 (d), CO (e), $C_{1,16}H_4$ (f) за перерізом нерухомого шару частинок Bagasse для варіанта II залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 12; 3 – 24; 4 – 36; 5 – 52

Fig. 5. Distribution of volume fractions of primary pyrolysis gas components газу N_2 (a), H_2O (b), H_2 (c), CO_2 (d), CO (e), $C_{1,16}H_4$ (f) over the cross-section of the Bagasse fixed particle bed for variant II as a function of time, s: 1 – 4; 2 – 12; 3 – 24; 4 – 36; 5 – 52

Одним з головних параметрів, що впливають на швидкість прогрівання шару, є густина частинок біомаси. Густина частинок Bagasse в перерахунку на суху масу $806,6 \text{ кг/м}^3$ в 1,3 раза більша за густину сухої деревини Wood Birch, отже, швидкість прогрівання шару у варіанті

IV буде вищою, ніж у варіанті II. Дослідимо процес пролізу Wood Birch у дослідній установці за схемою, наведеною у варіанті II: у перші 20 с для підтримання температури $t_{p,IV}(t, r = 0,075 \text{ м}) = 800^\circ\text{C}$ на поверхні труби 7 використовується електрична енергія, а в діапазоні 20 с

$< \tau$ – теплова енергія продуктів згоряння з постійною температурою $t_{\text{дим, газ}} = 1300^\circ\text{C}$. З рис. 6, а видно, що через $\tau = 44$ с мінімальна температура частинок у шарі дорівнює $t_{p, \text{minIV}} = 674,3^\circ\text{C}$. При цьому середня температура шару дорівнює 778°C , а швидкість прогрівання шару у варіанті IV – 1061°C/хв виявляється в 1,32 раза вищою, ніж у варіанті II. Порівняємо склади первинного піролізного газу для варіантів IV і II за $\tau = 20$ с і середніх температур шару від 778 до 802°C , відповідно. Варіант II – $\text{CO}_2 = 8,43\%$, $\text{CO} = 36,03\%$, $\text{H}_2 = 12,05\%$, $\text{H}_2\text{O} = 20,545\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 22,6\%$ і $\text{N}_2 = 0,358\%$; варіант IV – $\text{CO}_2 = 9,04\%$, $\text{CO} = 37,25\%$, $\text{H}_2 = 9,88\%$, $\text{H}_2\text{O} = 22,05\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 21,6\%$ і $\text{N}_2 = 0,191\%$ (рис. 5 та 6). Видно, що наведені у варіантах II і IV склади первинного піролізного газу близькі. У перерахунку на суху масу склад первинного піролізного газу у варіанті IV при $\tau = 20$ с і середній температурі 778°C можна представити у вигляді: $\text{CO}_2 = 11,6\%$, $\text{CO} = 47,8\%$, $\text{H}_2 = 12,670\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 27,71\%$ ($\text{CH}_4 = 19,4\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 8,31\%$) та $\text{N}_2 = 0,245\%$. Наведені результати

розрахунків добре узгоджуються з дослідними даними, отриманими під час піролізу деревини за температури 750°C [14]: $\text{CO}_2 = 13,4\%$, $\text{CO} = 47,0\%$, $\text{H}_2 = 10,1\%$, $\text{CH}_4 = 19,8\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 9,70\%$.

Зіставимо склади змішаного піролізного газу за високих температур процесу (крива 9 на рис. 2, а і крива 4 на рис. 6, а) для варіантів I і IV при $\tau = 64$ с. (рис. 3): $\text{CO}_2 = 5,11\%$, $\text{CO} = 36,81\%$, $\text{H}_2 = 11,14\%$, $\text{H}_2\text{O} = 28,369\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 16,98\%$ і $\tau = 44$ с (рис. 7): $\text{CO}_2 = 5,11\%$, $\text{CO} = 36,81\%$, $\text{H}_2 = 11,14\%$, $\text{H}_2\text{O} = 28,369\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 16,98\%$. Видно, що для двох різних сортів біомаси Bagasse і Wood Birch склади компонентів змішаних піролізних газів рівні. У [13] зазначається, що деревна речовина в середньому містить близько 49 % вуглецю, 44 % кисню, 6 % водню, а також близько 0,5 % азоту і 0,1 % сірки (на суху беззолу масу), елементарний склад для деревини різних порід практично однаковий. Цей висновок підтверджується елементарними складами, наведеними в табл. 1, що і пояснює рівність складів піролізних газів для варіантів I і IV.

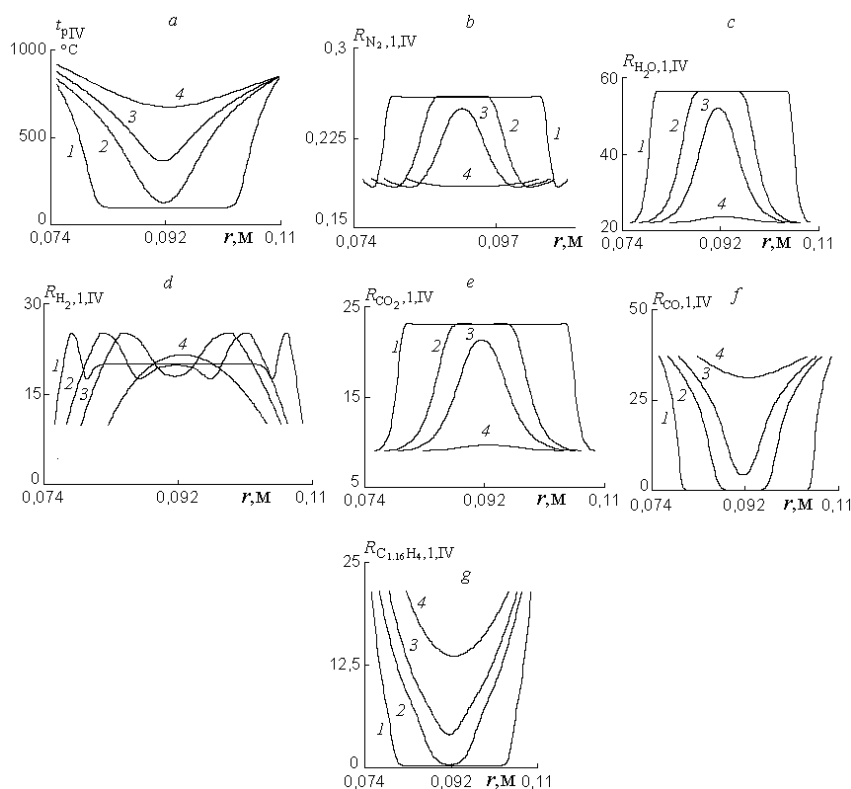


Рис. 6. Розподіл температур частинок Wood Birch (а) і об'ємних часток компонентів первинного піролізного газу N_2 (b), H_2O (c), H_2 (d), CO_2 (e), CO (f), $\text{C}_{1,16}\text{H}_4$ (g) за перерізом нерухомого шару для варіанта IV залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 24; 3 – 36; 4 – 44

Fig. 6. Temperature distribution of Wood Birch particles (a) and volume fractions of primary pyrolysis gas components N_2 (b), H_2O (c), H_2 (d), CO_2 (e), CO (f), $\text{C}_{1,16}\text{H}_4$ (g) along the cross-section of the fixed bed for variant IV as a function of time, s: 1 – 4; 2 – 24; 3 – 36; 4 – 44

На відміну від піролізера з одностороннім обігрівом, де тепло від зовнішнього джерела передається шару біомаси тільки через огорожувальну стінку реторти [15], тут обігрів шару Wood Birch відбувається шляхом теплопередачі через зовнішню і внутрішню стінки піролізера за рахунок променистого, кондуктивного і конвективного теплопереносу. Тому процес швидкого розпаду активної частини Wood Birch, що виділилася, відбувається не в одній пристінковій області [15], а в двох пристінкових зонах ($r = 0,11$ м і $r = 0,075$ м), де температури частинок шару досягають

максимальних значень. Згідно з трьома паралельними реакціями активна частина біомаси розкладається на первинний піролізний газ, char і смола [13]. Остання під впливом вторинної реакції смола $\rightarrow$ газ і високих температур швидко перетворюється на вторинний піролізний газ і char.

З рис. 8, b–d видно, що в пристінкових зонах, де швидкість реакції смола $\rightarrow$ газ досягає максимальних значень, частки змішаного піролізного газу і char відповідно дорівнюють: при $r = 0,11$ м – $\gamma_{\text{смола, IV}}^{\text{birch}} = 0$, $\gamma_{\text{г, IV}}^{\text{birch}} = 97,0\%$ і $\gamma_{\text{char, IV}}^{\text{birch}} = 3\%$;

при $r = 0,075$ м – $\gamma_{\text{смола,IV}}^{\text{birch}} = 0$, $\gamma_{\text{г,IV}}^{\text{birch}} = 99\%$ і $\gamma_{\text{char,IV}}^{\text{birch}} = 1\%$.
 У точці $r = 0,09$ м і $\tau = 40$ с: $\gamma_{\text{birch,IV}} = 0$, $\gamma_{\text{смола,IV}}^{\text{birch}} = 52\%$, $\gamma_{\text{г,IV}}^{\text{birch}} = 23\%$ і $\gamma_{\text{char,IV}}^{\text{birch}} = 7,51\%$. На ділянці $0,0875 < r \leq 0,09$ м відбувається інтенсивний процес крекінгу смоли та

розкладання активної частки біомаси, яка виділилася, що тягне за собою зменшення частки смоли з 52 до 10% і кількості активної частки біомаси, що виділилася, з 35% до 0, й підвищення частки змішаного піролізного газу з 23 до 80,4% та char з 7,51 до 10,8% (криві 4 на рис. 8).

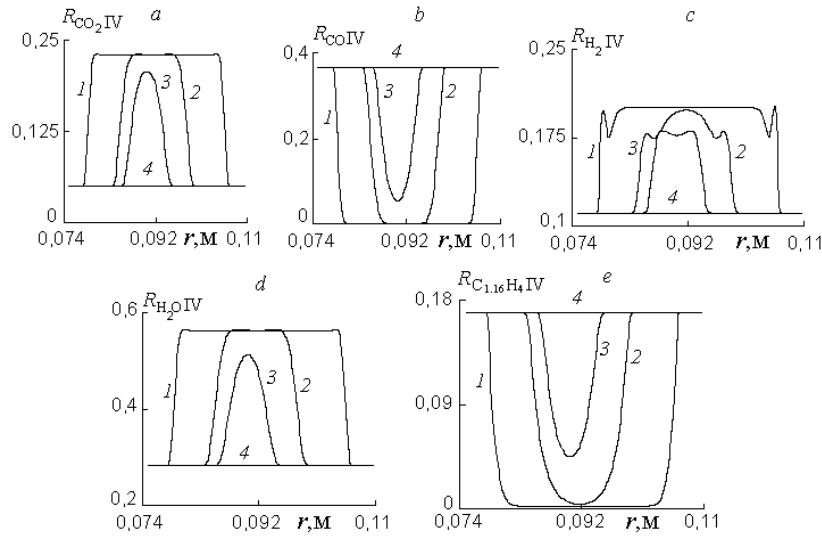


Рис. 7. Розподіл об'ємних часток компонентів змішаного піролізного газу (первинного + вторинного) CO_2 (a), CO (b), H_2 (c), H_2O (d) і $\text{C}_{1.16}\text{H}_4$ (e) за перерізом нерухомого шару частинок Wood Birch для варіанта IV залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 24; 3 – 36; 4 – 44

Fig. 7. Distribution of volume fractions of mixed pyrolysis gas components (primary + secondary) CO_2 (a), CO (b), H_2 (c), H_2O (d) і $\text{C}_{1.16}\text{H}_4$ (e) across the cross-section of a fixed bed of Wood Birch particles for variant IV depending on time, s: 1 – 4; 2 – 24; 3 – 36; 4 – 44

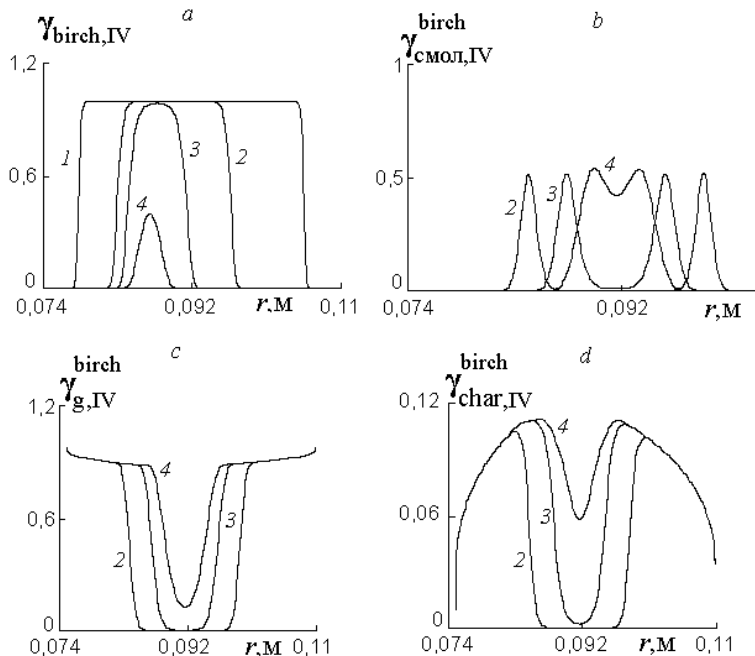


Рис. 8. Розподіл за перерізом нерухомого шару піролізера активної частини вихідної біомаси марки Wood Birch $\gamma_{\text{birch,IV}}^{\text{birch}}$, що виділилася (a), масових часток продуктів термолізу: смоли $\gamma_{\text{смола,IV}}^{\text{birch}}$ (b), змішаного піролізного газу $\gamma_{\text{г,IV}}^{\text{birch}}$ (c) та char $\gamma_{\text{char,IV}}^{\text{birch}}$ (d) для варіанта IV залежно від часу, с: 1 – 4; 2 – 24; 3 – 36; 4 – 40

Fig. 8. Distribution of the released active part of the initial biomass of Wood Birch $\gamma_{\text{birch,IV}}^{\text{birch}}$ (a), mass fractions of thermolysis products: tar $\gamma_{\text{смола,IV}}^{\text{birch}}$ (b), mixed pyrolysis gas $\gamma_{\text{г,IV}}^{\text{birch}}$ (c) and $\gamma_{\text{char,IV}}^{\text{birch}}$ (d) along the cross-section of the fixed bed of the pyrolyzer for variant IV depending on time, s: 1 – 4; 2 – 24; 3 – 36; 4 – 40

У [15] показано, що швидкість виробництва легкого газу вища, ніж первинного піролізного газу. Тому в кожному елементарному об'ємі піролізера H_{bed}/dr витрати первинного газу $B_{volat,1,IV}$ будуть меншими за витрати легкого газу $B_{volat,2,IV}$, що випливає з рис. 9, а, b. Видно, що процес піролізу є нестационарним і характеризується мінливими в часі витратами первинного і вторинного піролізних газів за перерізом реторти. Залежності $B_{volat,1,IV}(t, r)$, $B_{volat,2,IV}(t, r)$ і $B_{volat,IV}(t, r)$ мають дзвоноподібні профілі та нагадують яскраво виражені локальні періодичні хвилюподібні сплески вздовж осі r . З плином часу ці профілі зміщуються до центру піролізера, а потім зливаються (крива 3 на рис. 9, а), що призводить до різкого підвищення максимумів функцій $B_{volat,max,1,IV}(t, r) = 7,66 \cdot 10^{-5}$ кг/с, $B_{volat,max,2,IV}(t, r) = 0,00024$ кг/с і $B_{volat,max,IV}(t, r) = 0,00026$ кг/с (порівняти криві 1, 2 і криву 3 на рис. 9). З порівняння рис. 9, а і 9, b випливає, що основну роль у формуванні повної витрати змішаного піролізного газу $B_{volat,IV}(t, r)$ відіграє витрата вторинного газу $B_{volat,2,IV}(t, r)$.

Одним із недоліків способу піролізу з використанням двох електронагрівачів є те, що міжтрубний зазор, де розташовується фіксований шар піролізера, невеликий і дорівнює 35 мм (варіант I). Результати числового дослідження показують, що при розширенні зазору до 40 мм

за рахунок збільшення діаметра зовнішньої труби 53 (рис. 1 з [13]) з 220 (варіант I) до 230 мм (варіант III) час прогріву фіксованого шару зростає. З рис. 2, а, с видно, що за $t = 64$ с мінімальна температура частинок Bagasse у варіанті I дорівнює $t_{p,minI} = 702$ °C (крива 9 на рис. 2, а), а у варіанті III – $t_{p,minIII} = 384$ °C (крива 9 на рис. 2, с), внаслідок чого швидкість прогрівання шару знизилася з 658 до 360 °C/хв (швидкість прогрівання шару розраховувалася за $t_{p,min}$). Тому для досягнення поставленої мети необхідно при розширенні зазору використовувати третє джерело теплової енергії – рециркулюючий піролізний газ із температурою 800 °C (40 на рис. 1 з [13]).

Оцінимо величину швидкості прогрівання частинок у фіксованому шарі піролізера 6 (рис. 1 з [13]), виходячи з таких початкових і граничних умов для варіантів V–VII: $H_{bed} = 450$ мм, $\delta_0 = 10$ мм, $\epsilon = 0,4770$, $\rho_{p0} = 806$ кг/м³, $d = 150$ мм, $t_{p0} = 100$ °C, мінімальна температура прогрівання шару $t_{p,min} = 700$ °C. Щільність частинок $\rho_{p0} = 806$ кг/м³, постійна. У кожному варіанті виконували два розрахунки при $u_{nip,g} = 0$ і $u_{nip,g} = 2$ м/с. Задавалися такі граничні умови на стінках труб 53 і 7 (рис. 1 з [13]): $t_p(t, r = 0,075 \text{ м}) = 800$ °C і $t_p(t, r = 0,11 \text{ м}) = 850$ °C. Варіанти V–VII різнилися між собою діаметром труби 53: $D_V = 220$ мм, $D_{VI} = 240$ мм і $D_{VII} = 300$ мм.

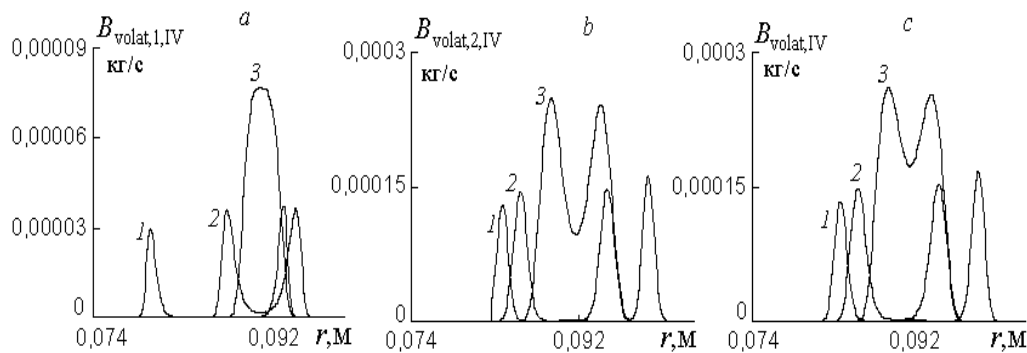


Рис. 9. Розподіл сумарних витрат первинного $B_{volat,1,IV}$ (a) і вторинного $B_{volat,2,IV}$ (b) піролізних газів, їхні суми $B_{volat,IV}$ (c) за перерізом нерухомого шару частинок Wood Birch для варіанта IV залежно від часу, с: 1 – 24; 2 – 36; 3 – 40

Fig. 9. Distribution of the total flow rates of primary $B_{volat,1,IV}$ (a) and secondary $B_{volat,2,IV}$ (b) pyrolysis gases, their sum $B_{volat,IV}$ (c) along the cross-section of the fixed bed of the Wood Birch particle pyrolyzer for variant IV depending on time, s: 1 – 24; 2 – 36; 3 – 40

Розрахунки розглянутих варіантів виконували з використанням пакета прикладних програм Ansys CFX. Двовимірні та тривимірні нестационарні задачі розв'язували з використанням повнопористої моделі (The full porous model). Для розрахунку температурного поля в повнопористій моделі використовуються окремо рівняння для теплової енергії газоподібної та дисперсної фаз. Розрахунок радіаційного теплообміну в пористому тілі в Ansys CFX реалізовано за допомогою методу Монте-Карло. Повнопориста модель є одночасно і узагальненням рівнянь Нав'є – Стокса, і закону Дарсі, який зазвичай застосовують для течій у пористих областях. Результати розрахунків проілюстровано на рис. 10 і 12.

З рис. 10, а–с і 12, а (крива 1) видно, що час прогрівання частинок Bagasse із зовнішнім огорожувальним цилін-

дром діаметром $D = 220$ мм і $u_{nip,g} = 0$ до температури 700 °C становить $t = 1000$ с. З підвищенням значень $D = 240$ і $D = 300$ мм час прогрівання шару Bagasse зростає в 1,645 і 4,515 раза, відповідно. Для скорочення часу прогрівання частинок Bagasse додамо третє джерело теплової енергії – піролізний газ, нагрітий до температури 800 °C (рис. 11 та 12, b). У цьому разі час прогрівання шару біомаси залежно від діаметра D істотно скорочується: при $D_V = 220$ мм у 1,89 раза (порівняти рис. 10, с і рис. 11, с; криві 1 на рис. 12); при $D_{VI} = 240$ мм у 2,70 раза (порівняти рис. 10, f і рис. 11, f; криві 2 на рис. 12); при $D_{VII} = 300$ мм у 6,5 раза (криві 3 на рис. 12). Таким чином, у разі збільшення діаметра D з 220 до 240 мм і з 220 до 300 мм час прогрівання шару зростає в 1,15 і 1,31 раза, відповідно. Нагадаємо, що зазначені результати

розрахунків отримано при постійній щільності частинок – $\rho_{p0} = 806 \text{ кг/м}^3$. Трансформуємо ці результати на випадок зменшення щільності з плином часу через вихід із частинок летких речовин. Як зазначалося вище, швидкість прогрівання шару до мінімальної температури $t_{p,min1} = 646 \text{ }^\circ\text{C}$ у варіанті I за рахунок тепла від двох електронагрівачів з урахуванням зміни щільності частинок з плином часу становить $736 \text{ }^\circ\text{C/хв}$. У разі використання у варіанті V трьох джерел теплової енергії та $D_v = 220 \text{ мм}$ час прогрівання

зменшується з 60 до 31,75 с, унаслідок чого швидкість прогрівання біомаси досягає $1389 \text{ }^\circ\text{C/хв}$. Очікувана швидкість прогрівання шару Bagasse при підвищенні діаметра D : з 220 до 240 мм становитиме $1208 \text{ }^\circ\text{C/хв}$. (варіант VI); з 220 до 300 мм (величина зазору 75 мм) – $1061 \text{ }^\circ\text{C/хв}$ (варіант VII). Отже, при підвищенні міжтрубного зазору з 35 до 75 мм ми зуміли зберегти процес швидкого піролізу біомаси, про що свідчать високі швидкості прогріву нерухомого шару – $1061 \text{ }^\circ\text{C/хв}$.

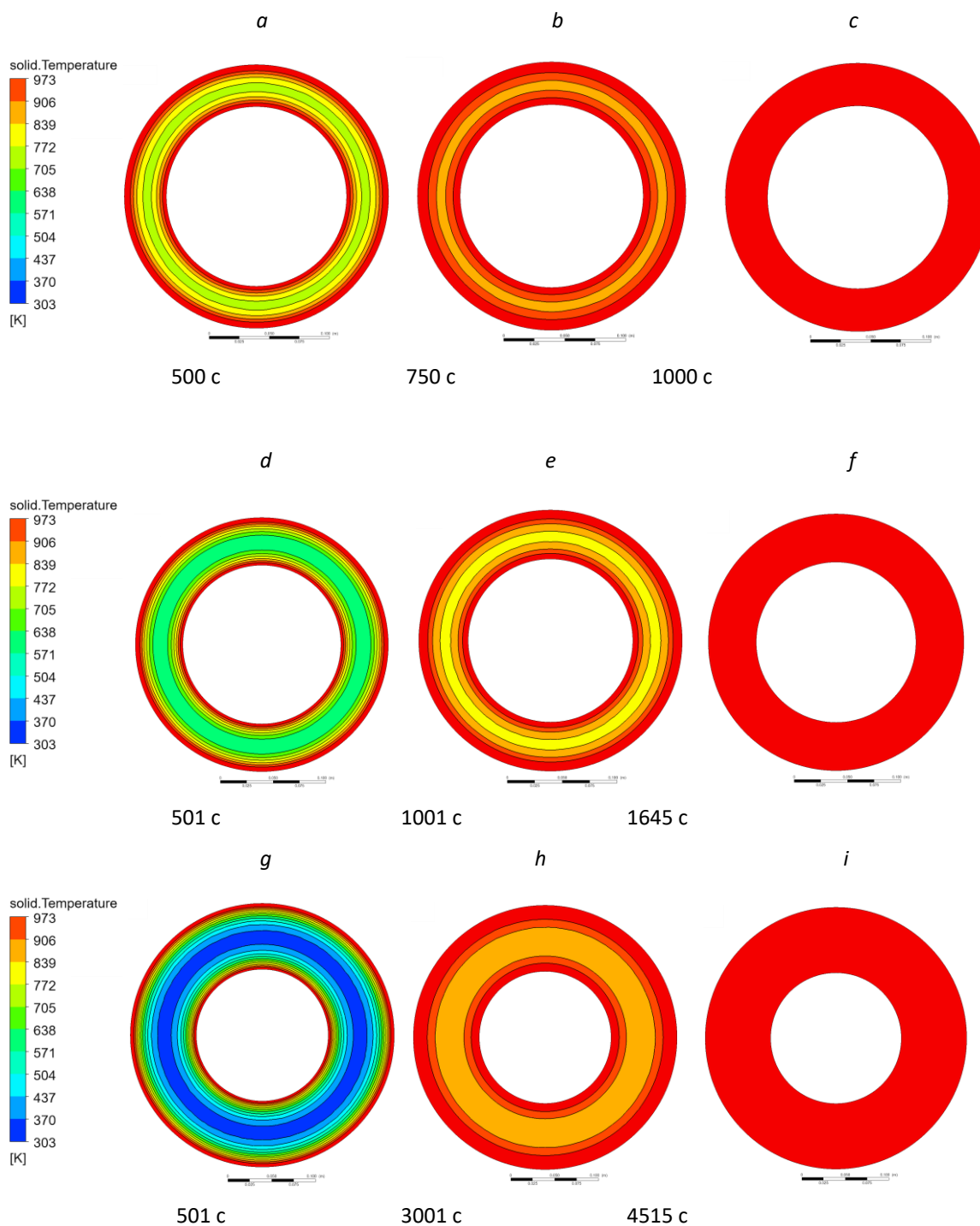


Рис. 10. Розподіл температур у нерухомому шарі частинок Bagasse залежно від часу і схеми прогріву біомаси (за рахунок двох електронагрівачів) і діаметра зовнішнього циліндра D , мм: а-с – 220; d-f – 240; g-i – 300

Fig. 10. Temperature distribution in the fixed bed of Bagasse particles as a function of time and scheme of biomass heating (due to two electric heaters) and diameter of the outer cylinder D , mm: a-c – 220; d-f – 240; g-i – 300

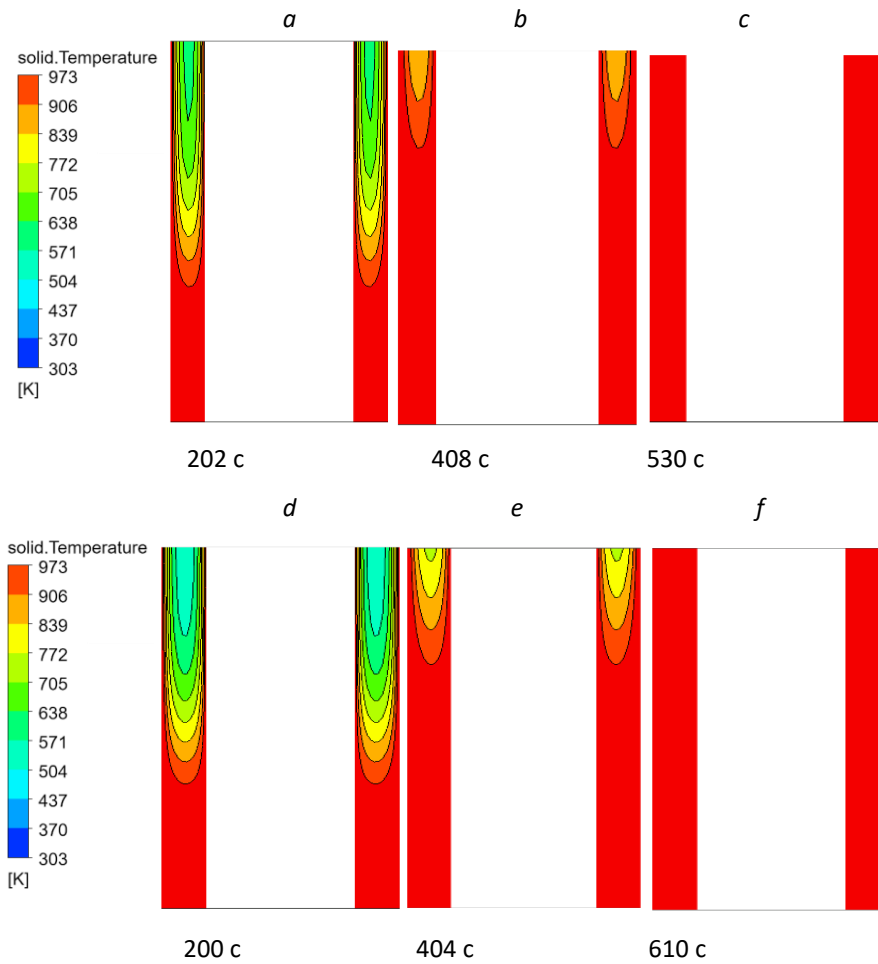


Рис. 11. Розподіл температур у нерухомому шарі частинок *Bagasse* залежно від часу, схеми прогрівання біомаси (за рахунок двох електронагрівачів і рециркуляції піролізних газів з температурою 800 °C) і діаметра зовнішнього циліндра D , мм: а–с – 220; d–f – 240

Fig. 11: Temperature distribution in the fixed bed of *Bagasse* particles depending on time and biomass heating scheme (due to two electric heaters and recirculation of pyrolysis gases with a temperature of 800 °C), and the diameter of the outer cylinder D , mm: a–c – 220; d–f – 240

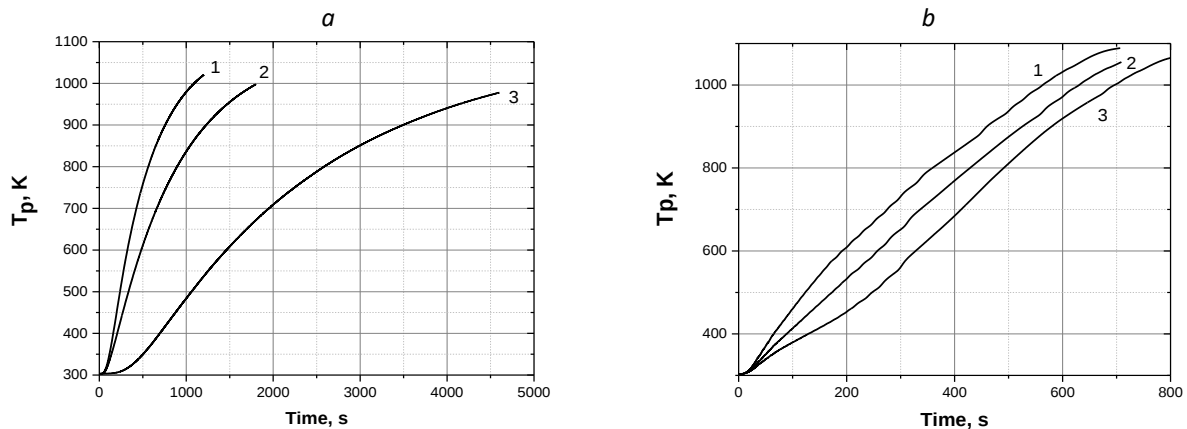


Рис. 12. Швидкості прогрівання шару частинок *Bagasse* в середині фіксованого шару на висоті $H_{bed} = 445$ мм при використанні двох джерел теплової енергії (двох електронагрівачів) (a) і трьох джерел: те саме + рециркуляція піролізних газів з температурою 800 °C (b) залежно від діаметра зовнішньої труби піролізера D , мм: 1 – 220; 2 – 240; 3 – 300

Fig. 12. Heating rates of the *Bagasse* particle bed in the middle of the fixed bed at the height $H_{bed} = 445$ mm using two sources of thermal energy (two electric heaters) (a) and three sources: the same + recirculation of pyrolysis gases with a temperature of 800 °C (b) depending on the diameter of the outer pyrolyzer tube D , mm: 1 – 220; 2 – 240; 3 – 300

Висновки.

1. З використанням моделі піролізу біомаси в нерухомому шарі [13], проведені числові дослідження процесу термічного розкладання активної частини частинок Bagasse та Wood Birch з використанням різних схем організації процесу термічного розкладання: а) двох електронагрівачів, розташованих на зовнішній та внутрішній стінках піролізера; б) електронагрівача, розташованого на поверхні зовнішньої труби, та обігріву внутрішньої стінки піролізера продуктами згоряння; в) електрообігріву стінки зовнішньої труби та комбінованому обігріву (електронагрів + тепло продуктів згоряння) внутрішньої стінки піролізера; г) двох електронагрівачів та рециркуляції піролізних газів з температурою 800 °С.

2. Для організації в нерухомому шарі швидкого піролізу необхідно в початкові моменти часу $\tau = 1$ с підвести до поверхонь нагрівання піролізера такі потоки теплової енергії: $q_{r=0,11+} = 203,2$ і $q_{r=0,075-} = 187,16$ кДж/(с·м²).

3. Отримано аналітичні залежності $q_{w+}(\tau)$ і $q_{w-}(\tau)$, що дають змогу регулювати значення q_{w+} і q_{w-} в діапазоні $0 < \tau < 60$ с, тим самим перешкоджаючи перегріву зовнішньої і внутрішньої труб, виготовлених зі сталі Х20Н14С2.

4. У разі обігріву внутрішньої поверхні піролізера продуктами згоряння регулювати температуру $t_{\text{дим.газ}}(\tau)$, яка змінюється від 1716 до 1016,5 °С у вузькому інтервалі $4 < \tau < 60$ с, важко через велику інертність процесу горіння. Тому в зоні високих температур $t_{\text{дим.газ}} = 1716\text{--}1288$ °С у перші 20 с застосовується електронагрів внутрішньої поверхні піролізера, а далі використовується обігрів продуктами згоряння з постійною температурою 1300 °С. Таке технічне рішення дає змогу скоротити споживання електроенергії на власні потреби та зменшити час прогрівання шару.

5. За температури 850 °С склад змішаного піролізного газу в перерахунку на суху масу: $\text{CO}_2 = 7,13\%$, $\text{CO} = 51,4\%$, $\text{H}_2 = 15,6\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 23,71\%$ ($\text{CH}_4 = 16,6\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 7,11\%$) і $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} = 2,2\%$ задовільно узгоджуються з результатами експерименту зі швидкого піролізу Bagasse за температури 850 °С: $\text{CO}_2 = 9\%$, $\text{CO} = 56,2\%$, $\text{H}_2 = 15,70\%$, $\text{CH}_4 = 12\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 6,9\%$, наведеними в [14].

6. Основною відмінністю у складах первинного піролізного газу є те, що у варіанті I (піроліз протікає за рахунок електронагріву) значно менший вміст $\text{C}_{1,16}\text{H}_4$ у газовій суміші та більша кількість водню ($\text{CO}_2 = 8,6\%$, $\text{CO} = 32,6\%$, $\text{H}_2 = 20,9\%$, $\text{H}_2\text{O} = 20,9\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 16,68\%$ і $\text{N}_2 = 0,346\%$), ніж у варіанті II (піроліз протікає за рахунок електрообігріву зовнішньої труби і комбінованого обігріву внутрішньої труби): $\text{CO}_2 = 8,43\%$, $\text{CO} = 36,03\%$, $\text{H}_2 = 12,05\%$, $\text{H}_2\text{O} = 20,545\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 22,6\%$ і $\text{N}_2 = 0,358\%$. Тому теплотворна здатність газу у варіанті I набагато нижча, ніж у варіанті II.

7. Під час піролізу Wood Birch швидкість прогрівання шару виявляється в 1,32 раза вищою, ніж під час піролізу Bagasse (піроліз протікає за рахунок електрообігріву зовнішньої труби та комбінованого обігріву внутрішньої труби).

8. Склад первинного піролізного газу (Wood Birch) при $\tau = 20$ с і температурі 778 °С: $\text{CO}_2 = 11,6\%$, $\text{CO} = 47,8\%$, $\text{H}_2 = 12,670\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 27,71\%$ ($\text{CH}_4 = 19,4\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 8,31\%$) та $\text{N}_2 = 0,245\%$ добре узгоджується з дослідними даними, отриманими при піролізі деревини за температури 750 °С [14]: $\text{CO}_2 = 13,4\%$, $\text{CO} = 47,0\%$, $\text{H}_2 = 10,1\%$, $\text{CH}_4 = 19,8\%$ і $\text{C}_2\text{H}_4 = 9,70\%$ [14].

9. При піролізі Bagasse з використанням двох електронагрівачів зі збільшенням діаметра зовнішньої труби з 220 до 230 мм швидкість прогріву шару знижується з 658 до 360 °С/хв, що не відповідає критерію швидкого піролізу.

10. Для підвищення швидкості прогріву шару Bagasse необхідно до двох електронагрівачів додати третє джерело енергії – піролізний газ, нагрітий до температури 800 °С. Чисельні дослідження показують, що при збільшенні діаметра зовнішньої труби з 220 до 300 мм зберігається процес швидкого піролізу біомаси, про що свідчить висока швидкість прогріву нерухомого шару – 1061 °С/хв.

Позначення

B – витрата, кг/с; D , d – зовнішній та внутрішній діаметри піролізера, м; H – висота, м; I – сила струму, А; n – число молей; q – зовнішній тепловий потік, кДж/(с·м²); r – радіальна координата, м; R – об'ємна частка компонента газової суміші; t – температура, °С; U – напруга, В; u – швидкість, м/с; α – коефіцієнт теплообміну, кДж/(с·м²·К); γ_g^{birch} , $\gamma_{\text{смола}}^{\text{birch}}$ і $\gamma_{\text{char}}^{\text{birch}}$ – масові частки продуктів термічного розкладання 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; Δ – прирощення функції. Індокси: birch – Wood Birch; bed – шар; char – вугільний залишок; d – суха маса; g – газ; max – максимальний; mas – маса; min – мінімальний; p – частинка; r – робочий, радіус; volat – леткий; w – стінка; дим. газ – димові гази; пір – піролізер; ср – середній; смола – смола; еф – ефективний; 0 – початкове значення параметра; I–VII – варіанти розрахунку; Σ – сума (променистий + конвективний); 1, 2 – первинний та вторинний піролізні гази.

ПОСИЛАННЯ

1. Bridgewater A. V., Peacocke G. V. Production of liquids in high yields by ablative fast pyrolysis. The Proceedings of the 8th European Bioenergy Conference. Vienna. Austria. 1994. Vol. 3. P. 1749.
2. Bridgewater A. V., Peacocke G. V. Status of fast pyrolysis for biomass. Renewable and Sustainable Energy Reviews. 2000. № 4. P. 1.
3. Майков И. А., Синельщиков. В. А., Федюхин А. В. Исследование термического распада органического сырья растительного происхождения. Труды 5-й Российской национальной конференции по теплообмену. М.: МЭИ, 2010. Т. 3. С. 262–264.

4. Kosov V. V., Kosov V. F., Maikov I. L., Sinelshchikov V. A., Zaichenko V. M. High calorific gas mixture produced by pyrolysis of wood and peat. The Proceedings of 17th European Biomass Conference and Exhibition. Hamburg. Germany. 2009. Pp. 1085–1088.
5. Fedyukhin A. V., Maikov I. L., Sinelshchikov V. A. Comparison of kinetic models of biomass thermal decomposition. Book of Abstracts of International Conference on Interaction of Intense Energy Fluxes with Matter. Nalchik. Russia. 2011. P. 114–115.
6. Kalita P., Mohan G., Kumar G. P., Mahanta P. Determination and comparison of kinetic parameters of low density biomass fuels. J. Renewable and Sustainable Energy. 2009. Vol. № 1. Pp. 1–12.
7. Никитин В. М. Химическая переработка древесины и ее перспективы. М: Лесн. пром-сть, 1974. 88 с.
8. Orfao J. J. M., Antunes F. J. A., Figueiredo J. L. Pyrolysis kinetics of lignocellulosic materials - three independent reactions model. Fuel. 1999. Vol. № 78. Pp. 349–358.
9. Idris S. S., Rahman N. A., Ismail K., Alias A. B., Rashid Z. A., Aris M. J. Investigation on thermochemical behavior of low rank Malaysian coal, oil palm biomass and their blends during pyrolysis via thermogravimetric analysis (TGA). Bioresource Technology. 2010. № 101. Pp. 4584–4592.
10. Hornung A., Sagi S., Marongiu A., Seifert H. Evaluation of the formal kinetic parameters and degradation mechanisms for the pyrolysis of lignin by thermogravimetry mass-spectrometry. The Proceedings of 16th European Biomass Conference and Exhibition. Valencia. Spain. 2008. Pp. 1119–1126.
11. Manya J. J., Enrique Velo J. M., Puigjaner L. Kinetics of biomass pyrolysis: a reformulated three-parallel reactions model. Ind. Eng. Chem. 2003. Vol. 42. Pp. 434–441.
12. Rincon Pratt S., Gomez Mejia A. Pyrolysis of agroindustrial biomass residues. The Proceedings of 16th European Biomass Conference and Exhibition. Valencia. Spain. 2008. Pp. 1200–1204.
13. Рохман Б. Б., Кобзар С. Г. Конструктивні особливості дослідної установки та числові дослідження процесу термохімічної переробки біомаси. Ч. 1. Опис реактора й моделювання робочого процесу. Відновлювана енергетика. 2024. № 2. С. 123–136.
14. 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.
15. 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.
2. Bridgewater A. V., Peacocke G. V. Status of fast pyrolysis for biomass. Renewable and Sustainable Energy Reviews. 2000. № 4. P. 1.
3. Maikov I. A., Sinelshchikov V. A., Fedyukhin A. V. Investigation of thermal decomposition of organic raw materials of plant origin. Proceedings of the 5th Russian National Conference on Heat Transfer. M.: MEI, 2010. Vol. 3. Pp. 262–264.
4. Kosov V. V., Kosov V. F., Maikov I. L., Sinelshchikov V. A., Zaichenko V. M. High calorific gas mixture produced by pyrolysis of wood and peat. Proceedings of 17th European Biomass Conference and Exhibition. Hamburg. Germany. 2009. Pp. 1085–1088.
5. Fedyukhin A. V., Maikov I. L., Sinelshchikov V. A. Comparison of kinetic models of biomass thermal decomposition. Book of Abstracts of International Conference on Interaction of Intense Energy Fluxes with Matter. Nalchik. Russia. 2011. Pp. 114–115.
6. Kalita P., Mohan G., Kumar G.P. and Mahanta P. Determination and comparison of kinetic parameters of low density biomass fuels. J. Renewable and Sustainable Energy. 2009. Vol. № 1. Pp. 1–12.
7. Nikitin V.M. Chemical processing of wood and its prospects. M: Lesn. Prom-st, 1974. 88 p.
8. Orfao J. J. M., Antunes F. J. A., Figueiredo J. L. Pyrolysis kinetics of lignocellulosic materials - three independent reactions model. Fuel. 1999. Vol. № 78. Pp. 349–358.
9. Idris S. S., Rahman N. A., Ismail K., Alias A. B., Rashid Z. A., Aris M. J. Investigation on thermochemical behavior of low rank Malaysian coal, oil palm biomass and their blends during pyrolysis via thermogravimetric analysis (TGA). Biore-source Technology. 2010. № 101. Pp. 4584–4592.
10. Hornung A., Sagi S., Marongiu A., Seifert H. Evaluation of the formal kinetic parameters and degradation mechanisms for the pyrolysis of lignin by thermogravimetry mass-spectrometry. The Proceedings of 16th European Biomass Conference and Exhibition. Valencia. Spain. 2008. Pp. 1119–1126.
11. Manya J. J., Enrique Velo J. M., Puigjaner L. Kinetics of biomass pyrolysis: a reformulated three-parallel reactions model. Ind. Eng. Chem. 2003. Vol. 42. Pp. 434–441.
12. Rincon Pratt S., Gomez Mejia A. Pyrolysis of agroindustrial biomass residues. The Proceedings of 16th European Biomass Conference and Exhibition. Valencia. Spain. 2008. Pp. 1200–1204.
13. Rokhman, B., Kobzar, S. Design features of the experimental unit and numerical studies of the Bagasse thermochemical processing. Part. 1. Description of the reactor and modeling of the workflow. // Vidnovluvana energetika . 2024. № 2. P. 123–136.
14. Zanzi R., Sjöström K., Björnbom E. Rapid high-temperature pyrolysis of biomass in a free-fall reactor. 1996. Fuel. Vol. 75. № 5. Pp. 545–550.
15. 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. № 1. Pp. 84–94.

REFERENCES