

ЧИСЛОВІ ДОСЛІДЖЕННЯ ДВОСТАДІЙНОГО ПРОЦЕСУ ТЕРМОХІМІЧНОЇ ПЕРЕРОБКИ БІОМАСИ В УСТАНОВЦІ З ФІКСОВАНИМ ШАРОМ ПРОДУКТИВНІСТЮ 1250 КГ/Ч

Отримано 13 вер. 2023 р.; рекомендовано до публікації 20 вер. 2023 р.
Доступно онлайн 30 вер. 2023 р.

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

Автор для кореспонденції: Болеслав Рохман,
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 побудованих моделей, що описують процеси піролізу біомаси (*Bagasse*) та газифікації її коксозольного залишку, отримано детальну інформацію про конструктивні характеристики реактора, вихід і склад піролізних газів, аеродинаміку, тепломасообмін і хімічне реагування газодисперсного середовища. Ці результати були використані під час розробки двох оригінальних конструкцій установок термохімічної переробки біомаси продуктивністю за *Bagasse* 1250 кг/год і 232,3 кг/год (на суху масу). В установці з великою продуктивністю, 1250 кг/год, на один піролізер припадає два газифікатори для конверсії коксозольних частинок *Bagasse*: внутрішній газифікатор продуктивністю 68 кг/год та зовнішній – 271 кг/год. У разі малої продуктивності, 232,3 кг/год, на один піролізер встановлюється лише зовнішній газифікатор. На відміну від існуючих установок термохімічної переробки біомаси, тут з реактора виходять два різні за складом та теплотворною здатністю синтетичні гази: низькокалорійний генераторний газ (об'ємні частки) – $\text{CO}_2 = 3,38\%$, $\text{CO} = 32,56\%$, $\text{H}_2 = 17,2\%$, $\text{H}_2\text{O} = 4,29\%$ та $\text{N}_2 = 42,570\%$ з теплотворною здатністю 5971 кДж/нм³ і середньокалорійний піролізний газ – $\text{CO}_2 = 11,2\%$, $\text{CO} = 38,56\%$, $\text{H}_2 = 26,9\%$, $\text{C}_{1.16}\text{H}_4 = 22,76\%$ (70 % $\text{CH}_4 + 30\%$ C_2H_4), $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2} = 0,31\%$ та $\text{N}_2 = 0,32\%$ з калорійністю 17904 кДж/нм³.

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

NUMERICAL STUDIES OF A TWO-STAGE THERMOCHEMICAL BIOMASS PROCESSING IN A FIXED BED PLANT WITH A CAPACITY OF 1250 kg/h

Received Sept. 13, 2023; accepted Sept. 20, 2023
Available online Sept. 30, 2023

B. Rokhman^{1,2}, S. Kobzar^{1,3}

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

¹ Dr. of Tech. Sciences, leading researcher.

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

² Ph.D. (Engineering), leading researcher.

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

Using the developed models describing the processes of biomass pyrolysis (*Bagasse*) and gasification of its coke-ash residue, detailed information was obtained on the design characteristics of the reactor, the yield and composition of pyrolysis gases, aerodynamics, heat and mass transfer and the chemical reaction of the gas-dispersed medium. These results were used in the development of two original designs of plants for thermochemical processing of biomass with a *Bagasse* capacity of 1250 kg/h and 232.3 kg/h (dry weight). In the plant with a high capacity of 1250 kg/h, one pyrolyzer has two gasifiers for the conversion of *Bagasse* coke-ash particles: an internal gasifier

¹ Institute of Thermal Energy Technologies of NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine.

² Institute of Renewable energy of NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine.

³ Institute of Engineering Thermophysics of NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine.

with a capacity of 68 kg/h and an external one with a capacity of 271 kg/h. With a low productivity of 232.3 kg/h, only an external gasifier is installed per pyrolyzer. Unlike existing plants for thermochemical processing of biomass, here at the exit from the reactor two synthetic gases of different composition and calorific value are obtained: low-calorie generator gas (volume fractions) – $\text{CO}_2 = 3.38\%$, $\text{CO} = 32.56\%$, $\text{H}_2 = 17.2\%$, $\text{H}_2\text{O} = 4.29\%$ and $\text{N}_2 = 42.570\%$ with a calorific value of 5971 kJ/Nm³ and medium-calorie pyrolysis gas – $\text{CO}_2 = 11.2\%$, $\text{CO} = 38.56\%$, $\text{H}_2 = 26.9\%$, $\text{C}_{1.16}\text{H}_4 = 22.76\%$ (70 % CH_4 +30 % C_2H_4), $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2} = 0.31\%$ and $\text{N}_2 = 0.32\%$ with a calorific value of 17904 kJ/ Nm³.

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

Перелік використаних позначень та скорочень

A, C, H, N, O, S, V i W – масові частки золи, вуглецю, водню, азоту, кисню, сірки, летких речовин та вологи у твердому паливі;

B – витрата, кг/с;

c – теплоємність, кДж/(кг·К); $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2}$ – формула смоли;

D – діаметр зовнішньої труби, м;

$D_{r=0.339}^{\tau+1/2}$, $D_{r=0.339}^{\tau+1/2}$ – прогоночні коефіцієнти, кДж/(с·м³);

d – діаметр внутрішньої труби, м;

H – висота, м; I – сила току, А;

M – маса, кг;

P – тиск, Н/м²;

Q – калорійність газу, кДж(ккал)/нм³ або тепловий потік на стінку газифікатора, кДж/(с·м²);

q – зовнішній тепловий потік за рахунок електронагріву, кДж/(с·м²); q_4 – механічний недопал;

R – об'ємна частка компонента газової суміші;

r – радіальна координата, м;

t – температура, °C;

u – швидкість, м/с;

U – напруга, В;

z – аксіальна координата, м;

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

δ – діаметр частинки, м;

ϵ – порізність шару;

ρ – щільність, кг/м³;

τ – час, с;

Δt – крок за часом, с;

Δ – проміжок, мм.

Індекси:

ash – зола;

bed – шар;

cond – кондуктивний;

d – суха маса;

g – газ;

e – зовнішній;

$\text{H}_2\text{O}+\text{air}$ – пароповітряна суміш;

min – мінімальний;

max – максимальний;

mas – маса;

p – частинка;

$p \rightarrow w$ – тепловіддача від частинок шару до стінки;

rad – променистий;

r – робочий;

sin – синтетичний газ;

volat – леткий;

w – стінка;

pir – піролізер;

сек – сектор;

спір – спіраль;

0 – початкове значення параметра;

I–III – варіанти розрахунку;

1, 2 – первинний та вторинний піролізні гази.

Сучасний стан проблеми. Війна з росією показала вразливість української централізованої системи постачання електричної й теплової енергії з використанням теплоелектроцентралей (ТЕЦ). Перехід до децентралізованої системи подачі цих видів енергії шляхом будівництва поблизу об'єктів споживання енергії малих теплоелектростанцій (міні-ТЕС), призначених для комбінованого виробництва електрики й тепла (когенерації) може зробити енергосистему більш надійною та економічною. Переваги від використання систем когенерації для енергопостачання об'єктів багатогранні:

- малі втрати при транспортуванні теплової та електричної енергії порівняно з централізованими системами;

- автономність функціонування та, як наслідок, надійне й безперебійне енергопостачання;
- когенерація в Україні порівняно з купівлею електроенергії із загальної енергомережі забезпечує економію коштів на енергоресурси до 40 %;
- електричний ККД газифікаційної когенераційної системи становить приблизно 23 % у теплофікаційному режимі, а ККД паротурбінних установок у діапазоні 0,3–1,5 МВт – 8–18 %;
- вартість енергії власної міні-ТЕЦ нижча за тарифи на 40–60 %, що дозволяє станції окупатися за 2–4 роки;
- економія енергії палива під час використання єдиної когенераційної системи становитиме близько 40 %;

- власник міні-ТЕС зазвичай має в 3-4 рази дешевшу електроенергію та в 1,5–2 рази теплоту, ніж за тарифами традиційних монополістів.

Діючих установок у світі не так уже й багато. У Західній Європі та Північній Америці понад 300 установок перебувають у комерційній експлуатації. Міні-ТЕЦ на базі когенераційних газифікаційних установок, зібраних у кластери по 10–20 штук у ряд і більше, дають змогу конфігурувати прості енергетичні об'єкти, що легко зводяться й працюють на паливній трісці. Через високі екологічні показники та низький рівень шуму установки застосовуються не тільки на деревообробних і лісозаготівельних підприємствах, а також забезпечують енергією сільськогосподарські об'єкти, готелі, СПА-центри, офісні будівлі, склади й логістичні об'єкти.

Основними елементами обладнання Міні-ТЕЦ є газогенератор та газопоршневий двигун внутрішнього згоряння. Головною вимогою при використанні генераторного газу в двигунах є мінімальна кількість смолистих речовин, вміст яких не повинен перевищувати 10–100 мг/нм³. Цього можна досягти при конструктивному поділі в газогенераторі двох процесів: піролізу та подальшої газифікації коксозольних частинок.

У цій роботі пропонується оригінальний спосіб термохімічної переробки біомаси (Bagasse), головною відмінністю якого від існуючих установок [1–5] є те, що з установки виходять два різні за калорійністю та складом синтетичних гази: низькокалорійний з теплотворною здатністю 1296–1430 ккал/нм³ та середньокалорійний піролізний газ – 4000–4300 ккал/нм³ з низьким вмістом смол. Передбачається використання низькокалорійного

синтетичного газу, отриманого при газифікації коксозольного залишку, на міні-ТЕЦ шляхом подачі в камеру згоряння поршневого двигуна.

Середньокалорійний піролізний газ використовується для:

- підігріву мережевої води;
- підмішування до природного газу або рідкого палива в котельнях, розміщених поблизу міні-ТЕЦ, при подачі газу до водогрійних котлів, розташованих у житлових приміщеннях. Це дозволяє частково витіснити природний газ із малої енергетики, на відміну від існуючих установок;
- за рахунок підвищення температури в піролізері понад 600 °C вдається досягти практично повного крекінгу смоли, що підвищує вихід піролізного газу.

До газифікатора надходить коксозольний залишок без смоли, тому низькокалорійний синтетичний газ практично не містить смолистих сполук. Низький вміст смоли у зазначених газах задовольняє основну вимогу при використанні їх у поршневих двигунах – вміст смолистих речовин не повинен перевищувати 10–100 мг/нм³ [6, 7].

Пропонований спосіб термохімічної переробки твердого палива є універсальним для багатьох видів біомаси. Як приклад розглянемо технологію термохімічної переробки біомаси сорту Bagasse.

Опис технології термохімічної переробки біомаси. На рис. 1 наведено два варіанти технології термохімічної переробки Bagasse, елементарний склад якої представлений у табл.

Таблиця. Елементарний склад Bagasse

Table. Elemental composition of Bagasse

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

Розглянемо варіант *a* установки продуктивністю за сухою біомасою 1250 кг/год (рис. 1, *a*). У складі установки є піролізер 29, розташований у проміжку товщиною $\Delta = (D - d)/2$ між огорожувальною трубою діаметром $D = 678$ мм та внутрішньою трубою, встановленою в центрі реторти діаметром $d = 598$ мм. Висота піролізера $H_{\text{пир}} = 1$ м. Обидві труби виготовлені з аустенітно-феритної жароміцної сталі Х20Н14С2 (робоча температура до 1150 °C). Процес піролізу біомаси має циклічний характер. Паливо з бункера пелет 19 за допомогою живильника 20 подається в шнек 18, після чого направляється в піролізер. Протягом $\tau = 64$ с мінімальна температура шару досягає $t_{p,\text{min}} = 672$ °C, що свідчить про практично повне завершення процесу крекінгу смоли та вихід летючих речовин у кількості $B_{\text{volat}} = 896,6$ кг/год. При цьому маса шару зменшується з $M_{\text{пир}0} = 33,670$ кг (на суху масу) до $M_{\text{пир}} = 9,5$ кг. Далі коксозольний залишок у кількості 9,5 кг протягом 33 с залишає піролізер ($u_p = 0,03$ м/с). Отже, повний час циклу дорівнюватиме 97 с. Після піролізера коксозольні частинки надходять по переливному

коробу 32 у проміжний бункер 13, а потім розподіляються по двох газифікаторах: внутрішньому 30 – продуктивністю $B_p = 68$ кг/год, $H_{\text{bed}} = 1$ м і $d = 598$ мм і зовнішньому 35 – $B_p = 271$ кг/год, $H_{\text{bed}} = 2,552$ м та $D = 1158$ мм.

На початку розпалювання установки в газифікаторі 30 формується нерухомий шар з попередньо напрацьованих коксозольних частинок Bagasse, після чого відбувається його прогрів високотемпературною газовою сумішшю $t_g = 1000\text{--}1300$ °C ($O_2 \leq 5\%$), що подається під решітку 28, та електронагрівом за рахунок пропуску струму крізь ніхромовий дріт 34, розташований на поверхні внутрішнього газифікатора 30. Після досягнення температури займання ($t_p \geq 600$ °C) частинок, що перебувають у вузькій області поруч з решіткою, теплоносій відключається і замість нього під решітку вводиться пароповітряна суміш 23 з температурою $t_{H_2O+air} = 330$ °C, і починається засипка в піролізер 29 висушених пелет Bagasse еквівалентного розміру $\delta_0 = 15$ мм.

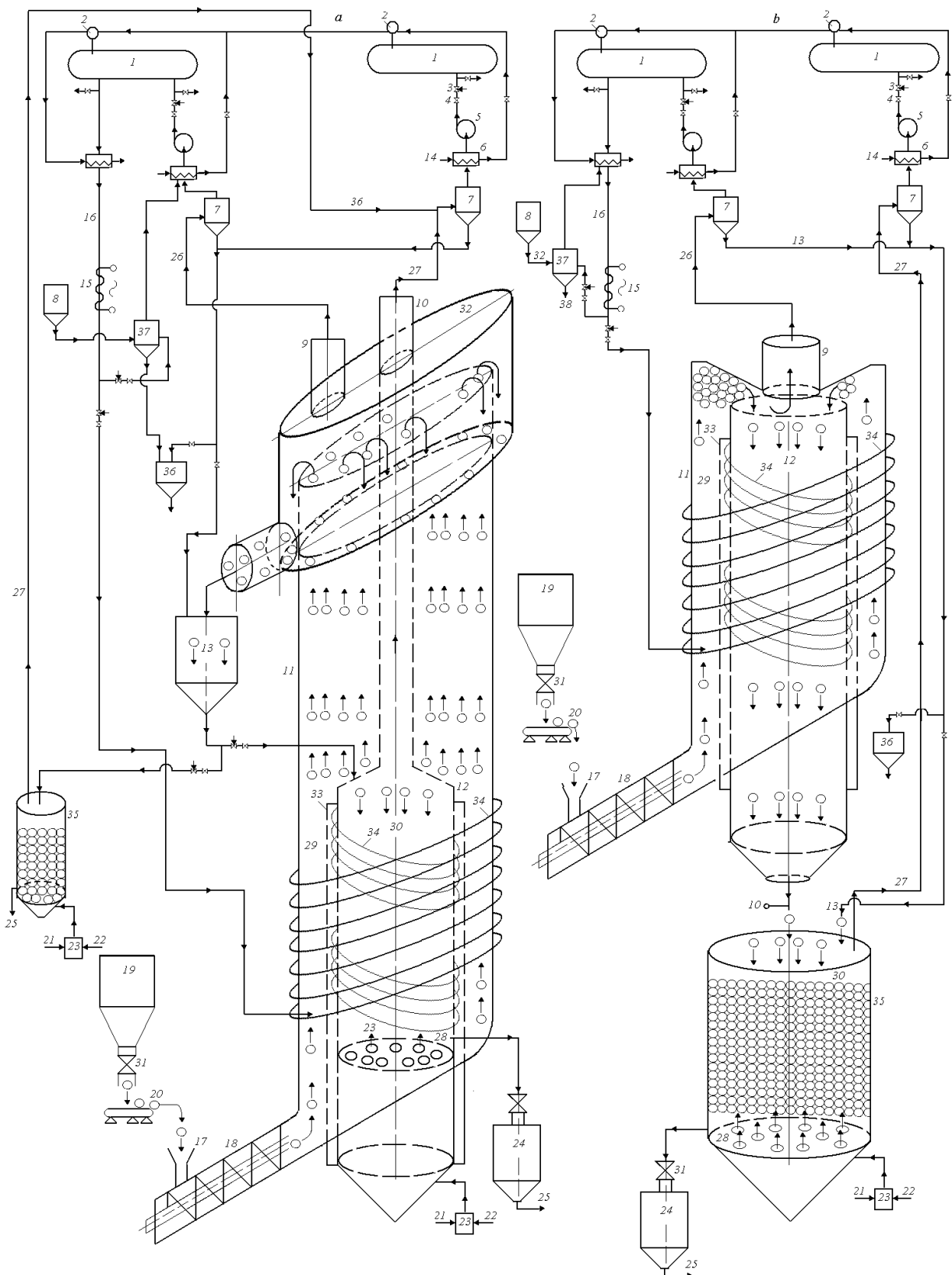


Рис. 1. Схеми промислових установок термохімічної переробки біомаси:

а – установи великої продуктивності; *б* – малої продуктивності; 1 – газгольдер; 2 – манометр; 3 – регулювальний клапан; 4 – засувка; 5 – димосос рециркуляції піролізних газів; 6 – теплообмінник; 7, 37 – циклон; 8 – бункер дрібних частинок біомаси; 9 – труба для відведення піролізного газу; 10 – внутрішня труба для відведення низькокалорійного синтетичного газу (*а*) або мигалка (*б*); 11 – огорожувальний циліндр з обмоткою ніхромового дроту; 12 – внутрішній циліндр з обмоткою ніхромового дроту (внутрішній газифікатор коксозольного

залишку) (а) або переливна труба з обмоткою ніхромового дроту для коксозольного залишку (b); 13 – бункер коксозольного залишку (а) або лінія транспорту коксозольного залишку з-під циклону в зовнішній газифікатор (b); 14 – теплоносій; 15 – електропідігрівач піролізних газів; 16 – середньокалорійний рециркулюючий піролізний газ; 17 – лійка; 18 – шнек; 19 – бункер пелет; 20 – живильник; 21 – подача повітря; 22 – подача пари; 23 – паропо-вітряний змішувач; 24 – бункер золи; 25 – злив золи; 26 – неочищений піролізний газ; 27 – неочищений синтетичний газ; 28 – решітка; 29 – нерухомий шар піролізера; 30 – нерухомий шар внутрішнього газифікатора; 31 – запірні арматури; 32 – короб для переливу частинок (а) або лінія транспортування дрібних частинок біомаси з бункера до циклону для піролізу (b); 33 – металева поверхня, що огорожує ніхромовий дріт; 34 – ніхромовий дріт; 35 – зовнішній газифікатор коксозольного залишку; 36 – накопичувальний бункер дрібних коксозольних ча-стинок; 38 – лінія транспорту в накопичувальний бункер 36

Fig. 1. Schemes of industrial plants for thermochemical processing of biomass:

a – high capacity plants; b – low capacity plants; 1 – gas tank; 2 – pressure gauge; 3 – control valve; 4 – valve; 5 – smoke exhauster for recirculation of pyrolysis gases; 6 – heat exchanger; 7,37 – cyclone; 8 – hopper for small biomass particles; 9 – pipe for removing pyrolysis gas; 10 – internal pipe for removing low-calorie synthetic gas (a) or flasher (b); 11 – enclosing cylinder with nichrome wire winding; 12 – inner cylinder with nichrome wire winding (internal gasifier of coke ash residue) (a) or overflow pipe with nichrome wire winding for coke ash residue (b); 13 – coke ash residue bunker (a) or coke ash residue transport line from under the cyclone to the external gasifier (b); 14 – coolant; 15 – electric heater of pyrolysis gases; 16 – medium-calorie recirculating pyrolysis gas; 17 – watering can; 18 – screw; 19 – pellet hopper; 20 – feeder; 21 – air supply; 22 – steam supply; 23 – steam-air mixer; 24 – ash bunker; 25 – ash drain; 26 – unpurified pyrolysis gas; 27 – unpurified synthetic gas; 28 – grate; 29 – fixed bed of pyrolyzer; 30 – fixed bed of internal gasifier; 31 – shut-off valves; 32 – box for overflowing particles (a) or line for transporting small particles of biomass from the hopper to the cyclone for pyrolysis (b); 33 – pipe enclosing nichrome wire; 34 – nichrome wire; 35 – external gasifier of coke ash residue; 36 – storage hopper for small coke-ash particles; 38 – transport line to storage hopper 36

Так само відбувається прогрівання шару коксозольних частинок Bagasse у зовнішньому газифікаторі 35, але без використання електронагрівачів. Процес піролізу проходить під впливом двох зовнішніх джерел теплової енергії шляхом електронагріву зовнішніх поверхонь ого-роджувальних циліндрів 11 і 12. Для цього крізь ніхро-мові дроти 34 діаметром 4 мм (циліндр 11) і 5 мм (ци-ліндр 12) пропускають струм під напругою $U = 380$ В. Електронагрівач, встановлений на трубі 11, складається з 5 секцій висотою $H_{сек} = 200$ мм і довжиною спіралі $H_{спир} = 29,70$ м. Для запобігання контакту спіралі з пеле-тами біомаси в піролізері 29 передбачено огорожу-

вальну металеву поверхню 33. Для організації швидкого піролізу необхідно в початковий момент часу $\tau = 4$ с під-вести до поверхонь циліндрів 11 і 12 тепловий потік, рі-вний $q_{w,e}(\tau = 4 \text{ с}) = 127,454 \text{ кДж}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$. Тому в кожну сек-цію електронагрівача подається напруга $U = 380$ В і сила струму $I = 143$ А (циліндр 11) і $I = 158$ А (циліндр 12). Для запобігання перегріву труб та утримання температури на рівні $800\text{--}850^\circ\text{C}$ необхідно регулювати теплові по-токи, що проходять через поверхні циліндрів $q_{w,e}(\tau)$ (шляхом зниження значення I) згідно з такими залежно-стями (рис. 2, а):

для зовнішнього циліндра 11

$$q_{r=0.339}^{\tau+1} = \frac{\left[D_{r=0.339}^{\tau+1/2} - \rho_{p=0.339}^{\tau+1/2} (1 - \varepsilon) \frac{C_{p=0.339}^{\tau} t_{r=0.339}^{\tau}}{\Delta \tau} \right]}{2} (r_{r=0.339} - r_{r=0.339-\Delta r}), \quad (1)$$

для вбудованого циліндра 12

$$q_{r=0.299}^{\tau+1} = \frac{\left[D_{r=0.299}^{\tau+1/2} - \rho_{p=0.299}^{\tau+1/2} (1 - \varepsilon) \frac{C_{p=0.299}^{\tau} t_{r=0.299}^{\tau}}{\Delta \tau} \right]}{2} (r_{r=0.299+\Delta r} - r_{r=0.299}). \quad (2)$$

З виразу (1) випливає, що зі зростанням значення температури стінки $t_{r=0.339}^{\tau}$ на попередньому етапі інтегрування рівняння теплової енергії частинок тепловий потік $q_{r=0.339}^{\tau+1}$ зменшується з часом, що підтверджується кривою 1 на рис. 2, а. З піролізера 29 (рис. 1, а) виходить середньокалорійний піролізний газ такого складу (в об'ємних частках): $\text{CO}_2 = 9\%$, $\text{CO} = 31\%$, $\text{H}_2 = 21,6\%$, $\text{H}_2\text{O} = 19,6\%$, $\text{C}_{1.16}\text{H}_4 = 18,3\%$, $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2} = 0,246\%$ і $\text{N}_2 = 0,258\%$ (рис. 2, b).

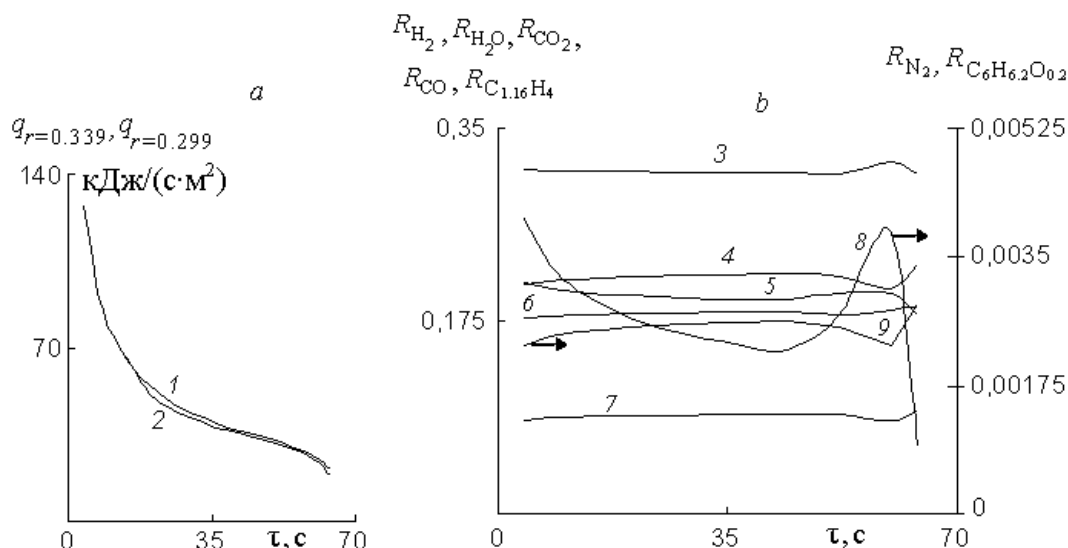


Рис. 2. Розподіл зовнішніх теплових потоків, що надходять у шар крізь поверхні нагріву огорожувального і вбудованого циліндрів (а), та об'ємних часток компонентів змішаного піролізного газу на виході з піролізера (б) залежно від часу: 1 – тепловий потік, що падає на поверхню зовнішньої труби; 2 – тепловий потік, що падає на поверхню внутрішньої труби; 3 – CO ; 4 – H_2 ; 5 – H_2O ; 6 – $\text{C}_{1.16}\text{H}_4$; 7 – CO_2 ; 8 – $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2}$; 9 – N_2

Fig. 2. Distribution of external heat flows entering the bed through the heating surfaces of the enclosing and built-in cylinders (a), and volume fractions of the mixed pyrolysis gas components at the outlet of the pyrolyzer (b) depending on time: 1 – heat flow incident on the surface of the outer pipe; 2 – heat flow incident on the surface of the inner pipe; 3 – CO ; 4 – H_2 ; 5 – H_2O ; 6 – $\text{C}_{1.16}\text{H}_4$; 7 – CO_2 ; 8 – $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2}$; 9 – N_2

Для підвищення швидкості прогріву шару в установці передбачена лінія рециркуляції середньокалорійного піролізного газу 16. Піролізний газ під надлишковим тиском виходить з газгольдера 1 і направляєється в теплообмінник 6, де отримує тепло від теплоносія 14, після чого догривається до температури 800°C в електронагрівачі 15, а потім подається в піролізер 29. Піролізний газ виходить з установки через трубу 9 і направляєється для очищення від пилу в циклон 7, а потім в теплообмінник 6, де відбувається конденсація H_2O , після чого димосос рециркуляції 5 заганається в газгольдер 1. Склад середньокалорійного піролізного газу, що надходить у газгольдер, такий: $\text{CO}_2 = 11,2\%$, $\text{CO} = 38,56\%$, $\text{H}_2 = 26,9\%$, $\text{C}_{1.16}\text{H}_4 = 22,76\%$ ($70\% \text{CH}_4 + 30\% \text{C}_2\text{H}_4$), $\text{C}_6\text{H}_{6.2}\text{O}_{0.2} = 0,31\%$ і $\text{N}_2 = 0,32\%$, а його калорійність – 17904 кДж/нм^3 . Цей газ містить малу кількість N_2 та H_2S і має високу теплотворну здатність, тому його можна використовувати для підмішування до природного газу або рідкого палива в котельнях і при подачі газу у водогрійні котли, встановлені в житлових приміщеннях. У газифікаторах 30 і 35 відбувається конверсія вуглецю в пароповітряному середовищі ($\text{O}_{2,\text{mas}} = 0,16$, $\text{N}_{2,\text{mas}} = 0,54$ і $\text{H}_2\text{O}_{\text{mas}} = 0,3$), внаслідок чого на виході з газифікаторів ми маємо такий склад синтетичного газу: $\text{CO}_2 = 5,070\%$, $\text{CO} = 27,1\%$, $\text{H}_2 = 18,5\%$, $\text{H}_2\text{O} = 12,9\%$ і $\text{N}_2 = 36,43\%$ з теплотворною здатністю $5425,74 \text{ кДж/нм}^3$. Неочищений синтетичний газ через трубу 10 надходить у циклон 7, після чого подається в теплообмінник 6, де відбувається конденсація H_2O і теплотворна здатність газу підвищується, потім димососом рециркуляції 5 спрямовується в газгольдер 1. Отриманий низькокалорійний синтетичний газ з теплотворною здатністю 1296 ккал/нм^3 не містить смол і може бути використаний на міні-ТЕЦ шляхом подачі його до камери згоряння поршневого двигуна.

У цій установці передбачено піроліз дрібних частинок біомаси. Для цього дрібні частинки біомаси з вихідного бункера 8 надходять у циклон 37, де відбувається вихід легких з частинок Bagasse у високотемпературному середовищі піролізного газу 16. Якщо температури піролізного газу 800°C виявиться недостатньо для організації процесу піролізу, необхідно використовувати електричний підігрівач 15.

Установка, наведена на рис. 1, б, призначена для невеликої продуктивності з біомаси (варіант б). Установка складається з піролізера 29, розташованого між зовнішньою $D = 160 \text{ мм}$ та вбудованою $d = 80 \text{ мм}$ трубами. Висота піролізера $H_{\text{пир}} = 1 \text{ м}$. Обидві труби виготовлені зі сталі X20H14C2. Продуктивність установки за біомасою (Bagasse) дорівнює $232,3 \text{ кг/год}$ (на суху масу). Витрата коксозольних частинок Bagasse у газифікаторі 35 становить 63 кг/год . На відміну від варіанта а, у варіанті б немає внутрішнього газифікатора, оскільки діаметр газифікатора малий $d = 80 \text{ мм}$ та його продуктивність за коксозольним залишком не перевищує $1,5 - 3 \text{ кг/год}$. Тому внутрішній циліндр 12 використовується як переливна труба, що дозволяє транспортувати коксозольний залишок з піролізера 29 у зовнішній газифікатор 35.

Постановка задачі. Результати розрахунків процесів аеродинаміки, тепломасообміну та хімічного реагування в піролізері та газифікаторах отримані з використанням моделей, описаних в [8–10]. Початкові умови для піролізера: $H_{\text{bed}} = 1 \text{ м}$, $\delta_0 = 15 \text{ мм}$, $\epsilon = 0,477$, $\rho_{p0} = 806,6 \text{ кг/м}^3$ (на суху масу), $t_{p0} = 30^\circ\text{C}$. Граничні умови для рівняння теплової енергії на поверхнях огорожувального та внутрішнього циліндрів задавалися у вигляді теплових потоків (умови третього роду), що забезпечують температуру стінок труб, відповідно: при $D = 678 \text{ мм}$ – t_w

= 850 °C і при $d = 598$ мм – $t_w = 800$ °C. Початкові умови для газифікаторів:

– варіант I (внутрішній газифікатор):

$d = 598$ мм, $H_{bed} = 1$ м, $\delta_0 = 15$ мм, $\varepsilon = 0,477$,
 $\rho_{p0} = 228$ кг/м³, $B_p = 68$ кг/год, $O_{2,mas} = 0,16$,
 $N_{2,mas} = 0,54$ і $H_2O_{mas} = 0,3$, $t_{p0} = 30$ – 100 °C,
 $t_w = 800$ °C, $B_{H_2O} = 63$ кг/год, $B_{O_2} = 33,5$ кг/год
і $B_{N_2} = 113$ кг/год, $t_{H_2O+air} = 330$ °C, $P_g = 1$ атм;

– варіант II (внутрішній газифікатор):

$O_{2,mas} = 0,184$, $N_{2,mas} = 0,616$ і $H_2O_{mas} = 0,2$,
 $B_{O_2} = 40,2$ кг/год, $B_{N_2} = 134,6$ кг/год
і $B_{H_2O} = 44$ кг/год. Інші параметри ті самі, що у варіанті I;

– варіант III (зовнішній газифікатор):

$D = 1158$ мм, $H_{bed} = 2,552$ м, $\delta_0 = 15$ мм,
 $\varepsilon = 0,477$, $\rho_{p0} = 228$ кг/м³, $B_p = 271$ кг/год,
 $O_{2,mas} = 0,16$, $N_{2,mas} = 0,54$ і $H_2O_{mas} = 0,3$,
 $t_{p0} = 30$ – 100 °C, $B_{H_2O} = 235,70$ кг/год,

$B_{O_2} = 125,71$ кг/год і $B_{N_2} = 424,26$ кг/год,

$t_{H_2O+air} = 330$ °C, $P_g = 1$ атм. Гранична умова рівняння теплової енергії коксозоляного залишку – $t_p(z = H_{bed}) = 700$ °C. Елементарний склад Bagasse для всіх варіантів наведено в табл.

Аналіз результатів розрахунку процесу піролізу. Склад змішаного піролізного газу на виході з піролізера, представлений на рис. 2, b: $CO_2 = 9$ %, $CO = 31$ %, $H_2 = 21,6$ %, $H_2O = 19,6$ %, $C_{1.16}H_4 = 18,3$ %, $C_6H_{6.2}O_{0.2} = 0,246$ % і $N_2 = 0,258$ %, відрізняється від складу змішаного піролізного газу, що виходить з елементарних об'ємів піролізера H_{bed}/dr при високих температурах: $CO_2 = 5,11$ %, $CO = 36,81$ %, $H_2 = 11,14$ %, $H_2O = 28,370$ %, $C_{1.16}H_4 = 16,98$ %, $C_6H_{6.2}O_{0.2} = 1,59$ % (рис. 3, a–g). Така розбіжність пов'язана з тим, що у змішаному піролізному газі на виході з піролізера є газові компоненти, отримані при низьких температурах. З рис. 3, a–g видно, що в кожному елементарному об'ємі реактора H_{bed}/dr склад компонентів змішаного газу, що виділюється в даному часовому інтервалі Δt відрізняється від складу компонентів газу попереднього елементарного об'єму, що пов'язано з нерівномірним розподілом температур по перерізу реторти (рис. 3, h)

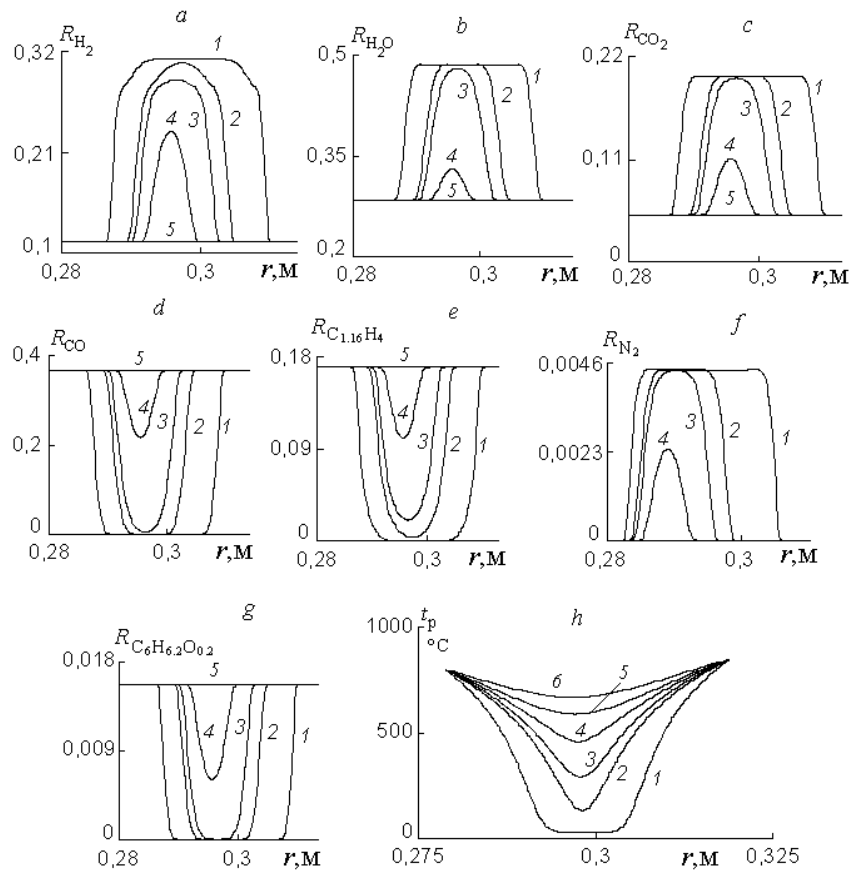


Рис. 3. Розподіл об'ємних часток компонентів змішаного піролізного газу (первинного + вторинного) H_2 (a), H_2O (b), CO_2 (c), CO (d), $C_{1.16}H_4$ (e), N_2 (f), $C_6H_{6.2}O_{0.2}$ (g) і температури частинок Bagasse (h) за перерізом нерухомого шару залежно від часу, с: 1 – 20; 2 – 40; 3 – 48; 4 – 56; 5 – 60; 6 – 64

Fig. 3. Volume fractions distribution of mixed pyrolysis gas components (primary + secondary) H_2 (a), H_2O (b), CO_2 (c), CO (d), $C_{1.16}H_4$ (e), N_2 (f), $C_6H_{6.2}O_{0.2}$ (g) and Bagasse particle temperatures (h) along the cross section of the fixed bed depending on time, s: 1 – 20; 2 – 40; 3 – 48; 4 – 56; 5 – 60; 6 – 64

На виході з реактора після змішування газових потоків, що виділилися з різних елементарних обсягів піролізера, виходить якийсь середній склад піролізного газу, який слабо змінюється з часом (на суху масу): $\text{CO}_2 = 11,2\%$, $\text{CO} = 38,56\%$, $\text{H}_2 = 26,9\%$, $\text{C}_{1,16}\text{H}_4 = 22,76\%$ ($70\% \text{CH}_4 + 30\% \text{C}_2\text{H}_4$), $\text{C}_6\text{H}_{6,2}\text{O}_{0,2} = 0,31\%$ і $\text{N}_2 = 0,32\%$ (рис. 2, *b*). Цей газ отриманий в результаті швидкого піролізу, оскільки швидкість прогріву шару становить $713,4^\circ\text{C}/\text{хв}$ (розрахунок швидкості прогріву шару проводився за середньою температурою частинок в інтервалі $672 < t_p < 850^\circ\text{C}$ при $\tau = 64$ с; крива 6 на рис. 3, *h*). З урахуванням рециркуляції піролізних газів швидкість прогрівання шару може бути підвищена на 24–50 %, тобто до $885\text{--}1070^\circ\text{C}/\text{хв}$. В [11] наведено експериментальні дані щодо швидкого піролізу Bagasse при температурі 800°C : $\text{CO}_2 = 13,2\%$, $\text{CO} = 40,1\%$, $\text{H}_2 = 30\%$, $\text{CH}_4 + \text{C}_m\text{H}_n = 16,3\%$ (індекси $n, m = 1, 2, 3, 4 \dots$). Звідси випливає, що результати розрахунків задовільно узгоджуються з експериментальними значеннями, наведеними в [11].

На відміну від [8], де використовується одностороннє підведення теплової енергії, тут застосовується двостороннє підведення енергії через зовнішні поверхні огорожувальної $D = 678$ мм і вбудованої $d = 598$ мм труб. Тому продукти піролізу виділяються, як у приосевій зоні, так і у пристінкових областях (рис. 4). Функції витрат газових компонентів мають дзвоноподібні профілі, які розташовуються локально за перерізом піролізера у

вузькому діапазоні $\Delta r_j = r_{j+1} - r_j$. На відміну від [8], де з часом відбувається зміщення профілів витрат до осі реторти, тут зміщення дзвоноподібних профілів здійснюється назустріч один одному. Крім того, поля витрат компонентів первинного та вторинного піролізних газів виходять рівномірнішими (рис. 4), ніж у [8].

Аналіз чисельних досліджень конверсії коксозольного залишку. Як зазначалося раніше, на початку розпалювання установки в газифікаторах 30 і 35 (рис. 1, *a*) формується шар з коксозольних частинок Bagasse, після чого здійснюється його прогрів високотемпературними димовими газами, внаслідок чого температура шару починає зростати, про що свідчать криві 1–5 на рис. 5, *a*. З рис. 5, *a* видно, що тепловий фронт рухається згори донизу назустріч потоку димових газів, що подаються під решітку 28 (рис. 1, *a*). Це пов'язано з граничною умовою рівняння теплової енергії коксозольного залишку – $t_p(z = H_{\text{bed}}) = 700^\circ\text{C}$. У часовому діапазоні 4800–5400 с температура частинок у придонній зоні досягає значення $t_p \geq 600^\circ\text{C}$, після чого відбувається відключення подачі димових газів і введення під решітку пароповітряної суміші 23, що свідчить про початок процесу конверсії коксозольного залишку в газифікаторах 30 і 35. З цієї причини відбувається різке зростання температури частинок до максимального значення $t_{p,\text{maxI}} = 1000^\circ\text{C}$, $t_{p,\text{maxII}} = 1175^\circ\text{C}$ і $t_{p,\text{maxIII}} = 1008^\circ\text{C}$ в придонній зоні (крива 6 на рис. 5, *a*; крива 2 на рис. 6, *a*, крива 1 на рис. 6, *e*).

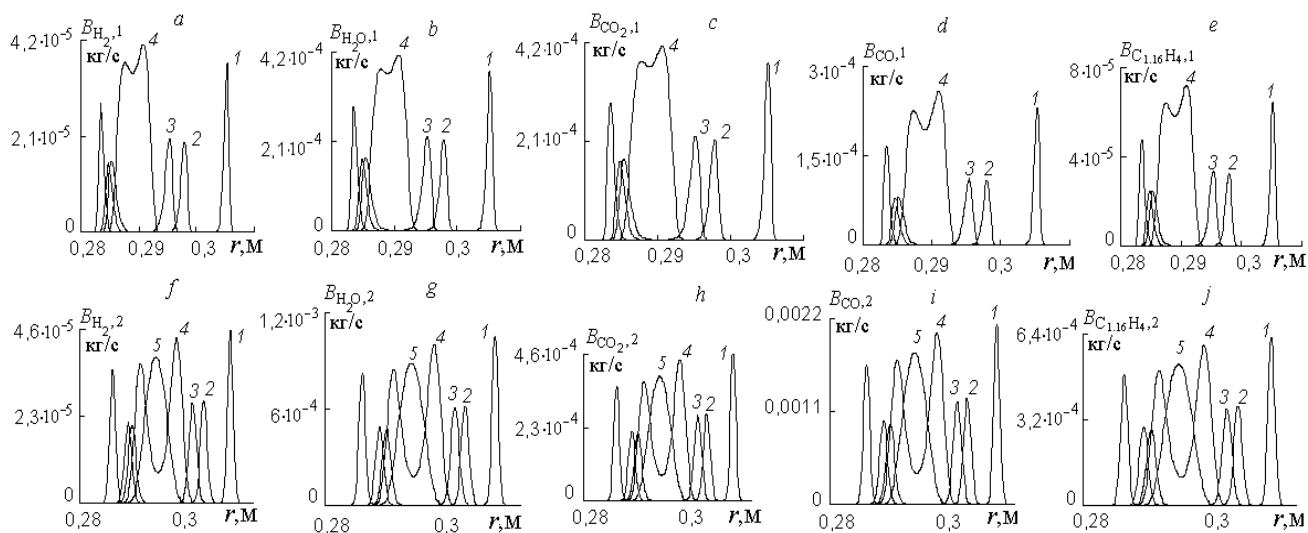


Рис. 4. Розподіл витрат компонентів первинного (а–е) та вторинного (ф–ж) піролізних газів H_2 (а, ф), H_2O (б, г), CO_2 (с, h), CO (д, i), $\text{C}_{1,16}\text{H}_4$ (е, j) за перерізом нерухомого шару залежно від часу, с: 1 – 20; 2 – 40; 3 – 48; 4 – 56; 5 – 60

Fig. 4. Flow rates distribution of the components of primary (a–e) and secondary (f–j) pyrolysis gases H_2 (a, f), H_2O (b, g), CO_2 (c, h), CO (d, i), $\text{C}_{1,16}\text{H}_4$ (e, j) over the cross section of a fixed bed depending on time, s: 1 – 20; 2 – 40; 3 – 48; 4 – 56; 5 – 60.

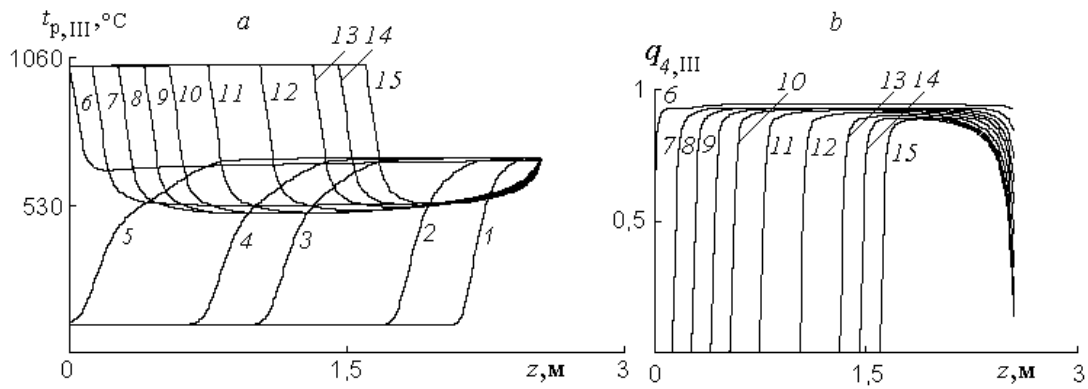


Рис. 5. Розподіл температур коксозольних частинок Bagasse (a) та механічного недопалу (b) за висотою зовнішнього газифікатора для варіанта III залежно від часу, с: 1 – 600; 2 – 1200; 3 – 2400; 4 – 3000; 5 – 4200; 6 – 5400; 7 – 6600; 8 – 7800; 9 – 9000; 10 – 10 200; 11 – 12 000; 12 – 14 400; 13 – 16 800; 14 – 18 000; 15 – 19 200

Fig. 5. Temperature distribution of Bagasse coke-ash particles (a) and mechanical underburning (b) along the height of the external gasifier for option III depending on time, s: 1 – 600; 2 – 1200; 3 – 2400; 4 – 3000; 5 – 4200; 6 – 5400; 7 – 6600; 8 – 7800; 9 – 9000; 10 – 10 200; 11 – 12 000; 12 – 14 400; 13 – 16 800; 14 – 18 000; 15 – 19 200

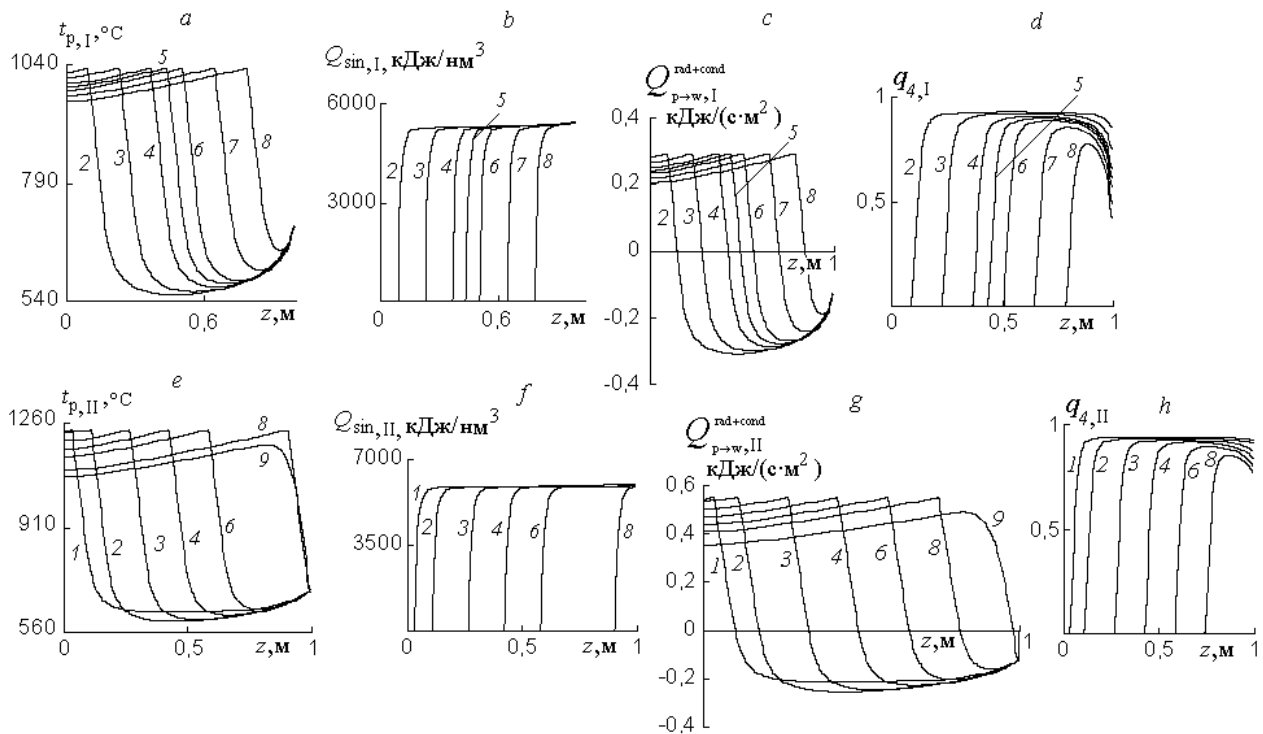


Рис. 6. Розподіл температур коксозольних частинок Bagasse (a, e), калорійності синтетичного газу (b, f), теплового потоку на стінку (c, g) та механічного недопалу (d, h) за висотою газифікатора для варіантів I (a–d) і II (e–h) залежно від часу, с: 1 – 2400; 2 – 3000; 3 – 4200; 4 – 5400; 5 – 6000; 6 – 6600; 7 – 7800; 8 – 9000; 9 – 10 200

Fig. 6. Temperature distribution of Bagasse coke-ash particles (a, e), calorific value of synthetic gas (b, f), heat flow to the wall (c, g) and mechanical underburning (d, h) along the height of the gasifier for options I (a–d) and II (e–h) depending on time, s: 1 – 2400; 2 – 3000; 3 – 4200; 4 – 5400; 5 – 6000; 6 – 6600; 7 – 7800; 8 – 9000; 9 – 10 200

У міру вигорання шару максимум функції $t_p(\tau, z)$ починає зрушуватися вгору, формуючи в нижній частині газифікатора шлакову подушку, що складається із золених частинок діаметром $\delta_{ash} = 5,23$ мм, з механічним недопалом $q_4 = 0$ (рис. 5, b; рис. 6, d, h). Інтенсивна конверсія коксозольного залишку відбувається в окислювальній,

окислювально-відновній та відновній зонах реагування газифікаторів. Тут спостерігається зменшення діаметра частинок з 15 до 5,23 мм за рахунок гетерогенних реакцій $C+O_2=CO_2$, $C+0,5O=CO$, $C+CO_2=2CO$ та $C+H_2O=CO+H_2$ та зниження швидкості частинок від $-0,0006$ до $-2,55 \cdot 10^{-5}$ м/с (рис. 7).

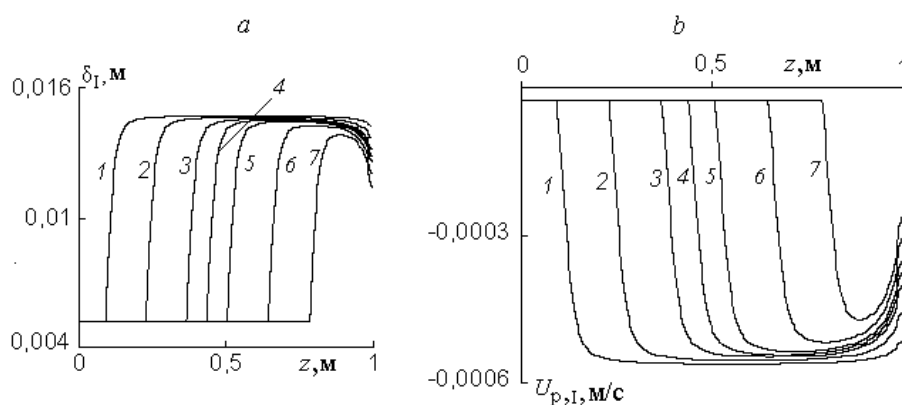


Рис. 7. Розподіл діаметра коксозольних частинок Bagasse (a) та їх швидкості (b) за висотою газифікатора для варіанту I залежно від часу, с: 1 – 3000; 2 – 4200; 3 – 5400; 4 – 6000; 5 – 6600; 6 – 7800; 7 – 9000

Fig. 7. Diameter distribution of Bagasse coke-ash particles (a) and their speed (b) along the height of the gasifier for option I depending on time, s: 1 – 3000; 2 – 4200; 3 – 5400; 4 – 6000; 5 – 6600; 6 – 7800; 7 – 9000

У варіантах I і III з газифікаторів 30 і 35 (рис. 1, a) виходить неочищений синтетичний газ такого складу (об'ємні частки): $\text{CO}_2 = 5,070\%$, $\text{CO} = 27,1\%$, $\text{H}_2 = 18,5\%$, $\text{H}_2\text{O} = 12,9\%$ та $\text{N}_2 = 36,43\%$ з теплотворною здатністю $5425,74 \text{ кДж/нм}^3$ (рис. 6, b; рис. 8). У цьому газі багато $\text{H}_2\text{O} = 12,9\%$. На вхід у газифікатори 30 і 35 подавалося $\text{H}_2\text{O} = 40,68\%$ (об'ємна частка), а з них прореагувало лише 68% . Для зменшення вмісту H_2O в синтетичному газі та підвищення його калорійності з урахуванням того, що золи в коксозольному залишку лише 4% , були проведені розрахунки при $\text{H}_2\text{O} = 28,58\%$ (варіант II).

З рис. 6, a, b, e, f випливає, що у варіанті II максимальна температура частинок і теплотворна здатність синтетичного газу підвищилася на 206°C і 9% порівняно з варіантом I, а вміст H_2O на виході з газифікатора зменшився до

$4,3\%$ (рис. 8, c; рис. 9, c). На виході з газифікатора 30 виходить такий склад синтетичного газу для варіанта II (об'ємні частки): $\text{CO}_2 = 3,38\%$, $\text{CO} = 32,56\%$, $\text{H}_2 = 17,2\%$, $\text{H}_2\text{O} = 4,29\%$ та $\text{N}_2 = 42,570\%$ з теплотворною здатністю 5971 кДж/нм^3 (рис. 6, f; рис. 9). На рис. 6, c, g показано розподіл теплових потоків на стінку вбудованої труби варіантів I і II. Видно, що максимальне значення теплового

потoku становить $Q_{p \rightarrow w, \max}^{\text{rad+cond}} = \alpha_{p \rightarrow w, \max}^{\text{rad+cond}} \cdot (t_{p, \max}(\tau, z) - t_w) = 0,55 \text{ кДж/(с}\cdot\text{м}^2)$, що набагато менше зовнішнього теплового потоку, обумовленого електронагрівом ніхромової спіралі, розташованої на зовнішній поверхні вбудованої труби (крива 2, рис. 2). Звідси випливає, що тепло-обмін між газифікатором 30 і піролізером 29 (рис. 1, a) мало

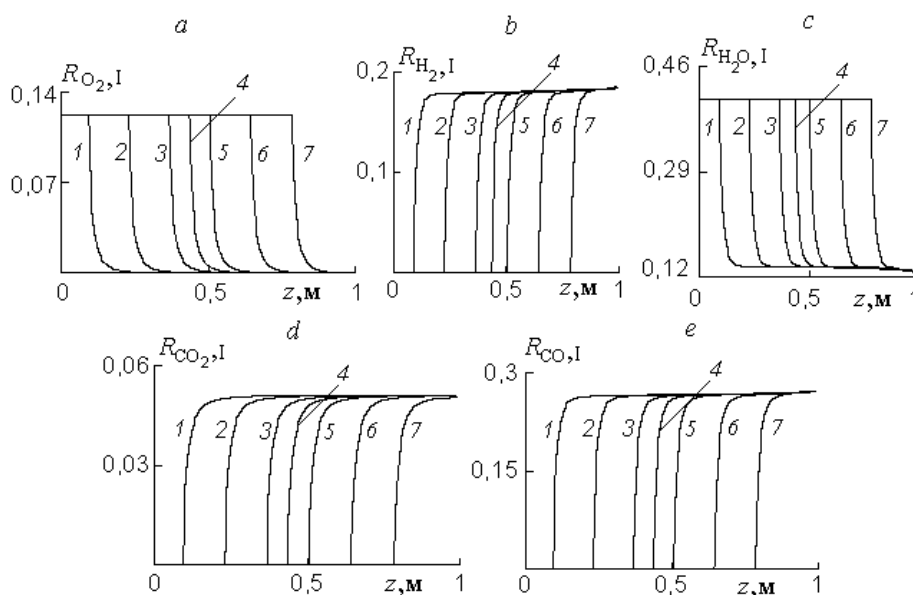


Рис. 8. Розподіл об'ємних часток компонентів синтетичного газу O_2 (a), H_2 (b), H_2O (c), CO_2 (d) та CO (e) за висотою газифікатора для варіанту I залежно від часу, с: 1 – 3000; 2 – 4200; 3 – 5400; 4 – 6000; 5 – 6600; 6 – 7800; 7 – 9000

Fig. 8. Volume fractions distribution of synthetic gas components O_2 (a), H_2 (b), H_2O (c), CO_2 (d) and CO (e) along the height of the gasifier for option I depending on time, s: 1 – 3000; 2 – 4200; 3 – 5400; 4 – 6000; 5 – 6600; 6 – 7800; 7 – 9000

впливає на процес піролізу. З рис. 6, с, *g* видно, що з часом теплосприйняття піролізера $Q_{p \rightarrow w}^{\text{rad+cond}}$ зростає, а тепловідведення від піролізера зменшується. У цьому разі

газифікатор 30 виконує функцію ізолюючої внутрішньої поверхні піролізера.

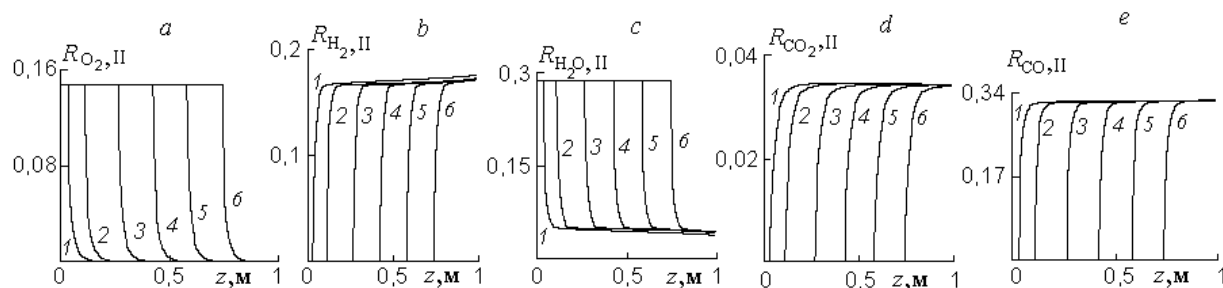


Рис. 9. Розподіл об'ємних часток компонентів синтетичного газу O_2 (a), H_2 (b), H_2O (c), CO_2 (d) та CO (e) за висотою газифікатора для варіанта II залежно від часу, с: 1 – 2400; 2 – 3000; 3 – 4200; 4 – 5400; 5 – 6600; 6 – 9000

Fig. 9. Volume fractions distribution of synthetic gas components O_2 (a), H_2 (b), H_2O (c), CO_2 (d) and CO (e) along the height of the gasifier for option I depending on time, s: 1 – 2400; 2 – 3000; 3 – 4200; 4 – 5400; 5 – 6600; 6 – 9000

Висновки.

1. Запропоновано оригінальний спосіб термохімічної переробки біомаси. Суть його полягає в тому, що з одного реактора виходять два різні за складом та теплотворною здатністю синтетичні гази: низькокалорійний генераторний газ (об'ємні частки) – $CO_2 = 3,38\%$, $CO = 32,56\%$, $H_2 = 17,2\%$, $H_2O = 4,29\%$ та $N_2 = 42,570\%$ з теплотворною здатністю 5971 кДж/м^3 та середньокалорійний піролізний газ (об'ємні частки) – $CO_2 = 11,2\%$, $CO = 38,56\%$, $H_2 = 26,9\%$, $C_{1.16}H_4 = 22,76\%$ ($70\% CH_4 + 30\% C_2H_4$), $C_6H_{6.2}O_{0.2} = 0,31\%$ та $N_2 = 0,32\%$ з калорійністю 17904 кДж/м^3 .

2. Середньокалорійний піролізний газ передбачається використовувати для часткової заміни природного газу або рідкого палива в газових котельнях, оскільки він має високу теплотворну здатність та малу кількість H_2S і N_2 . Це дає змогу частково витіснити природний газ із малої енергетики.

3. Низькокалорійний синтетичний газ з теплотворною здатністю 5971 кДж/м^3 практично не містить смол і може використовуватись на міні-ТЕЦ шляхом подачі його в камеру згоряння поршневого двигуна.

4. За допомогою моделей [8–10] отримано детальну інформацію про конструктивні характеристики реактора, процес піролізу, аеродинаміку, тепломасообмін і хімічне реагування газодисперсного середовища. Ця інформація була використана при розробці двох схем установки термохімічної переробки продуктивністю з біомаси (Bagasse) 1250 кг/год та $232,3 \text{ кг/год}$ (на суху масу). Ці дві установки різняться між собою тим, що в установці великої продуктивності на один піролізер встановлюються два газифікатори для термохімічної переробки коксозольних частинок Bagasse: внутрішній – $V_p = 68 \text{ кг/год}$, $H_{bed} = 1 \text{ м}$ і $d = 598 \text{ мм}$, та зовнішній – $V_p = 271 \text{ кг/год}$, $H_{bed} = 2,552 \text{ м}$ і $d = 1158 \text{ мм}$. При малій продуктивності на один піролізер встановлюється лише зовнішній газифікатор.

5. На відміну від існуючих подібних установок, тут реалізується процес швидкого піролізу в нерухомому шарі. Швидкість прогріву шару становить $713,4 \text{ }^\circ\text{C/хв}$. З урахуванням рециркуляції піролізних газів швидкість прогріву шару може бути підвищена на $24\text{--}50\%$, тобто до $885\text{--}1070 \text{ }^\circ\text{C/хв}$.

6. Результати розрахунків складу піролізного газу (об'ємні частки): $CO_2 = 11,2\%$, $CO = 38,56\%$, $H_2 = 26,9\%$, $C_{1.16}H_4 = 22,76\%$ ($70\% CH_4 + 30\% C_2H_4$), $C_6H_{6.2}O_{0.2} = 0,31\%$ і $N_2 = 0,32\%$ на виході з піролізера задовільно узгоджуються з експериментальними даними: $CO_2 = 13,2\%$, $CO = 40,1\%$, $H_2 = 30\%$, $CH_4 + C_mH_n = 16,3\%$.

7. Для практично повного крекінгу смоли, що характеризується максимальним виходом легкого газу (основна частка у формуванні змішаного піролізного газу) в об'ємі піролізера температура частинок досягає $670\text{--}700 \text{ }^\circ\text{C}$.

8. Показано, що розподіл швидкостей дисперсної фази є дзеркальним відображенням профілю діаметра частинок. Різке зменшення діаметра та швидкості руху коксозольних частинок має місце в кисневій та окислювально-відновній зонах та на ділянці газифікації, де протікає інтенсивна конверсія коксозольних частинок через гетерогенні хімічні реакції.

9. Напрацьована у придонній зоні зола формує шлакову подушку з механічним недопалом $q_4 = 0$, висота якої підвищується з часом.

ПОСИЛАННЯ

1. Лавренов В. А. Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук. Экспериментальное исследование процесса двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ. Москва. 2016. 152 с.

2. Батенин В. М., Бессмертных А. В., Зайченко В. М., Косов В. Ф., Синельщиков В. А. Термические методы переработки древесины и торфа в энергетических целях. Теплоэнергетика. 2010. № 11. С. 36–42.
3. Батенин В. М., Бессмертных А. В., 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.
4. Федосеев С. Д., Чернышев А. Б. Полукоксование и газификация твердого топлива. Москва: Государственное научно-техническое издательство нефтяной и горно-топливной литературы, 1960. 326 с.
5. Thunman H., Niklasson F., Johnsson F., and Bo Leckner. Composition of Volatile Gases and Thermochemical Properties of Wood for Modeling of Fixed or Fluidized Beds. *Energy & Fuels*. 2001. Vol. 15. Pp. 1488–1497.
6. Sinag A., Kruse A., Schwarzkopf V. Formation and degradation pathways of intermediate products formed during the hydropyrolysis of glucose as a model substance for wet biomass in a tubular reactor. *Eng. Life Sci.* 2003. Vol. 3. Pp. 469–473.
7. Kabyemela B., Adschiri T., Malaluan R., Arai K. Degradation kinetics of dihydroxyacetone and glyceraldehyde in subcritical and supercritical water. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1997. Vol. 36. Pp. 2025–2030.
8. Rokhman B., Vyfatnyuk V. The Two-Stage Process of Thermochemical Processing of Lignin in a Fixed Bed. 3. Simulation and Numerical Analysis of the Nonstationary Process of Pyrolysis in a Retort. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*. 2023. Vol. 96. No. 2. Pp. 506–512.
9. Рохман Б. Б., Ключ В. П., Ключ С. В. Математичне моделювання та числове дослідження процесу газифікації фіксованого вуглецю біомаси в щільному шарі при атмосферному тиску. Ч. 1. Теоретичний опис конверсії коксозольних частинок у нерухомому шарі. *Енерготехнології та ресурсозбереження*. 2022. № 1. С. 17–23.
10. Rokhman B., Vyfatnyuk V. The two-stage process of thermochemical processing of lignin in a fixed bed. 2. Simulation of the working process in the reactor and numerical analysis of gasification of coke-ash biomass residue. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*. 2023. Vol. 96. No. 2. Pp. 498–505.
11. Zanzi R., Krister S. and Björnbom E. Rapid Pyrolysis of Bagasse at High Temperature. *Proceeding of the symposium*. 1995. Vol. 1. Pp. 211–215.
- biomass thermal conversion into synthesis gas]. Moscow. 2016. 152 p.
2. Batenin V. M., Bessmertnyih A. V., Zaychenko V. M., Kosov V. F., Sinelschikov V. A. Termicheskie metody pererabotki drevesiny i torfa v energeticheskikh tselyah. [Thermal methods of wood and peat processing for energy purposes]. *Thermal Engineering*. 2010. № 11. Pp. 36–42.
3. Batenin V. M., Bessmertnyih A. V., Zaychenko V. M., Kosov V. F., Sinelschikov V. A. Pirolyticheskaya konversiya biomassy v gazoobraznoe toplivo [Pyrolytic conversion of biomass to gaseous fuel] Reports of the Academy of Sciences. 2012. Vol. 446. № 2. Pp. 179–182.
4. Fedoseev S. D., Chernyshev A. B. Polukoksovanie i gazifikatsiya tverdogo topliva. [Semi-coking and gasification of solid fuel]. Moscow: State Scientific and Technical Publishing House of Oil and Mining Fuel Literature. 1960. 326 p.
5. Thunman H., Niklasson F., Johnsson F., and Bo Leckner. Composition of Volatile Gases and Thermochemical Properties of Wood for Modeling of Fixed or Fluidized Beds. *Energy & Fuels*. 2001. Vol. 15. Pp. 1488–1497.
6. Sinag A., Kruse A., Schwarzkopf V. Formation and degradation pathways of intermediate products formed during the hydropyrolysis of glucose as a model substance for wet biomass in a tubular reactor. *Eng. Life Sci.* 2003. Vol. 3. Pp. 469–473.
7. Kabyemela B., Adschiri T., Malaluan R., Arai K. Degradation kinetics of dihydroxyacetone and glyceraldehyde in subcritical and supercritical water. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1997. Vol. 36. P. 2025–2030.
8. Rokhman B., Vyfatnyuk V. The Two-Stage Process of Thermochemical Processing of Lignin in a Fixed Bed. 3. Simulation and Numerical Analysis of the Nonstationary Process of Pyrolysis in a Retort. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*. 2023. Vol. 96. No. 2. Pp. 506–512.
9. Rokhman B.B., Klius V.P., Klius S.V. Matematychnе modeliuвання та chyslove doslidzhennia protsesu hazyfikatsii fiksovanoho vuhletsu biomasy v shchilnomu shari pry atmosfernomu tysku. Ch. 1. Teoretychnyi opys konversii koksozolnykh chastynok u nerukhomomu shari. [Mathematical Modeling and Numerical Study of Biomass Fixed Carbon Gasification in a Dense Bed at Atmospheric Pressure. Part 1. Theoretical Description of Coke Particles Conversion in a Fixed Bed]. *Energy Technologies and Resource Saving*. 2022. № 1. Pp. 17–23.
10. Rokhman B., Vyfatnyuk V. The two-stage process of thermochemical processing of lignin in a fixed bed. 2. Simulation of the working process in the reactor and numerical analysis of gasification of coke-ash biomass residue. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*. 2023. Vol. 96. No. 2. Pp. 498–505.
11. Zanzi R., Krister S. and Björnbom E. Rapid Pyrolysis of Bagasse at High Temperature. *Proceeding of the symposium*. 1995. Vol. 1. Pp. 211–215.

REFERENCES