

Корисна модель належить до галузі плазмохімічних технологій переробки органічних відходів, зокрема до реакторів для термічної конверсії рослинних біовідходів у неорганічні силікатні продукти з одночасним отриманням синтез-газу. Корисна модель може бути використаний у хімічній промисловості для виробництва рідкого скла, силікат-глиб, а також у сільському господарстві для утилізації агровідходів з одночасною генерацією енергоносіїв.

Проблема утилізації рослинних відходів сільськогосподарського виробництва є актуальною для багатьох країн світу. Щорічно утворюються мільйони тонн соломи, деревини, стебел та лушпиння, які потребують ефективної переробки. Традиційні методи компостування та спалювання мають низьку енергоефективність та створюють екологічне навантаження на довкілля.

Відомі технології термічної переробки біомаси включають застосування піролізних установок, газифікаторів та реакторів прямого спалювання. Піролізні установки [див., наприклад, патент US 10851037 B2, опубл. 01.12.2020, заявник: Iowa State University Research Foundation, Inc., під назвою "Fast pyrolysis of biomass in an autothermally operating reactor"] працюють при температурах 500-800 °C та забезпечують розкладання органічної речовини з утворенням пірогазу, рідких продуктів та твердого залишку. Недоліками таких систем є тривалий час обробки (до 12 діб для біохімічної конверсії), низька продуктивність (до 100 м³ газу на тонну сировини), утворення значної кількості смолистих речовин та необхідність додаткового очищення газових продуктів.

З патенту [US 6815633 B2, опубл. 09.11.2004, заявник: Startech Environmental Corp., під назвою "Plasma processing system"] відома плазмова установка для переробки небезпечних та медико-біологічних відходів, що використовує плазмотрон постійного струму. Установка працює при температурах понад 1500 K та забезпечує газифікацію органічної частини відходів з утворенням синтез-газу та інертного шлаку. Проте використання традиційних систем прямого струму характеризується значними енергозатратами.

У роботі [Messerle V. E., Ustimenko A. B. та ін. The Gasification and Pyrolysis of Biomass Using a Plasma System // *Energies*. - 2024. - Vol. 17, Iss. 22. - P. 5594] описано плазмову систему для газифікації та піролізу біомаси у вигляді висушеного гною. За допомогою плазмотрона постійного струму (70 кВт) при продуктивності 50 кг/год. досягаються температури 1500-1887 K. Експериментально підтверджено отримання горючого газу з питомою теплотою згоряння 10340 та 10500 кДж/кг. Питомі енергозатрати складають 1,4-1,5 кВт-год./кг.

З роботи [Petrov S. Monosilane plasma pyrolysis reactor // *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. - 2014. - Vol. 2, № 5(68). - P. 32-36] відомий реактор плазмового піролізу для отримання кремнію через рідку фазу, що містить плазмотрон, реакційну камеру об'ємом 0,091 м³ з вогнетривким футеруванням та систему формування гарнісажу на стінках. Реактор працює при екстремально високих температурах із формуванням захисного шару на робочих поверхнях.

У дослідженнях [Volokitin O. G. та ін. Thermal Plasma in Construction Industry // *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*. - 2017. - Vol. 286. - P. 012015] розглянуто процес отримання силікатних розплавів у плазмохімічному реакторі при температурах 1700-2000 °C зі швидкістю нагріву понад 1000 °C/с. Питомі енергозатрати становлять 1,5-2,1 кВт-год/кг, що у 2-2,5 разу менше традиційних технологій.

Спільним недоліком відомих плазмових систем є використання термічно рівноважної високотемпературної плазми з температурами понад 1500 °C, що призводить до значних енергозатрат, високих вимог до конструкційних матеріалів реактора та неселективного протікання хімічних процесів з утворенням широкого спектра побічних продуктів.

Принципово важливим є встановлений у дослідженнях [Chernyak V. та ін. Effects of Non-Equilibrium Plasma Processing on Solutions of D-, L-Isomers // *Journal of Biomedical Science and Biotechnology Research*. - 2025. - Vol. 3, Iss. 1, DOI: 10.61440/JBSBR.2024.v3.18 ISSN: 3049-7272] ефект впливу неврівноваженої плазми з обертальним газовим потоком на хімічні перетворення органічних сполук. Експериментально підтверджено, що у системі з обертальним ковзним розрядом реалізуються специфічні умови для реакцій, залежні від напрямку обертання газового потоку. Це вказує на можливість керування селективністю хімічних процесів через зміну напрямку обертання плазми.

Однак у відомій літературі відсутні дані про застосування неврівноваженої обертальної плазми для конверсії твердих рослинних відходів у силікатні продукти при помірних температурах.

В основу корисної моделі поставлено задачу вдосконалення плазмохімічного реактора шляхом використання обертального ковзного розряду та тангенційної подачі газу. Іншою задачею, на розв'язання якої спрямована корисна модель, є створення енергоефективного плазмохімічного реактора для переробки рослинних відходів у рідкі силікати, який забезпечує зниження робочих температур процесу, підвищення селективності хімічних перетворень та можливість керування властивостями цільового продукту.

Технічним результатом корисної моделі є зниження питомих енергозатрат на переробку біовідходів на 30-40 % порівняно з традиційними високотемпературними плазмовими системами, підвищення виходу цільових силікатних продуктів, забезпечення можливості регулювання силікатного

модуля готового продукту в діапазоні від 1,5 до 3,6, отримання додаткового енергетичного продукту у вигляді синтез-газу та зниження вимог до термостійкості конструкційних матеріалів реактора.

Поставлена задача вирішується тим, що у плазмохімічному реакторі для переробки рослинних відходів у рідкі силікати, який містить циліндричний корпус з футеруванням, плазмотрон, систему подачі сировини, вихідний патрубок для відведення газоподібних продуктів та пристрій для відведення рідкої фази, згідно з корисною моделлю, плазмотрон виконано у вигляді генератора обертального ковзного розряду з можливістю зміни напрямку обертання плазмового струменя за годинниковою або проти годинникової стрілки, реакційна зона реактора забезпечена тангенційним підведенням плазмоутворюючого газу для створення стійкого вихрового потоку з азимутальною складовою швидкості від 400 до 700 м/с, система подачі сировини містить дозатор для контрольованої подачі попередньо подрібненої біомаси з вологістю не більше 5 % та фракційним складом від 0,5 до 5 мм, корпус реактора обладнано системою рекуперації тепла для підтримання температури стінок реактора в діапазоні 350-900 °С без утворення гарнісажу, при цьому співвідношення потужності плазмотрона та продуктивності по сировині становить від 0,4 до 2 кВт·год/кг, а час перебування частинок сировини в реакційній зоні складає від 0,5 до 2 секунд.

Згідно з одним з варіантів виконання, плазмотрон являє собою електродуговий генератор обертального ковзного розряду постійного струму потужністю від 20 до 100 кВт з торцевим вольфрамовим термокатодом та порожнистим мідним анодом з водяним охолодженням, при цьому плазмоутворюючим газом є аргон-воднева суміш або суміш діоксиду вуглецю з повітрям.

Реакційна зона виконана у вигляді циліндричної камери діаметром від 450 до 600 мм та висотою від 500 до 1000 мм, футерованої вогнетривким матеріалом на основі карбонітриду кремнію з пористістю 15-25 % та термобар'єрним покриттям з діоксиду цирконію, стабілізованого оксидом ітрію, товщиною 0,4 мм.

Реактор додатково обладнано системою введення лужних компонентів у вигляді кальцинованої соди або поташу безпосередньо в зону плазмохімічних перетворень для регулювання силікатного модуля готового продукту в діапазоні від 1,5 до 3,6.

Система рекуперації тепла виконана у вигляді теплообмінника з циркуляцією теплоносія між корпусом реактора та вихідним патрубком для попереднього підігріву плазмоутворюючого газу до температури 200-400 °С.

Система подачі сировини додатково містить бункер для попереднього накопичення біовідходів, вібраційний живильник для рівномірної подачі та пневмотранспортну систему для інжекції подрібненого матеріалу в зону плазмового факела.

Реактор обладнано циклонним сепаратором для відділення твердих частинок недопалу з можливістю їх повернення в реакційну зону, при цьому ступінь газифікації вуглецю становить не менше 87 %.

Перелік фігур креслень

Фіг. 1. Загальний вид плазмохімічного реактора у поздовжньому розрізі.

Фіг. 2. Схема системи тангенційного підведення плазмоутворюючого газу (вигляд зверху).

Фіг. 3. Графік залежності питомих енергозатрат від температури процесу.

Фіг. 4. Діаграма складу газоподібних продуктів залежно від температури.

Фіг. 5. Порівняльна ефективність різних методів переробки біовідходів.

На фіг. 1 позначено: 1 - циліндричний корпус; 2 - футерування Si_3N_4 - SiC ; 3 - термобар'єрне покриття ZrO_2 - 8 % Y_2O_3 ; 4 - плазмотрон обертального ковзного розряду; 5 - торцевий вольфрамовий термокатод; 6 - порожнистий мідний анод з водяним охолодженням; 7 - розподільна камера для плазмоутворюючого газу; 8 - тангенційні патрубки; 9 - система керування напрямком обертання; 10 - бункер для накопичення біовідходів; 11 - вібраційний живильник; 12 - пневмотранспортна система інжекції; 13 - реакційна зона; 14 - система дозування лужних компонентів; 15 - пристрій відведення рідкої фази; 16 - вихідний патрубок для відведення газоподібних продуктів; 17 - циклонний сепаратор твердих частинок; 18 - система повернення недопалу; 19 - теплообмінник рекуперації тепла.

На фіг. 2 позначено: 1 - циліндричний корпус; 2 - футерування Si_3N_4 - SiC ; 3 - термобар'єрне покриття ZrO_2 - 8 % Y_2O_3 ; 7 - розподільна камера плазмоутворюючого газу; 8а, 8б - тангенційні патрубки режиму обертання за годинниковою стрілкою (активні у режимі А); 8в, 8г - тангенційні патрубки режиму обертання проти годинникової стрілки (активні у режимі Б); 9 - система керування напрямком обертання (автоматичне перемикавання). Активні сопла позначено чорним фоном, неактивні - білим фоном зі штриховою лінією стрілки.

На фіг. 3 позначено: 1 - піролізні установки; 2 - корисна модель (обертальний ковзний розряд); 3 - традиційна плазмова газифікація; 4 - експериментальне значення питомих енергозатрат (1,42 кВт·год/кг за температури 1500 К).

На фіг. 4 позначено: 1 - водень (H_2); 2 - монооксид вуглецю (CO); 3 - діоксид вуглецю (CO_2); 4 - водяна пара (H_2O); 5 - азот (N_2); 6 - метан та інші вуглеводні (CH_4 + інші); 7 - сума горючих компонентів ($\text{CO} + \text{H}_2$). Вертикальною штриховою лінією позначено оптимальну робочу температуру 1500 К; зоною косою штрихування - оптимальний температурний діапазон.

На фіг. 5 Ліворуч - порівняння об'ємної продуктивності ($\text{кг/год}\cdot\text{м}^3$) різних методів переробки біовідходів; праворуч - багатопараметрична порівняльна оцінка за шістьма показниками (шкала 0-10, більше - краще). Методи позначено різним штрихуванням стовпців та типами ліній на діаграмі відповідно до легенди на рисунку.

Плазмохімічний реактор для переробки рослинних відходів у рідкі силікати (фіг. 1) містить циліндричний корпус 1 із зовнішньою стінкою з нержавіючої сталі товщиною 3 мм та внутрішнім футеруванням 2 товщиною 10 мм з карбонітриду кремнію. Реакційна зона реактора виконана у вигляді циліндричної камери діаметром від 450 до 600 мм та висотою від 500 до 1000 мм. Футерування з карбонітриду кремнію виконано з пористістю 15-25 %. На внутрішній поверхні футерування нанесено термобар'єрне покриття 3 з діоксиду цирконію, стабілізованого оксидом ітрію, товщиною 0,4 мм. У верхній частині корпусу розміщено плазмотрон 4 обертального ковзного розряду.

Плазмотрон 4 являє собою електродуговий генератор з торцевим вольфрамовим катодом 5 та порожнистим мідним анодом 6 та працює з потужністю струму від 20 до 100 кВт. Катод виготовлено з вольфраму марки ВА з додаванням оксидів лантану для зниження роботи виходу електронів. Анод виконано у вигляді сопла Лавала з водяним охолодженням для забезпечення тривалого ресурсу роботи. Ерозія вольфрамового катода не перевищує 10^{-4} г/год а мідного анода - 10^{-1} г/год, що забезпечує чистоту цільового продукту на рівні вимог до будівельних силікатів.

Система тангенційного підведення газу (фіг. 2) містить розподільну камеру 7 з чотирма тангенційними патрубками 8, розташованими під кутом 12° до радіуса камери. Плазмоутворюючий газ (аргон-воднева суміш або суміш діоксиду вуглецю з повітрям) подається у розподільну камеру під тиском 0,4 МПа та надходить в реакційну зону через тангенційні патрубки, створюючи стійкий обертальний потік. Азимутальна складова швидкості газу на вході в реакційну зону становить 400-700 м/с.

Принципова особливість корисної моделі полягає у можливості зміни напрямку обертання плазмового струменя. Це досягається перемиканням подачі газу між двома наборами тангенційних патрубків, орієнтованих у протилежних напрямках. Система керування 9 забезпечує автоматичне перемикання напрямку обертання залежно від складу вихідної сировини та заданих властивостей цільового продукту.

Система подачі сировини містить бункер 10 для попереднього накопичення біовідходів, вібраційний живильник 11 та пневмотранспортну систему 12 для інжекції подрібненого матеріалу безпосередньо в зону плазмового факела. Біовідходи попередньо подрібнюють до фракції 0,5-5 мм та висушують до вологості не більше 5 %. При більшій вологості продуктивність реактора знижується через витрату енергії на випаровування вологи.

Реакційна зона 13 виконана у вигляді циліндричної камери діаметром 450 мм та висотою 500 мм. Внутрішній об'єм реакційної зони становить $0,091 \text{ м}^3$. При продуктивності реактора 25-33 кг/год. час перебування частинок у реакційній зоні складає 0,7-1,2 секунди.

Унікальною особливістю корисної моделі є робота реактора при помірних температурах 350-900 $^\circ\text{C}$, що значно нижче традиційних температур плавлення силікатів (1400-1700 $^\circ\text{C}$). Це стає можливим завдяки використанню неврівноваженої обертальної плазми, в якій електронна температура значно перевищує температуру важких частинок. Активні радикали, що утворюються в неврівноваженій плазмі (ОН, О, Н), ініціюють ланцюгові реакції перетворення органічної речовини при відносно низьких температурах газової фази.

За температури 350 $^\circ\text{C}$ відбувається інтенсивний піроліз целюлози та лігніну з виділенням летких продуктів. У температурному діапазоні 450-600 $^\circ\text{C}$ реалізується газифікація коксового залишку з утворенням монооксиду вуглецю та водню. При температурах 700-900 $^\circ\text{C}$ відбувається повна газифікація органічної частини біовідходів та плавлення мінеральної складової з утворенням силікатного розплаву.

Мінеральна частина рослинних відходів містить переважно діоксид кремнію (45-65 % від маси золи), оксиди кальцію та магнію (15-25 %), оксиди заліза та алюмінію (5-15 %). Для отримання рідких силікатів з заданим силікатним модулем безпосередньо в зону плазмохімічних перетворень вводяться лужні компоненти - кальцинована сода або поташ через систему дозування 14.

Силікатний модуль цільового продукту розраховується за формулою:

$M = \text{SiO}_2 / (\text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O})$ де SiO_2 , Na_2O , K_2O - вміст відповідних оксидів у масових відсотках.

Регулюванням кількості лужних компонентів досягається силікатний модуль у діапазоні від 1,5 до 3,6, що відповідає всім типам промислових силікат-глиб.

Рідкий силікатний розплав стікає по конічному днищу реактора та відводиться через пристрій 15. Температура розплаву на виході становить 1200-1400 $^\circ\text{C}$.

Газоподібні продукти відводяться через вихідний патрубок 16 у циклонний сепаратор 17 для відділення твердих частинок недопалу. Уловлені частинки через систему 18 повертаються в реакційну зону. Очищений синтез-газ надходить у систему рекуперації тепла 19, де охолоджується з одночасним підігрівом плазмоутворюючого газу. За рахунок рекуперації тепла плазмоутворюючий газ

підігрівається до температури 200-400 °С, що знижує споживання електроенергії плазмотроном на 15-20 %.

Питомі енергозатрати процесу (фіг. 3) за температури 1500 К становлять 1,28 кВт·год/кг (розрахункові) та 1,42 кВт·год/кг (експериментальні). Розбіжність у 11 % пояснюється неконтрольованим підсмоктуванням повітря та нерівномірністю змішування.

На Фіг. 4 представлена діаграма складу газоподібних продуктів залежно від температури процесу. Діаграма ілюструє зміну концентрації H_2 , CO , CO_2 , N_2 та H_2O в діапазоні температур 500-1900 К. При повітряній плазмовій газифікації біовідходів за оптимальної температури 1500 К (1227 °С) отримується газова суміш, де вихід горючих компонентів ($CO+H_2$) досягає 68,5 об'ємних відсотка. Теплота згоряння синтез-газу при цьому становить 10340 кДж/кг.

Порівняльна ефективність заявленого реактора відносно традиційних методів представлена на Фіг. 5. Оцінка проводилася за показниками питомої продуктивності та якості синтез-газу. Корисна модель забезпечує зниження питомих енергозатрат на 30-40 % при збереженні високої якості газоподібних продуктів та отриманні додаткового цінного продукту у вигляді рідких силікатів, що підтверджує досягнення зазначеного технічного результату.

Ступінь газифікації вуглецю в заявленому реакторі становить 87-91 %. Екологічна ефективність підтверджується відсутністю в продуктах процесу токсичних речовин - діоксинів, фуранів та бензопірену, оскільки температура понад 1273 К забезпечує їх повне розкладання.

Реактор додатково містить систему введення лужних компонентів у вигляді кальцинованої соди або поташу безпосередньо в зону плазмохімічних перетворень. Система рекуперації тепла виконана у вигляді теплообмінника з циркуляцією теплоносія між корпусом реактора та вихідним патрубком для попереднього підігріву плазмоутворюючого газу до температури 200-400 °С. Працює пристрій наступним чином. У бункер 10 завантажують подрібнені та висушені рослинні відходи. Вмикають плазмотрон 4 потужністю 50 кВт. Плазмоутворюючий газ подають через систему тангенціальних патрубків 8 з витратою 250 л/хв. Після прогрівання реактора до 400 °С вмикають подачу сировини з продуктивністю 25 кг/год.

Під дією невірноваженої обертальної плазми відбувається швидке нагрівання частинок (понад 1000 °С/с). При 350-650 °С відбуваються реакції піролізу та газифікації. При температурах вище 700 °С мінеральна частина плавиться. Одночасно подають кальциновану соду для отримання силікатного модуля 2,8.

Критично важливим є створення стійкого вихрового потоку газу, що забезпечується системою тангенціального підведення (Фіг. 2). Система містить 4 тангенціальні патрубки 8 (по 2 на кожен напрям), розташовані під кутом 12° до радіуса. Це дозволяє працювати у двох режимах: обертання за годинниковою стрілкою та проти неї. При тиску газу на вході 0,4 МПа та витраті 250 л/хв досягається азимутальна швидкість у реакторі 400-700 м/с. Напрямок обертання впливає на склад продуктів: обертання за годинниковою стрілкою підвищує вихід легких вуглеводнів, а проти - вихід CO та H_2 .

Рідкий силікатний розплав (температура 1300 °С) відводиться через пристрій 15. Газоподібні продукти (температура 800 °С) очищуються в циклоні 17 та охолоджуються в системі рекуперації 19.

За 1 годину роботи реактор переробляє 25 кг біовідходів, споживаючи 35,4 кВт·год електроенергії. Як показано на графіку залежності питомих енергозатрат (Фіг. 3), заявлений пристрій забезпечує показники 1,4-1,5 кВт·год/кг при робочих температурах 600-900 °С. Це значно перевищує ефективність традиційної плазмової газифікації (2,5-3,0 кВт·год/кг при 1500-2000 °С) та піролізних установок (3,0-4,5 кВт·год/кг). При цьому отримується 2,7 кг рідких силікатів та 17,5 кг синтез-газу.

Корисна модель може бути реалізована з використанням обладнання, що серійно випускається. Реактор може використовуватися на підприємствах агропромислового комплексу. Економічна ефективність обумовлена комплексним використанням біовідходів з отриманням товарних продуктів високої доданої вартості.

Приклади конкретного виконання

Приклад 1. Переробка соломи пшениці

Солому пшениці (фракція 1-3 мм, вологість 3 %) переробляють при потужності плазмотрона 50 кВт (Ar/H_2), продуктивності 25 кг/год. Температура в зоні реакції - 820 °С. Питомі енергозатрати - 0,71 кВт·год/кг. Отримано 9,2 кг рідких натрієвих силікатів (модуль 2,7) та 68 кг синтез-газу (теплота згоряння 11200 кДж/кг). Ступінь газифікації вуглецю - 90 %.

Приклад 2. Переробка деревної тирси

Тирсу соснову (фракція 0,5-2 мм, вологість 4 %) переробляють при потужності 30 кВт (CO_2 /повітря), продуктивності 15 кг/год. Температура - 700 °С. Питомі енергозатрати - 1,4 кВт·год/кг. Отримано 4 кг калієво-натрієвої силікат-глиби (модуль 2,1) та 31 кг синтез-газу (теплота згоряння 10800 кДж/кг). Ступінь газифікації - 88 %.

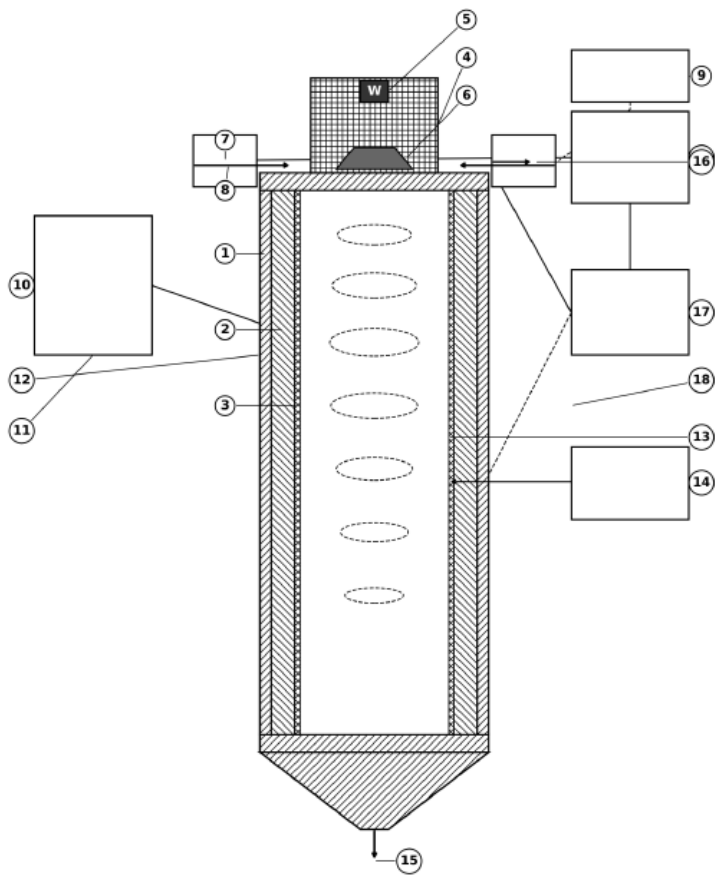


Fig. 1

Режим А: Обертання за годинниковою стрілкою (ЗГС)

Режим Б: Обертання проти годинникової стрілки (ПГС)

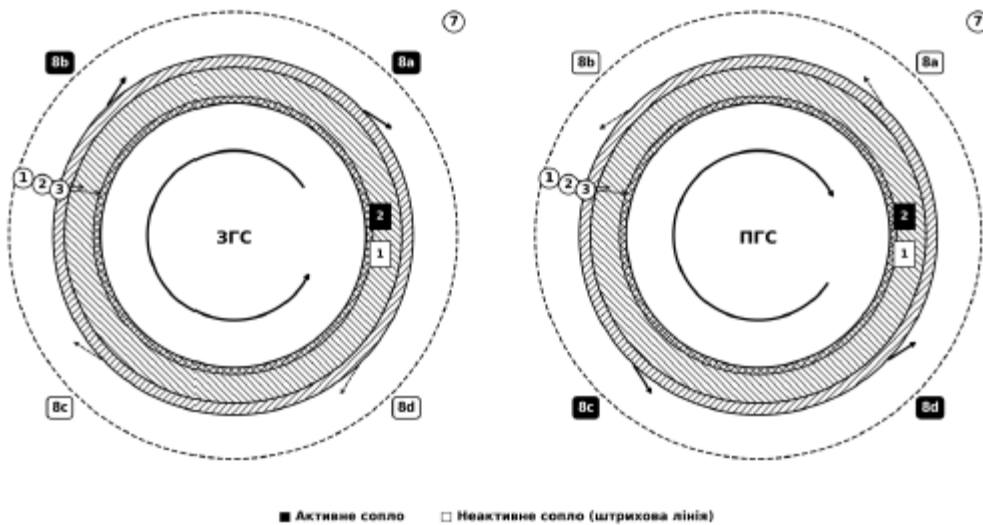
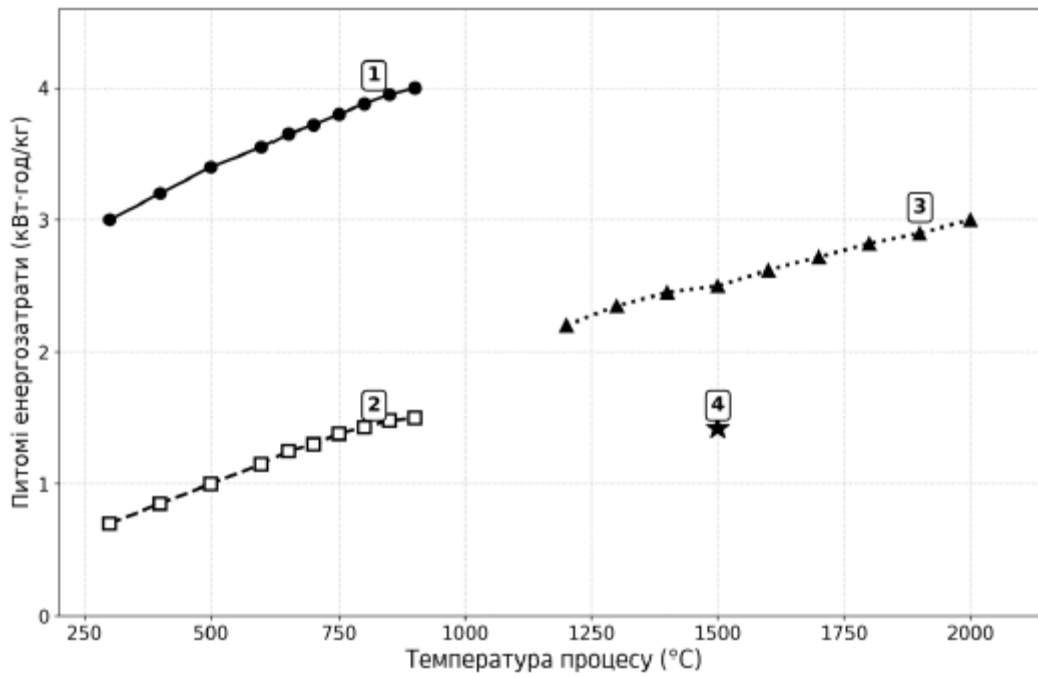
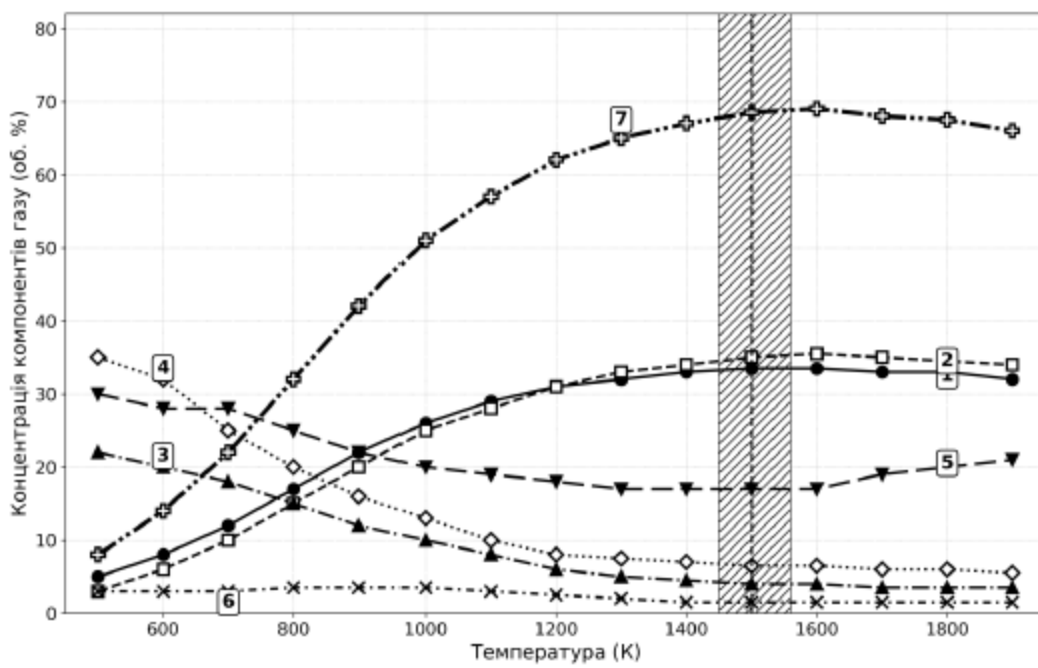


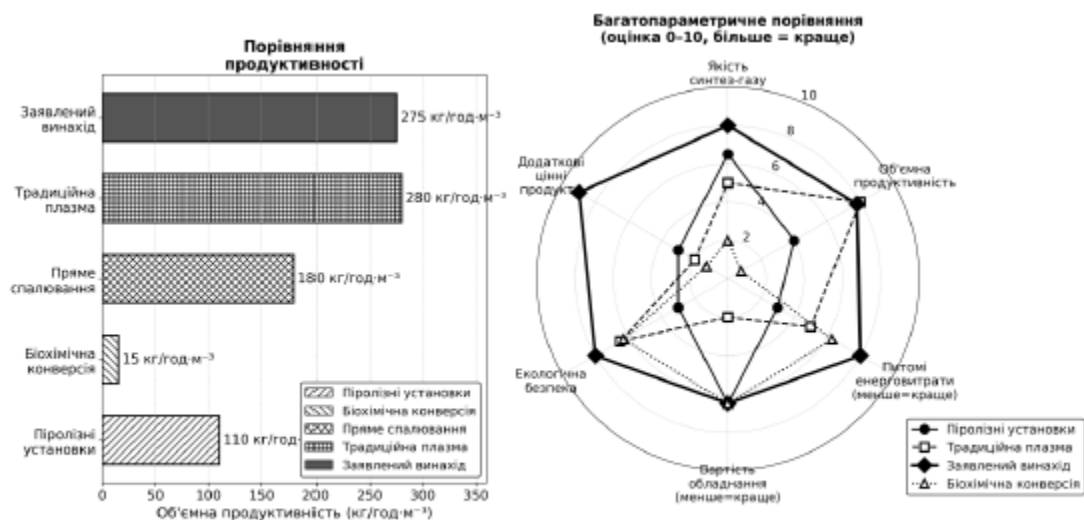
Fig. 2



Фиг. 3



Фиг. 4



Фіг. 5