

НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ НАУК УКРАЇНИ
ІНСТИТУТ ВІДНОВЛЮВАНОЇ ЕНЕРГЕТИКИ

Кваліфікаційна наукова праця
на правах рукопису

ОМАРОВ ІВАН СЕРГІЙОВИЧ

УДК 621.311:620.91 662.6/662.76

ДИСЕРТАЦІЯ

**ОБҐРУНТУВАННЯ ПАРАМЕТРІВ ПРОЛІЗНО-ГАЗИФІКАЦІЙНОГО
ПРОЦЕСУ В СИСТЕМІ ЕЛЕКТРОГЕНЕРАЦІЇ НА ОСНОВІ
ВІДНОВЛЮВАНИХ ДЖЕРЕЛ ЕНЕРГІЇ**

Спеціальність 141 – Електроенергетика, електротехніка та електромеханіка
Галузь знань 14 – Електрична інженерія

Подається на здобуття наукового ступеня доктора філософії.

Дисертація містить результати власних досліджень. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело.

Частини тексту дисертації, під час написання яких використовувалися технології штучного інтелекту, перевірені та відредаговані особисто

_____ Іван ОМАРОВ

Наукові керівники: **ГОЛУБ Геннадій Анатолійович**,
доктор технічних наук, професор

ЧЕТВЕРИК Геннадій Олександрович, кандидат
технічних наук

Київ – 2026

АНОТАЦІЯ

Омаров І.С. Обґрунтування параметрів піролізно-газифікаційного процесу в системі електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії.

– Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора філософії за спеціальністю 141 «Електроенергетика, електротехніка та електромеханіка». – Інститут відновлюваної енергетики Національної академії наук України, Київ, 2026.

Дисертаційна робота присвячена розв'язанню актуальної науково-технічної задачі підвищення ефективності та керованості локальних енергосистем шляхом акумулювання надлишкової електричної енергії стохастичної сонячної генерації у формі стабільної хімічної енергії синтез-газу, одержаного піролізно-газифікаційним перетворенням лігноцелюлозної біомаси. Об'єктом дослідження є піролізно-газифікаційний процес у системі електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії (ВДЕ). Предметом дослідження – обґрунтування параметрів піролізно-газифікаційного процесу в системі електрогенерації на основі ВДЕ. Метою дисертаційної роботи є збільшення виробництва електричної енергії в системі електрогенерації на основі ВДЕ шляхом обґрунтування раціональних параметрів піролізно-газифікаційного процесу в установці, в якій стадія газифікації реалізується алотермічно у високотемпературному шарі вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу з керованим температурним режимом, що забезпечується електронагрівом.

Дисертація складається зі вступу, чотирьох розділів, висновків, списку використаних джерел і додатків.

У вступі обґрунтовано актуальність обраної теми, сформульовано мету та основні завдання дослідження, визначено наукову новизну і практичне значення одержаних результатів.

У першому розділі виконано огляд сучасного стану досліджень технологій та технічних засобів стадійної термохімічної конверсії біомаси у синтез-газ для систем електрогенерації. Розглянуто доцільність поєднання сонячної енергетики з термохімічною конверсією біомаси. Обґрунтовано необхідність оцінювання установок термохімічної конверсії біомаси в синтез-газ за показником енергоекономічної ефективності для визначення їх придатності до роботи у складі систем електрогенерації на основі ВДЕ.

У другому розділі обґрунтовано основні параметри піролізно-газифікаційного процесу та розроблено математичні моделі розкладання біомаси з утворенням синтез-газу і виробництва електроенергії на його основі.

Третій розділ присвячено експериментальним дослідженням піролізно-газифікаційного процесу виробництва синтез-газу з лігноцелюлозної біомаси та перевірці функціонування установки у складі системи «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор».

У четвертому розділі розроблено метод інженерного розрахунку піролізно-газифікаційної установки, який пов'язує її параметри з фізико-механічними властивостями біомаси та дає змогу визначати умови виробництва висококалорійного синтез-газу з низьким вмістом смол для систем електрогенерації на основі ВДЕ, а також виконано техніко-економічну оцінку роботи системи «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор» на синтез-газі.

У висновках узагальнено основні результати дисертаційного дослідження.

Було отримано наступні результати. Вперше відомий в економічній сфері скоринговий метод застосовано для визначення показника енергоекономічної ефективності піролізно-газифікаційних установок, який у поєднанні з методом зважених сум, нормуванням і бальною оцінкою критеріїв дає змогу визначати перспективні типи установок для подальшого використання в системі електрогенерації на основі ВДЕ. Аналіз показав, що для спроектованої установки

показник енергоекономічної ефективності склав 0,775, тоді як для інших типів установок становить 0,44–0,69.

Вперше обґрунтовано спосіб одержання висококалорійного синтез-газу, придатного для роботи двигунів внутрішнього згоряння без очищення, шляхом риформінгу піролізної парогазової суміші у високотемпературному шарі вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу, який, на відміну від інших способів, здійснюється в алотермічній піролізно-газифікаційній установці з електронагрівом та просторово-температурним розділенням зон піролізу та газифікації, що забезпечує термічний крекінг смол і високий вміст горючих компонентів у синтез-газі.

Математичним моделюванням встановлено вплив ефективного діаметра частинок палива на температуру шару вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу в зоні газифікації, тривалість перебування в ньому піролізної парогазової суміші, що дає змогу прогнозувати вміст CO , H_2 і CH_4 у синтез-газі. Встановлено залежність тривалості піролізу кускової біомаси від вологості та ефективного діаметра її частинок, а також параметрів електронагріву реакційних зон установки. Рівняння тривалості піролізу містить теплофізичну складову, пов'язану з інерційним прогріванням частинки, і кінетичну складову, що визначається тривалістю її хімічного розкладання. На основі встановлених залежностей одержано рівняння, що описує вплив вологості і діаметру частинок біомаси та параметрів електронагріву зон установки на обсяг виробленої електричної енергії системою «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор». Одержані залежності дають змогу керувати перебігом як усього процесу, так і окремих його стадій, забезпечуючи виробництво висококалорійного синтез-газу з низьким вмістом смол.

Результати математичного моделювання перевірено на дослідному зразку установки. Підтверджено, що використання вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу в зоні газифікації забезпечує одержання синтез-газу з високим вмістом H_2 , CO і CH_4 . Під час піролізно-газифікаційного розкладання

граба вологістю 30% з ефективним діаметром частинок 10 мм вміст H_2 становив 42,7% об., CO – 38,0% об., CH_4 – 15,6% об при об'ємному виході синтез-газу 1,67–1,85 м³/кг і теплотою згоряння 16,2–17,1 МДж/м³. Максимальний вміст смол у синтез-газі становив 41 мг/м³, що не перевищує допустимого для двигунів внутрішнього згоряння рівня 50 мг/м³. Після одноразового пропускання газу через скруббер вміст механічних домішок становив 28–47 мг/м³. Теплопродуктивність установки за цикл склала 284–300 МДж.

Вперше розроблено спосіб побудови автономної системи електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор», у якій, на відміну від відомих рішень, надлишкова електроенергія сонячної електростанції використовується для алотермічної конверсії біомаси в синтез-газ як акумульований енергоносіє, що узгоджує змінну сонячну генерацію з керованою роботою електрогенератора і забезпечує виробництво електроенергії при зниженні чи відсутності інсоляції.

Вперше експериментально отримано залежність кількості електроенергії, виробленої системою «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор» від вологості і ефективного діаметра частинок палива та потужності електронагріву реакційних зон алотермічних піролізно-газифікаційних установок з просторово-температурним розділенням зон піролізу та газифікації, на основі чого визначено раціональні діапазони цих параметрів, за яких виробіток електроенергії є максимальним. Максимальний виробіток 28,3 кВт·год досягнуто за вологості палива 20%, ефективного діаметра частинок 7,5 мм і потужності нагріву 1,8 кВт, що узгоджується з результатами математичного моделювання. За два цикли роботи установки із синтез-газу одержано 55,58 кВт·год електроенергії, що компенсує витрати на нагрівання зони піролізу 30,56 кВт·год і забезпечує додатковий корисний вихід 25,02 кВт·год.

Розроблено метод інженерного розрахунку, що пов'язує параметри установки з властивостями біомаси і дає змогу визначати умови стабільного виробництва газу для систем на основі ВДЕ. Новизну технічного рішення

захищено патентом України на корисну модель № 154915 «Газогенератор безсмольного газу». Результати досліджень впроваджено у навчальний процес у Білоцерківському національному аграрному університеті (м. Біла Церква) та Поліському національному університеті (м. Житомир).

Економічна оцінка підтвердила доцільність запропонованого рішення. За капітальних вкладень 360,5 тис. грн система забезпечує виробництво 20,56 тис. кВт·год електроенергії на рік за експлуатаційних витрат 205,9 тис. грн. Використання системи безперебійного живлення на основі піролізно-газифікаційної установки знижує собівартість електроенергії на 38,6 %, а термін окупності становить 1,74 року при роботі електронагрівачів установки від мережі та 1,4 року – при використанні електроенергії сонячної електростанції.

Ключові слова: біомаса, піроліз, газифікація, синтез-газ, електрогенерація, баланс, зола, теплообмін, масообмін, деревні пелети, солом'яні пелети, піролізно-газифікаційна установка, сонячна електростанція, технічні характеристики, відновлювані джерела енергії, автономна система, реакційна зона, теплота згоряння, фотовольтаїчний модуль, кут нахилу до горизонту, гібридна енергосистема, локальна енергосистема, зберігання енергії, лігнін, целюлоза, геміцелюлоза, математичне моделювання.

ABSTRACT

Omarov I.S. Substantiation of the parameters of the pyrolysis-gasification process in a power generation system based on renewable energy sources. – Qualifying scientific work submitted as a manuscript.

The Doctor of Philosophy (PhD) in Engineering thesis, speciality 141 – Electric Power Engineering, Electrical Engineering and Electromechanics. – Institute of Renewable Energy of the National Academy of Sciences of Ukraine, Kyiv, 2026.

The dissertation is devoted to solving the relevant scientific and technical problem of improving the efficiency and controllability of local power generation systems by storing surplus electrical energy, generated by stochastic solar power generation, in the form of the stable chemical energy of syngas, produced through the

pyrolysis-gasification conversion of lignocellulosic biomass. The object of the research is the pyrolysis-gasification process in a power generation system based on renewable energy sources (RES). The subject of the research is the substantiation of the parameters of the pyrolysis-gasification process in an RES-based power generation system. The aim of the dissertation is to increase electricity generation in a RES-based power generation system by substantiating the rational parameters of the pyrolysis-gasification process in a reactor in which the gasification stage is implemented allothermally within a high-temperature bed of carbon sorption-catalytic material under a controlled temperature regime maintained by electric heating.

The dissertation consists of an introduction, four chapters, conclusions, a list of references, and appendices.

The introduction substantiates the relevance of the selected research topic, defines the aim and main objectives of the study, and outlines the scientific novelty and practical significance of the results obtained.

The first chapter reviews the current state of research on technologies and technical means for the staged thermochemical conversion of biomass into syngas for power generation systems. The feasibility of integrating solar energy with the thermochemical conversion of biomass is examined. The need to evaluate biomass-to-syngas thermochemical conversion units using an energy-economic efficiency indicator is substantiated in order to determine their suitability for operation as a part of RES-based power generation systems.

The second chapter substantiates the main parameters of the pyrolysis-gasification process and develops mathematical models of biomass decomposition with syngas formation and syngas-based electricity generation.

The third chapter presents experimental studies of the pyrolysis-gasification process for producing syngas from lignocellulosic biomass and verifies the operation of the unit as part of the “solar power plant – pyrolysis-gasification unit – internal combustion engine – electric generator” system.

The fourth chapter develops an engineering calculation method for the pyrolysis-gasification unit that relates its parameters to the physical and mechanical properties

of biomass and enables the operating conditions required to produce high-calorific syngas with a low tar content for RES-based power generation systems to be determined. It also presents a techno-economic assessment of the operation of the syngas-fuelled “solar power plant – pyrolysis-gasification unit – internal combustion engine – electric generator” system.

The conclusions summarize the main results of the dissertation research.

The following results were obtained. For the first time, the scoring method known in the field of economics was applied to determine the energy-economic efficiency indicator of pyrolysis-gasification units. In combination with the weighted-sum method, normalization, and point-based assessment of criteria, this approach makes it possible to identify promising types of units for subsequent use in RES-based power generation systems. The analysis showed that the energy-economic efficiency indicator for the designed unit was 0.775, whereas for other types of units it ranged from 0.44 to 0.69.

For the first time, a method for producing high-calorific syngas suitable for use in internal combustion engines without purification was substantiated. The method is based on reforming the pyrolysis vapour–gas mixture in a high-temperature bed of carbon sorption-catalytic material. Unlike other methods, this one is implemented in an electrically heated allothermal pyrolysis-gasification unit with spatial and temperature separation of the pyrolysis and gasification zones, thereby ensuring thermal cracking of tars and a high content of combustible components in the syngas.

Mathematical modelling established the influence of the effective fuel particle diameter on the temperature of the carbon sorption-catalytic material bed in the gasification zone and on the residence time of the pyrolysis vapour–gas mixture within the bed, making it possible to predict the CO, H₂, and CH₄ contents of the syngas. The dependence of the pyrolysis duration of lump biomass on its moisture content, effective particle diameter, and the electric-heating parameters of the unit’s reaction zones was established. The equation for pyrolysis duration comprises a thermophysical component associated with the inertial heating of the particle and a kinetic component determined by the duration of its chemical decomposition. Based on the established

relationships, an equation was derived that describes the influence of biomass moisture content and particle diameter, as well as the electric-heating parameters of the unit zones, on the amount of electrical energy generated by the “solar power plant – pyrolysis-gasification unit – internal combustion engine – electric generator” system. The established relationships make it possible to control both the overall process and its individual stages, thereby ensuring the production of high-calorific syngas with a low tar content.

The results of the mathematical modelling were verified using an experimental prototype of the unit. It was confirmed that the use of a carbon sorption-catalytic material in the gasification zone enables the production of syngas with high H_2 , CO, and CH_4 contents. During the pyrolysis-gasification decomposition of hornbeam with a moisture content of 30% and an effective particle diameter of 10 mm, the H_2 content was 42.7 vol.%, the CO content was 38.0 vol.%, and the CH_4 content was 15.6 vol.%. The volumetric syngas yield was 1.67–1.85 m^3/kg , and its heating value was 16.2–17.1 MJ/ m^3 . The maximum tar content in the syngas was 41 mg/ Nm^3 , which did not exceed the permissible level of 50 mg/ Nm^3 for internal combustion engines. After a single pass of the gas through the scrubber, the mechanical impurity content was 28–47 mg/ m^3 . The heat output of the unit per cycle was 284–300 MJ.

For the first time, a method was developed for configuring an autonomous “solar power plant – pyrolysis-gasification unit – internal combustion engine – electric generator” power generation system. Unlike known solutions, the surplus electricity generated by the solar power plant is used for the allothermal conversion of biomass into syngas as a stored energy carrier. This approach coordinates variable solar power generation with the controlled operation of the electric generator and ensures electricity production under reduced or absent insolation.

For the first time, the dependence of the amount of electricity generated by the “solar power plant – pyrolysis-gasification unit – internal combustion engine – electric generator” system on the fuel moisture content, effective particle diameter, and electric heating power of the reaction zones in allothermal pyrolysis-gasification units with spatial and temperature separation of the pyrolysis and gasification zones was

determined experimentally. Based on these results, the rational ranges of these parameters corresponding to the maximum electricity output were established. The maximum electricity generation of 28.3 kWh was achieved at a fuel moisture content of 20%, an effective particle diameter of 7.5 mm, and a heating power of 1.8 kW, in agreement with the mathematical modelling results. During two operating cycles of the unit, 55.58 kWh of electricity was generated from syngas, compensating for the 30.56 kWh required for heating the pyrolysis zone and providing an additional net electricity output of 25.02 kWh.

An engineering calculation method was developed that relates the unit parameters to the properties of biomass and makes it possible to determine the conditions required for stable gas production in RES-based systems. The novelty of the proposed technical solution is protected by Ukrainian Utility Model Patent № 154915, “Tar-Free Gas Generator.” The research results have been implemented in the educational process at Bila Tserkva National Agrarian University (Bila Tserkva) and Polissia National University (Zhytomyr).

The economic assessment confirmed the feasibility of the proposed solution. With capital investment of UAH 360.5 thousand, the system generates 20.56 thousand kWh of electricity annually at operating costs of UAH 205.9 thousand. The use of an uninterruptible power supply system based on the pyrolysis-gasification unit reduces the cost of electricity by 38.6%. The payback period is 1.74 years when the unit's electric heaters are powered from the grid and 1.4 years when electricity from the solar power plant is used.

Keywords: biomass, pyrolysis, gasification, syngas, electricity generation, balance, ash, heat transfer, mass transfer, wood pellets, straw pellets, pyrolysis–gasification unit, solar power plant, technical specifications, renewable energy sources, stand-alone system, reaction zone, heating value, photovoltaic module, tilt angle to the horizon, hybrid energy system, local energy system, energy storage, lignin, cellulose, hemicellulose, mathematical modeling.

СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

Статті в наукових виданнях, включених до міжнародних наукометричних баз даних Web of Science Core Collection та/або Scopus

1. Voytsytsky A., Fomin M., Holubenko A., Tsyvenkova N., **Omarov I.** The influence of voltage curve form of non-sinusoidal current on the efficiency of AC electric machines. Vidnovluvana Energetika. 2022. № 2 (69). P. 20–25. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2022.2\(69\).20-25](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2022.2(69).20-25) (категорія A, Scopus). (Особистий внесок: здійснено збір та обробку вихідних даних, виконано їх аналіз і підготовку для подальших розрахункових досліджень).
2. Golub G., Tsyvenkova N., Golub V., Chuba V., **Omarov I.**, Holubenko A. Determining the effect of the structural and technological parameters of a gas blower unit on the air flow distribution in a gas generator. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. 2022. Vol. 4 № 8 (118). P. 29–43. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2022.263436> (категорія A, Scopus). (Особистий внесок: розроблено методику вимірювання швидкості потоків повітря на межі зон окислення і відновлення камери газифікації газогенератора, взято участь у експериментальних дослідженнях, виконано перевірку результатів імітаційного моделювання, сформовано висновки).
3. Golub G., Tsyvenkova N., Kukharets S., Holubenko A., **Omarov I.**, Klymenko O., Mudryk K., Hutsol T. European Green Deal: An Experimental Study of the Biomass Filtration Combustion in a Downdraft Gasifier. Energies. 2023. Vol. 16. № 22. 7490. <https://doi.org/10.3390/en16227490> (Scopus). (Особистий внесок: розробка методики дослідження, взято участь в експериментальних дослідженнях процесу гібридного фільтраційного горіння солом'яних пелет в протипотоковому газогенераторі, виконано кількісні оцінки та висновки).
4. Golub G., Tsyvenkova N., Yaremenko O., Marus O., **Omarov I.**, Holubenko A. Determining the efficiency of installing fixed solar photovoltaic modules and modules with different tracking options. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. 2023. Vol. 4. № 8 (124). P. 15–25. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2023.286464> (категорія A, Scopus). (Особистий внесок: проведено оцінку ефективності різних

варіантів встановлення фотоелектричних модулів сонячних електростанцій, виконано обробку та побудовано графічні залежності за результатами дослідження, сформовано висновки).

5. Golub G., Tsyvenkova N., Nadykto V., Marus O., Yaremenko O., **Omarov I.**, Holubenko A., Sukmaniuk O., Medvedskyi O. Determining the influence of mounting angle on the average annual efficiency of fixed solar photovoltaic modules. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. 2024. Vol. 2. № 8 (128). P. 26–37.

<https://doi.org/10.15587/1729-4061.2024.300485> (категорія A, Scopus). (Особистий внесок: збір та аналіз даних залежності електрогенерації сонячних електростанцій від кута схилення панелей фотоелектричних модулів, що пов'язано з географічною широтою їх встановлення, а також формування та параметризація вихідних даних для розрахунків згідно умов дослідження).

6. Golub G., Tsyvenkova N., Nadykto V., Marus O., Kepko O., **Omarov I.**, Holubenko A., Shubenko V., Zayets M. Determining the influence of seasonal tilt angle on the efficiency of fixed solar photovoltaic modules. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. 2024. Vol. 3. № 8 (129). P. 55–62. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2024.306364> (категорія A, Scopus).

(Особистий внесок: чисельним моделюванням уточнено значення сезонних кутів нахилу PV-модулів на різних географічних широтах для підвищення середньорічного виробітку електроенергії, також виконано узагальнення результатів дослідження).

7. Golub G., Tsyvenkova N., Rogovskii I., Chuba V., Nadykto V., Omarov I., Yarosh Y., & Chuba I. Determining the influence of design features in agrivoltaics systems on tracking efficiency. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. 2025. Vol. 3. № 8 (135). P. 14–22. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2025.329837>

(категорія A, Scopus). (Особистий внесок: здійснено збір, аналіз та підготовку вихідних даних до досліджень ефективності трекінгу фотовольтаїчних систем залежно від конструкції і ефективності покриття площі PV-модулями та відстані між рядами модулів в період максимальної сонячної активності).

8. **Омаров І. С.** Обґрунтування параметрів і режимів нагрівання піролізно-газифікаційної установки з інтегрованими процесами очищення і збагачення

синтез-газу. Відновлювана енергетика. 2026. № 1 (84). С. 345–378.
[https://doi.org/10.36296/1819-8058.2026.1\(84\).345-378](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2026.1(84).345-378) (категорія А, Scopus).

9. Четверик Г. О. **Омаров І. С.** Енерго-економічна ефективність піролізно-газифікаційних установок. Відновлювана енергетика, 2026, (2(85), 431-452.
[https://doi.org/10.36296/1819-8058.2026.2\(85\).431-452](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2026.2(85).431-452) (категорія А, Scopus).
(Особистий внесок: розроблено модель, яка поєднує метод зважених сум, нормування та бальну оцінку критеріїв і дозволяє за конструкційно-технологічними параметрами обрати відповідну установку для її використання в системах електрогенерації на основі ВДЕ).

Патенти на корисну модель

9. Ключ В.П., Омаров І.С. Газогенератор безсмольного газу: Патент на корисну модель 154915. Україна. МПК В60К15/10, С10J3/00, С10J3/20. Заявка № u202301010; Заявлено 13.03.2023; Опубліковано 03.01.2024, Бюл. № 1/2024.
(Особистий внесок: проведено патентний пошук і розроблено конструкцію газогенератора безсмольного газу для виробництва синтез-газу з біомаси з мінімальним (до 50 мг/м³) вмістом смол і механічних домішок).

Тези наукових доповідей

10. Tsyvenkova N., Holubenko A., Omarov I., Tereshchuk M. The influence of the recovery chamber parameters on the efficiency of biomass gasification process. *Engineering for Rural Development* : proceedings of the 18th International Scientific Conference (Jelgava, Latvia, 22–24 May 2019). Jelgava, 2019. P. 1351–1364. DOI: 10.22616/ERDev2019.18.N082. (Web of Science, Scopus). (Особистий внесок: постановка задачі дослідження, розробка теоретичних положень, узагальнення результатів і формування висновків).

<http://www.tf.llu.lv/conference/proceedings2019/Papers/N082.pdf>

11. Голуб Г.А., Цивенкова Н.М., Чуба В.В., **Омаров І.С.** Вирішення екологічних проблем урбанізованих територій газогенераторними технологіями. Аграрна енергетика в ХХІ сторіччі: досягнення і перспективи розвитку: Міжнародна науково-практична конференція, м. Біла Церква, 14 грудня 2022: матеріали доповіді. Біла Церква, 2022. С. 5–9. (Особистий внесок: участь у розробці

дослідної установки та проведенні досліджень, розрахунків енергетичних та екологічних показників газогенераторного процесу, узагальнення результатів).

https://science.btsau.edu.ua/sites/default/files/tezy/tezy_agrar_energ_14.12.22.pdf

12. Tsyvenkova N., Golubenko A., **Omarov I.** Influence of steam supply in the process of straw gasification. Аграрна енергетика в ХХІ сторіччі: досягнення і перспективи розвитку: Міжнародна науково-практична конференція, м. Біла Церква, 14 грудня 2022: матеріали доповіді. Біла Церква, 2022. С. 117–119. (Особистий внесок: участь у проведенні досліджень, розрахунків параметрів процесу газифікації, обробка та аналіз експериментальних даних).

https://science.btsau.edu.ua/sites/default/files/tezy/tezy_agrar_energ_14.12.22.pdf

13. Ключ В.П., **Омаров І.С.**, Цивенкова Н.М. Матеріальний та тепловий баланс процесу виробництва синтез-газу. Відновлювана енергетика та енергоефективність у ХХІ столітті: XXIV міжнародна науково-практична конференція, м. Київ, 18–19 травня 2023 року: матеріали доповіді. Київ, 2023. С. 397–400. (Особистий внесок: розробка методики розрахунку матеріального і теплового балансу процесу виробництва синтез-газу, формування висновків).

https://www.ive.org.ua/wp-content/uploads/Tezy_Conferencii_2023_13_06.pdf

14. Ключ В.П., **Омаров І.С.**, Цивенкова Н.М. Газифікація соломи в протипотоковому газогенераторі. Відновлювана енергетика та енергоефективність у ХХІ столітті: XXIV міжнародна науково-практична конференція, м. Київ, 18–19 травня 2023 року: матеріали доповіді. Київ, 2023. С. 414–416. (Особистий внесок: визначення елементного складу соломи і розробка заходів проти спікання золи за температур понад 850°C, формування висновків).

https://www.ive.org.ua/wp-content/uploads/Tezy_Conferencii_2023_13_06.pdf

15. Ключ В.П., **Омаров І.С.**, Цивенкова Н.М. Дослідження процесу фільтраційного горіння біомаси. Проблеми теплофізики та теплоенергетики: ХІІІ міжнародна онлайн-конференція, м. Київ, 7–8 листопада 2023: тези доповіді. Київ, 2023. С. 29. (Особистий внесок: розробка методики дослідження, участь в експериментальних дослідженнях гібридного фільтраційного горіння пелет в протипотоковому газогенераторі, виконано кількісні оцінки та висновки).

<https://ittf.kiev.ua/wp-content/uploads/2023/11/zbirka-tez-2023-dlja-sajtu.pdf>

16. Голуб Г.А., Цивенкова Н.М., **Омаров І.С.** Перспективи розвитку енергетичного сектору України. Продовольча та екологічна безпека в умовах війни та повоєнної відбудови: виклики для України та світу: Міжнародна науково-практична конференція присвячена 125-річчю НУБіП України, м. Київ, 25 травня 2023 року: матеріали доповіді. Київ, 2023. С. 249–250. (Особистий внесок: збір і систематизація матеріалів щодо стану використання біомаси в енергетичному секторі).

https://nubip.edu.ua/sites/default/files/u381/sekciya_5.pdf

17. Голуб Г.А., Цивенкова Н.М., Чуба В.В., **Омаров І.С.** Тепловий баланс процесу пароповітряної газифікації біомаси. Аграрна енергетика в ХХІ сторіччі: досягнення і перспективи розвитку: Міжнародна науково-практична конференція, м. Біла Церква, 14 грудня 2023: матеріали доповіді. Біла Церква, 2023. С. 5–8. (Особистий внесок: розробка методики розрахунку теплового балансу процесу пароповітряної газифікації біомаси).

https://science.btsau.edu.ua/sites/default/files/tezy/tezy_agr_ener_xxi_14.12.2023.pdf

18. Голуб Г.А., Ключ В.П., **Омаров І.С.** Вплив параметрів вузла подачі повітря камери газифікації на рух потоків повітря в газогенераторі. Відновлювана енергетика та енергоефективність у ХХІ столітті: XXVI міжнародна науково-практична конференція, м. Київ, 21–23 травня 2025 року: матеріали доповіді. Київ, 2025. С. 467–468. (Особистий внесок: розробка конструкції газо-дутьового вузла дослідної установки, участь в експериментальних дослідженнях, перевірка результатів імітаційного моделювання, формування висновків).

https://www.ive.org.ua/wp-content/uploads/Tezy_2025.pdf

19. **Омаров І.С.** Моделювання процесу виробництва електроенергії з синтез-газу, отриманого при піролізно-газифікаційному розкладанні біомаси. Інновації в агропромисловому комплексі, машинобудуванні та транспорті: міжнародна науково-практична конференція, м. Рівне, 22–23 квітня 2026 року: збірник тез. Рівне, 2025. С. 151–154.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	3
РОЗДІЛ 1. ОГЛЯД СУЧАСНОГО СТАНУ ДОСЛІДЖЕНЬ ТЕХНОЛОГІЙ ТЕРМОХІМІЧНОЇ ПЕРЕРОБКИ БІОМАСИ НА СИНТЕЗ-ГАЗ У СИСТЕМАХ ЕЛЕКТРОГЕНЕРАЦІЇ	11
1.1. Передумови поєднання сонячної енергетики та термохімічної конверсії біомаси в системах електрогенерації	11
1.2. Огляд сучасних технологічних схем стадійної термохімічної конверсії біомаси в синтез-газ	13
1.3. Огляд досліджень впливу фізико-механічних властивостей лігноцелюлозної біомаси на процес її термохімічної переробки в біопалива.....	30
1.4. Оцінка енергоекономічної ефективності установок конверсії біомаси в синтез-газ для систем електрогенерації на основі ВДЕ.....	38
1.5. Огляд теоретичних основ процесів піролізу та газифікації рослинної біомаси	46
1.6. Висновки до розділу.....	52
РОЗДІЛ 2. ОБГРУНТУВАННЯ ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ ПІРОЛІЗНО-ГАЗИФІКАЦІЙНОГО ПРОЦЕСУ.....	53
2.1. Математичне моделювання піролізно-газифікаційного процесу розкладання біомаси в синтез-газ	53
2.2. Математичне моделювання технологічного процесу виробітку електроенергії з синтез-газу.....	69
2.3. Висновки до розділу.....	82
РОЗДІЛ 3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПІРОЛІЗНО- ГАЗИФІКАЦІЙНОГО ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА СИНТЕЗ-ГАЗУ З ЛІГНОЦЕЛЮЛОЗНОЇ БІОМАСИ.....	83
3.1. Мета і задачі експериментальних досліджень.....	83

3.2. Розробка способу роботи піролізно-газифікаційної установки в складі системи «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор».....	85
3.3. Методика проведення експериментальних досліджень.....	89
3.4. Аналіз і узагальнення результатів експериментальних досліджень.....	106
3.5. Висновки до розділу.....	147
РОЗДІЛ 4. МЕТОД ІНЖЕНЕРНОГО РОЗРАХУНКУ ТА ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНА ОЦІНКА РОБОТИ ПІРОЛІЗНО-ГАЗИФІКАЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ У СКЛАДІ СИСТЕМИ ЕЛЕКТРОГЕНЕРАЦІЇ.....	149
4.1. Метод інженерних розрахунків піролізно-газифікаційної установки у складі системи електрогенерації.....	149
4.2. Техніко-економічна оцінка роботи системи електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор» на синтез-газі.....	154
4.3. Висновки до розділу.....	164
ВИСНОВКИ.....	165
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	167
ДОДАТКИ.....	193

ВСТУП

Актуальність теми. Сучасний світовий енергетичний сектор зазнає глобальної трансформації, зумовленої переходом від викопних енергоресурсів до низьковуглецевих технологій на основі відновлюваних джерел енергії (ВДЕ). В країнах, енергетична інфраструктура яких пошкоджена внаслідок збройних конфліктів, особливого значення набувають децентралізовані системи електрогенерації. Їх використання підвищує енергетичну безпеку та сприяє виконанню зобов'язань щодо декарбонізації відповідно до Паризької угоди.

Основним обмеженням систем на основі ВДЕ є нерівномірність виробництва електроенергії, зумовлена змінністю сонячного випромінювання та швидкості вітру. Усунути зазначене можна за рахунок гібридних систем, до складу яких, поряд із сонячними та вітровими установками, входить керована складова – установка термохімічної конверсії біомаси в синтез-газ. Виробництво електроенергії такою установкою не залежить від погодних умов і може здійснюватися за заданим графіком, тим самим компенсуючи зниження чи відсутність електрогенерації сонячною та вітровою установками.

Електричний коефіцієнт корисної дії (ККД) системи «установка термохімічної конверсії – поршневий двигун внутрішнього згоряння (ДВЗ) на синтез-газі» становить близько 25–30%. Проте у складі гібридної системи така установка працює в когенераційному режимі, який дає змогу одночасно виробляти і теплоту і електроенергію. На доданок корисне використання теплоти продуктів згоряння та системи охолодження двигуна дає змогу підвищити сумарний коефіцієнт використання енергії палива до 80–92%.

Термохімічна конверсія біомаси забезпечує не лише виробництво електроенергії, але й перетворення некондиційної сировини на енергетично цінні вторинні продукти. Для установок малої і середньої потужності це підвищує паливну гнучкість, зменшує залежність від викопного палива та розширює ресурсну базу розподіленої електрогенерації.

Водночас піролізні і газифікаційні установки термохімічної конверсії біомаси в синтез-газ, найбільш придатні до роботи у складі систем на основі ВДЕ, у наявному конструктивному виконанні потребують суттєвої модернізації.

Одним із ключових завдань є узгодження режимів їх роботи з режимами електрогенеруючого обладнання. Не менш важливим є виробництво стабільного за складом синтез-газу з високою теплотою згоряння і низьким вмістом смол і механічних домішок, оскільки забезпечити сталі характеристики синтез-газу складно навіть за двох послідовних завантажень в установку одного і того ж самого виду біомаси.

Перспективним рішенням є поєднання піролізу і газифікації в єдиній багатостадійній установці. Просторове і температурне розділення стадій термічного перетворення біомаси (нагрівання і сушіння, піролізу сухої органічної сировини, газифікації піролізної парогазової суміші тощо) дає змогу керувати параметрами кожної стадії окремо: температурою реакційних зон, швидкістю нагрівання палива, тривалістю кожної стадії процесу. Заміна агента дуття зовнішнім підведенням теплоти усуває зі складу синтез-газу інертний азот, що підвищує його теплоту згоряння. Підведена до реакційних зон потужність стає основним параметром енергетичного керування процесом. Це забезпечує формування заданого складу газу, придатного до виробництва електроенергії.

Досягнення зазначеного потребує точного моделювання процесу, оптимізації систем керування, здатних узгодити режими роботи різних складових системи електрогенерації та створення працездатного прототипу. Отже, актуальним науковим завданням є встановлення взаємозв'язків між параметрами процесу термохімічної конверсії біомаси в синтез-газ, фізико-механічними властивостями сировини та параметрами і режимами роботи інших складових системи електрогенерації, що дасть змогу підвищити ефективність процесу виробництва електроенергії за рахунок використання ВДЕ.

Зв'язок з науковими програмами, планами, темами. Дисертаційна робота проводилася згідно з планами наукової діяльності Інституту

відновлюваної енергетики НАН України, затвердженими Постановами бюро Відділення фізико-технічних проблем енергетики НАН України за темами:

– «Розробити науково-технічні основи процесів перетворення біомаси для заміщення викопного палива на існуючих об'єктах енергетики з метою декарбонізації економіки» (шифр «Біоенергія», державний реєстраційний номер роботи 0123U100834);

– «Розробити системи використання відновлюваних джерел енергії на основі нових засобів і технологій перетворення енергії» (шифр «ВДЕ-Техно», державний реєстраційний номер роботи 0123U100980);

– «Визначення технічного потенціалу та створення інформаційного забезпечення видобутку «зеленого» водню з використанням відновлюваних джерел енергії для забезпечення України в повоєнний період тепловою та електричною енергією та збереження і відновлення довкілля» (шифр «Водневий перехід», державний реєстраційний номер роботи 0125U000212).

Мета і задачі дослідження. Метою дисертаційної роботи є збільшення виробництва електричної енергії в системі електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії шляхом обґрунтування раціональних параметрів піролізно-газифікаційного процесу в установці, в якій стадія газифікації реалізується алотермічно у високотемпературному шарі вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу з керованим температурним режимом, що забезпечується електронагрівом.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні задачі:

– виконати огляд систем електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії та встановити математичну залежність, що пов'язує показник енергоекономічної ефективності установок термохімічної конверсії біомаси у синтез-газ з їх техніко-економічними і енергетичними параметрами;

– встановити вплив фізико-механічних властивостей біомаси та параметрів електронагріву реакційних зон піролізно-газифікаційної установки на склад і смолистість синтез-газу та обсяг електричної енергії, виробленої з синтез-газу

системою «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор»;

- розробити дослідний зразок алотермічної піролізно-газифікаційної установки з розділеними зонами піролізу та газифікації та каталізованим шаром деревного вугілля, обґрунтувати режими її роботи та експериментально довести можливість виробництва калорійного синтез-газу з низьким вмістом смол;

- розробити автономну систему електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор» та експериментально обґрунтувати параметри її роботи;

- розробити метод інженерного розрахунку конструкційно-технологічних параметрів піролізно-газифікаційної установки у складі автономної системи електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії та виконати техніко-економічну оцінку пропонованого технічного рішення.

Об'єкт дослідження – піролізно-газифікаційний процес у системі електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії.

Предмет дослідження – обґрунтування параметрів піролізно-газифікаційного процесу в системі електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії.

Методи дослідження. Фізико-хімічні властивості лігноцелюлозної біомаси визначали за стандартними та розробленими методиками з використанням приладів і лабораторного обладнання Інституту відновлюваної енергетики (ІВЕ) НАН України та Білоцерківського національного аграрного університету (БНАУ). Роботу піролізно-газифікаційної установки оцінювали за температурою в реакційних зонах, аеродинамічним опором шару деревного вугілля, тривалістю як окремих фаз, так і усього термохімічного процесу залежно від швидкості нагрівання палива за стандартними і розробленими методиками з використанням засобів контролю та реєстрації даних. Масові частки CO, CO₂, CH₄ та H₂ у синтез-газі та його питомий вихід визначали з використанням приладів БНАУ та ІВЕ НАН України. Нижчу теплоту згоряння синтез-газу розраховувалася за його компонентним складом з урахуванням масових часток

горючих компонентів та їх теплоти згоряння. Кількість електроенергії, виробленої системою електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор», визначали за результатами багатофакторного експерименту з опрацюванням отриманих даних методами математичної статистики та регресійного аналізу. Дані аналітичних і експериментальних досліджень аналізували з використанням програмних пакетів Maple і Statistica.

Достовірність результатів проведеного дослідження, висновків та рекомендацій, які викладені у дисертаційній роботі. У дисертації всі наукові положення і висновки обґрунтовані результатами теоретичних та експериментальних досліджень, виконаних із застосуванням апробованих і загальноприйнятих наукових методів. Достовірність отриманих результатів підтверджено узгодженістю теоретичних розрахунків з даними експериментальних досліджень.

Наукова новизна одержаних результатів.

Вперше обґрунтовано спосіб одержання висококалорійного синтез-газу, придатного для роботи двигунів внутрішнього згоряння без очищення, шляхом риформінгу піролізної парогазової суміші у високотемпературному шарі вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу, який, на відміну від інших способів, здійснюється в алотермічній піролізно-газифікаційній установці з електронагрівом та просторово-температурним розділенням зон піролізу та газифікації, що забезпечує термічний крекінг смол і високий вміст горючих компонентів у синтез-газі.

Вперше розроблено спосіб побудови автономної системи електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор», у якій, на відміну від відомих рішень, надлишкова електроенергія сонячної електростанції використовується для алотермічної конверсії біомаси в синтез-газ як акумульований енергоносіє, що узгоджує змінну сонячну генерацію з керованою роботою електрогенератора і забезпечує виробництво електроенергії при зниженні чи відсутності інсоляції.

Вперше експериментально отримано залежність кількості електроенергії, виробленої системою «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор» від вологості і ефективного діаметра частинок палива та потужності електронагріву реакційних зон алотермічних піролізно-газифікаційних установок з просторово-температурним розділенням зон піролізу та газифікації, на основі чого визначено раціональні діапазони цих параметрів, за яких виробіток електроенергії є максимальним.

Вперше відомий в економічній сфері скоринговий метод застосовано для визначення показника енергоекономічної ефективності піролізно-газифікаційних установок, який у поєднанні з методом зважених сум, нормуванням і бальною оцінкою критеріїв дає змогу визначати перспективні типи піролізно-газифікаційних установок для подальшого використання в системі електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії.

Практичне значення отриманих результатів. Отримані в дисертаційній роботі результати формують науково-технічне підґрунтя для подальшого впровадження технологій і технічних рішень щодо піролізно-газифікаційного розкладання лігноцелюлозної біомаси у синтез-газ з метою його подальшого використання для генерації енергії:

- розроблено метод оцінювання енергоекономічної ефективності піролізно-газифікаційних установок на біомасі, що забезпечує обґрунтований вибір установки за конструкційно-технологічними параметрами для застосування в системах електрогенерації на відновлюваних джерелах енергії;

- визначено кількісні (питомий вихід) і якісні (компонентний склад, теплота згоряння, вміст смол і механічних домішок) показники синтез-газу, виробленого з подрібненої деревини граба в алотермічній піролізно-газифікаційній установці, які придатні для розрахунку кількості електричної енергії, виробленої автономною системою електрогенерації на відновлюваних джерелах енергії, у разі використання інших видів біомаси з подібними фізико-механічними властивостями;

– експериментально підтверджено, що пропускання піролізної парогазової суміші через високотемпературний шар вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу в зоні газифікації алотермічної установки підвищує вміст H_2 , CH_4 і CO у синтез-газі та знижує концентрацію смол до рівня не більше 50 мг/м^3 , що дає змогу використовувати отриманий газ у двигунах внутрішнього згоряння без додаткового очищення;

– отримано патент України на корисну модель № 154915. Газогенератор безсмольного газу;

– результати досліджень впроваджено у навчальний процес у Білоцерківському національному аграрному університеті (м. Біла Церква) та Поліському національному університеті (м. Житомир).

Особистий внесок здобувача. Основні результати теоретичних та експериментальних досліджень дисертаційної роботи отримано здобувачем самостійно, а саме: проведено аналіз сучасного стану виробництва електроенергії системами електрогенерації на основі ВДЕ; проаналізовано сучасні технології та технічні засоби термохімічної конверсії біомаси в синтез-газ; встановлено залежність обсягу виробленої електроенергії системою «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор» від вологості та ефективного діаметру частинок біомаси і параметрів електронагріву реакційних зон установки; встановлено залежність температури шару вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу зони газифікації, тривалості перебування в ньому піролізної парогазової суміші від ефективного діаметра частинки палива, а також тривалості піролізу кускової біомаси від параметрів електронагріву, її вологості і ефективного діаметру частинок. Спроековано та виготовлено дослідну піролізно-газифікаційну установку алотермічного типу із зоною газифікації у високотемпературному шарі каталітично обробленого деревного вугілля для термохімічної переробки біомаси у синтез-газ; виконано експериментальні дослідження спроектованої установки у складі системи електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун

внутрішнього згоряння – електрогенератор» з подальшою статистичною обробкою дослідних даних; розроблено метод інженерного розрахунку параметрів піролізно-газифікаційної установки на біомасі; проведено економічну оцінку пропонованого технічного рішення. Дисертація є самостійно виконаною науковою працею. Автором особисто одержано наукові положення, рекомендації та висновки, які представлені в дисертації і виносяться на захист.

Апробація результатів дисертації. Результати дисертаційної роботи апробовані на науково-практичних конференціях: 18-й Міжнародній конференції «Engineering for Rural Development» (м. Єлгава (Латвія), 2019 р.); Міжнародній конференції «Аграрна енергетика в XXI сторіччі: досягнення і перспективи розвитку» (м. Біла Церква (Україна), 2022–2023 рр.); XXIV, XXVI Міжнародних конференціях «Відновлювана енергетика та енергоефективність у XXI столітті» (м. Київ (Україна) 2023–2025 рр.); XIII Міжнародній онлайн-конференції «Проблеми теплофізики та теплоенергетики» (м. Київ (Україна) 2023 р.); Міжнародній конференції присвяченій 125-річчю Національного університету біоресурсів та природокористування України «Продовольча та екологічна безпека в умовах війни та повоєнної відбудови: виклики для України та світу» (м. Київ (Україна) 2023 р.); Міжнародній конференції «Інновації в агропромисловому комплексі, машинобудуванні та транспорті» (м. Рівне (Україна) 2026 р.).

Публікації результатів дослідження. За результатами дисертаційного дослідження опубліковано 9 наукових праць, з яких 8 статей у наукових фахових виданнях України, 1 стаття в іноземному виданні, 10 тез наукових доповідей.

Обсяг і структура дисертаційної роботи. Дисертаційна робота складається з анотації, вступу, чотирьох розділів, висновків, списку використаних джерел і додатків. Загальний обсяг дисертаційної роботи становить 255 сторінок комп'ютерного тексту, з них основного тексту 166 сторінок, що містить 41 рисунок і 19 таблиць. Список використаних джерел налічує 207 найменувань.

РОЗДІЛ 1

ОГЛЯД СУЧАСНОГО СТАНУ ДОСЛІДЖЕНЬ ТЕХНОЛОГІЙ ТЕРМОХІМІЧНОЇ ПЕРЕРОБКИ БІОМАСИ НА СИНТЕЗ-ГАЗ У СИСТЕМАХ ЕЛЕКТРОГЕНЕРАЦІЇ

1.1. Передумови поєднання сонячної енергетики та термохімічної конверсії біомаси в системах електрогенерації

Перехід до ВДЕ є пріоритетним напрямом розвитку сучасного сектору енергетики, що зумовлено обмеженими запасами викопного палива, потребою у скороченні викидів парникових газів і прагненням до енергонезалежності [1, 2, 3]. Водночас широке впровадження ВДЕ стримується спільним для більшості з них принциповим недоліком – стохастичним і переривчастим характером електрогенерації, що не узгоджується у часі з графіком споживання [1, 2, 4]. Насамперед це стосується сонячної та вітрової енергетики. Це зумовлює потребу в автономних системах акумулювання енергії, або в поєднанні кількох джерел, здатних взаємно компенсувати нерівномірність генерації.

Найбільш перспективним є поєднання енергії сонця та біомаси в гібридній енергосистемі. Біомаса, на відміну від сонячного випромінювання, є керованим джерелом, отже накопичена хімічна енергія лігноцелюлозної сировини може бути перетворена в інший вид енергії будь-коли, незалежно від часу доби, пори року чи погодних умов [5–9]. Таке поєднання є взаємо доповненим. Сонячна електростанція (СЕС) забезпечує генерацію електроенергії в періоди інтенсивної інсоляції, в той час як з біомаси виробляється енергія в часи її відсутності.

Основні методи електрогенерації на основі енергії біомаси та сонця представлено на рис. 1.1. Наведені способи використання біомаси поділяються на механічні, біохімічні та термохімічні. Механічні методи не змінюють хімічний склад лігноцелюлозної сировини, а лише формують тверде паливо з підвищеною насипною щільністю та зниженою вологістю. У результаті

біохімічної конверсії (гідроліз з подальшою ферментацією, анаеробне зброджування) одержують біоетанол і біогаз. Ці процеси характеризуються значною тривалістю та обмеженим переліком придатної сировини. Термохімічна конверсія біомаси включає високопродуктивні процеси із широким діапазоном робочих температур, до яких належать пряме спалювання, торефікація, гідротермальне зрідження, піроліз і газифікація [10–12].

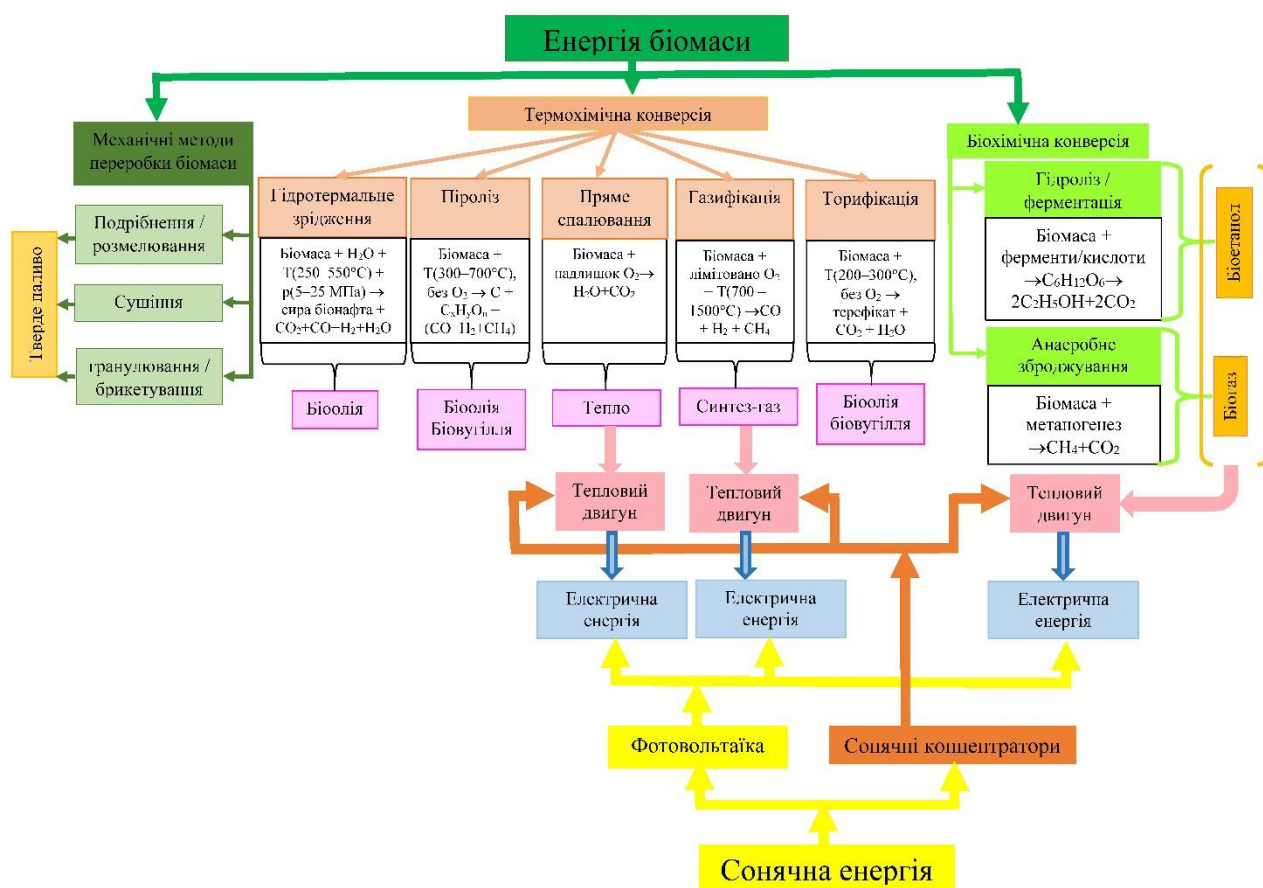


Рис. 1.1. Методи електрогенерації на основі енергії біомаси та сонячної енергії (Джерело: розробка автора на основі даних [11, 12])

Піроліз і газифікація перетворюють біомасу на синтез-газ, рідкі вуглеводні та біовугілля, забезпечуючи зберігання енергії в хімічній формі та її подальше кероване перетворення на електричну [13, 14].

Ця властивість зумовлює доцільність поєднання термохімічної конверсії біомаси із сонячною генерацією в автономній гібридній енергосистемі. Необхідну для перебігу ендотермічних процесів теплоту можна підводити за

рахунок енергії сонця (рис. 1.1), зменшуючи витрати біомаси на власні теплові потреби установки [15]. За недостатньої інсоляції вироблені продукти використовують для виробництва електроенергії електрогенераторами, що дає змогу компенсувати нерівномірність сонячної генерації та забезпечити керовану цілодобову роботу гібридної системи. На відміну від інверторних фотоелектричних установок, масове підключення яких може погіршити якість електроенергії через гармонічні спотворення напруги [179], синхронний генератор із приводом від ДВЗ на синтез-газі формує напругу без спотворень. Основна відмінність між процесами полягає у складі та співвідношенні кінцевих продуктів. Піроліз дає змогу одержувати тверду, рідку і газову фракції з регульованим виходом, тоді як газифікація спрямована на виробництво синтез-газу. Далі розглянуто технологічні особливості цих процесів і способи їх поєднання у схемах стадійної термохімічної конверсії біомаси.

1.2. Огляд сучасних технологічних схем стадійної термохімічної конверсії біомаси в синтез-газ

Газифікацією є термохімічне перетворення вуглецевмісного палива на газоподібний енергоносіє за наявності окисника та джерела теплоти [16]. Як агенти газифікації використовують повітря, кисень, водяну пару, пароповітряні суміші та суміші з вмістом CO_2 , які дозовано подаються в реакційну зону за температури понад 700°C . Залежно від агенту газифікації розрізняють повітряну, кисневу, парову та комбіновану газифікацію, а за способом підведення теплоти – автотермічну і алотермічну [14, 17]. За типом реактора процес здійснюють у нерухомому (щільному), псевдозрідженому (киплячому) або потоковому шарі [18]. Газогенератори з нерухомим шаром класифікують за взаємним напрямком руху палива та агенту газифікації: протитечійні (висхідні); прямотечійні (низхідні); поперечнотечійні [19]. У протитечійних газогенераторах паливо подається зверху, а дуття надходить знизу, тому рух синтез-газу і твердої фази є зустрічним. Такі апарати мають високий ККД і низьку температуру виробленого синтез-газу, проте характеризуються значним вмістом смол і механічних

домішок. У проточних газогенераторах паливо з синтез-газом рухаються донизу в одному напрямку через високотемпературну реакційну зону. Це сприяє розкладанню смол і зменшенню їх концентрації в сирому синтез-газі [20]. У поперечних газогенераторах дуття подається через бічну стінку реактора, а синтез-газ відводиться з протилежного боку. Вони компактні та швидко реагують на зміну режиму, але чутливі до вологості та розміру частинок палива [19]. Газогенератори з псевдозрідженим шаром поділяють на установки з бульбашковим стаціонарним шаром (BFB), циркулюючим шаром (CFB) та двореакторні системи з циркулюючим теплоносієм [14, 17]. В останніх газифікація і згоряння просторово розділені, а процес відбувається в аіотермічному режимі. Газогенератори із захопленим потоком (entrained flow) працюють на тонкоподрібненому паливі за високих температур і забезпечують мінімальний вміст смол у синтез-газі. Також газогенератори можуть класифікувати за номінальною тепловою потужністю установки [14, 17].

Вироблений синтез-газ складається з CO , CO_2 , H_2 , CH_4 та вуглеводнів C_nH_m [19, 21]. Процес охоплює кілька взаємопов'язаних стадій. Спочатку паливо нагрівається, а за температури $100\text{--}200^\circ\text{C}$ з нього випаровується волога. У діапазоні температур $200\text{--}600^\circ\text{C}$ відбувається піроліз целюлози, лігніну та геміцелюлози з утворенням летких сполук, смол і твердого коксового залишку. За температури понад 700°C частина летких сполук окислюється з утворенням CO_2 , CO і H_2O та виділенням теплоти. Із ростом температури понад 800°C продукти піролізу та твердий коксовий залишок взаємодіють з водяною парою та діоксидом вуглецю з утворенням H_2 , CO , CH_4 і золи. Ці реакції є ендотермічними [17, 22]. Окиснення та відновлення відбуваються одночасно, а співвідношення між ними визначається температурою, типом процесу і кількістю агенту газифікації, підведеного в реакційну зону. Від цього залежать теплота згоряння, компонентний склад і кількість виробленого синтез-газу [23].

Піроліз – це термохімічне розкладання біомаси за відсутності окисника або за його незначної кількості і може бути як стадією процесу газифікації, так і окремим технологічним процесом. Внаслідок первинного розпаду сировини

утворюються вуглецевий залишок і леткі сполуки, подальші перетворення яких супроводжується утворенням неконденсованих газів (CH_4 , H_2 , CO_2 , CO), біоолії та біовугілля [24]. Залежно від швидкості нагрівання та тривалості перебування сировини в реакційній зоні розрізняють повільний, швидкий і флеш-піроліз.

Повільний піроліз (карбонізацію) здійснюють зі швидкістю нагрівання до $10^\circ\text{C}/\text{хв}$ і тривалістю перебування частинок в зоні реакцій від 5 до 40 хв [14, 24], із застосуванням каталізатора або без нього. На початкових стадіях розкладання геміцелюлози та целюлози утворюються CO , CO_2 , H_2 . За температур понад 400°C активізується деструкція лігніну та важких вуглеводнів, що сприяє збільшенню вмісту H_2 в газі [25–27]. За нижчих температур переважає утворення CH_4 , тоді як подальше нагрівання зміщує рівновагу в бік його розкладання та підвищення виходу H_2 [25–29]. Склад газоподібних продуктів також залежить від властивостей сировини. Вища частка вуглеводів збільшує питомий вихід синтез-газу, а високе атомне відношення O/C сприяє утворенню CO за рахунок розкладання етерних ($\text{C}-\text{O}-\text{C}$) та карбоксильних ($-\text{COOH}$) груп [25].

Швидкий піроліз відбувається за швидкості нагрівання $10\text{--}200^\circ\text{C}/\text{хв}$ до температур понад 500°C і тривалості перебування частинок в зоні реакцій $0,5\text{--}10$ с [14, 27, 30]. Основним продуктом є біоолія з виходом $60\text{--}75$ % мас. тоді як біовугілля і горючі гази утворюються в менших кількостях. Водень і окис вуглецю формуються, переважно, за рахунок високотемпературного розкладання частини коксового залишку та біоолії.

Під час флеш-піролізу швидкість нагрівання перевищує $1000^\circ\text{C}/\text{с}$, температура сягає 500°C , а тривалість перебування частинок в зоні реакцій – менш як $0,5$ с [14, 30]. Для забезпечення інтенсивного прогрівання розмір частинок має не перевищувати $1\text{--}2$ мм. За таких умов вихід біоолії досягає $75\text{--}80$ % мас. Швидке відведення летких продуктів із реакційної зони пригнічує їх вторинне розкладання, тому синтез-газ утворюється як побічний продукт.

Швидкий і флеш-піроліз становлять інтерес як спосіб одержання концентрованого рідкого палива, яке можна транспортувати і газифікувати [30].

Продукти піролізу деревини використовують в автономних установках малої потужності. Так, піролізні печі вертикального типу з верхнім горінням дров виробляють електроенергію на термоелектричному генераторі, а підігрів вторинного повітря підвищує їхній ККД. Технічні характеристики визначаються конструкцією зони горіння [10]. Горючий газ спалюють у пальнику, поєднаному з термоелектричним генератором, причому теплообмін в автономній системі інтенсифікують двофазними термосифонами і тепловими трубами [153]. Затребуваними і компактними є термоелектричні пристрої [4] для польових умов на органічному паливі, що забезпечують стабілізацію полум'я в пальнику покращують додаванням вторинного повітря чи каталітичним спалюванням. Це робить такі автономні системи перспективним комбінованим джерелом енергії.

При виробництві синтез-газу піроліз характеризується порівняно низьким виходом газоподібних продуктів та значними витратами теплоти. Основними недоліками газифікації є складність стабілізації режимних параметрів установок, залежність від властивостей сировини [14, 24, 30]. Спільними недоліками обох процесів є підвищений вміст в газі смол, низька енергетична ефективність [14].

В одностадійних газогенераторах зони піролізу та газифікації просторово не розділені [17, 20], тому неповне проходження летких сполук через високотемпературну зону обмежує ступінь їх термічного розкладання. В результаті вміст смол у синтез-газі може сягати десятків і сотень мг/нм³, що перевищує допустимий для живлення газопоршневих двигунів рівень 50 мг/нм³. Усунути вказане можна стадійною термохімічною конверсією [31, 32, 33].

1.2.2. Огляд технологічних схем та конструкцій установок стадійної термохімічної конверсії біомаси в синтез-газ

Енергетичну цінність газу задає вміст H_2 , CO і CH_4 , який визначає теплоту згоряння, а придатність до спалювання в теплотехнічному обладнанні – концентрація смол і механічних домішок, від якої залежить надійність і довговічність цього обладнання. Смоли із синтез-газу видаляють апаратним або

технологічним способом. Апаратний спосіб передбачає очищення газу поза реактором, тоді як технологічний ґрунтується на створенні температурних і гідродинамічних умов, за яких смолисті сполуки розкладаються безпосередньо в реакційних зонах. Найповніше цей підхід реалізується у стадійних схемах [31–40].

1.2.2.1. Технологічні схеми та конструкції установок стадійної термохімічної конверсії у суцільному шарі палива

Прикладом найпростішої реалізації двостадійного процесу є конверсія біомаси в синтез-газ в прямотечійній установці із двоступеневим підведенням повітря, рис. 1.2 [31].

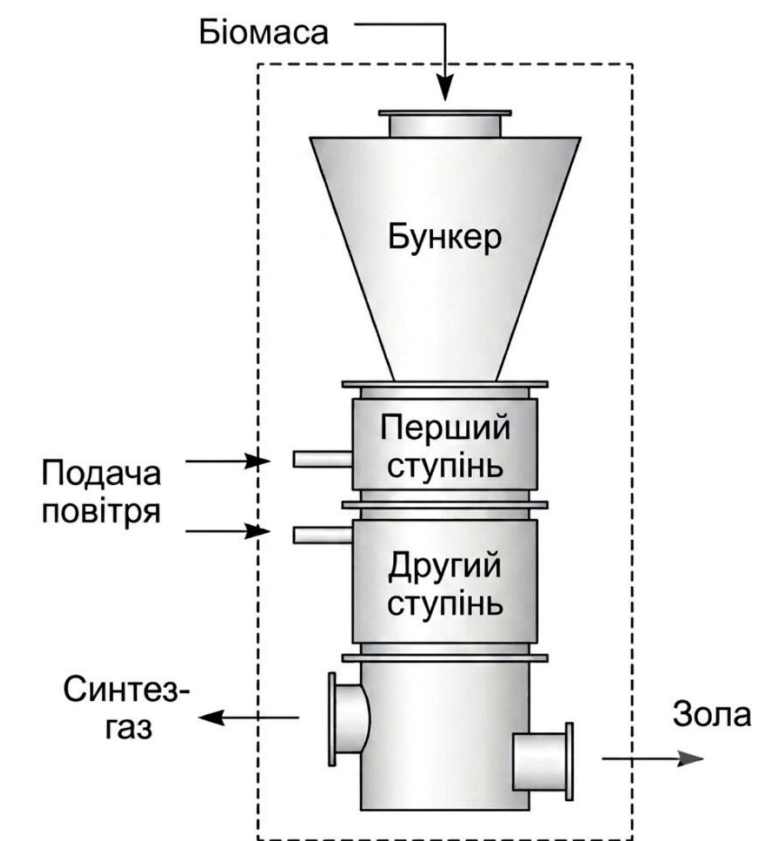


Рис. 1.2. Технологічна схема реалізації двостадійного процесу в прямотечійній установці із двоступеневим підведенням повітря [31].

Повітря, що підводиться в установку на першій ступені, забезпечує теплоту, необхідну для сушіння та піролізу палива, а повітря, підведене до другої ступені – формує високотемпературну зону для розкладання летких сполук. Корпус установки – вертикальний циліндр з вуглецевої сталі, футерований вогнетривким матеріалом. Внутрішній діаметр камери газифікації становить 300 мм, а її висота до колосникової решітки – 1060 мм. Повітря підводять через два яруси фурм. Для рівномірного опускання шару палива і видалення золи корпус оснащений вібраційними пристроями. Газ очищують і охолоджують послідовно в циклоні, теплообмінниках і рукавному фільтрі. Газгольдер згладжує коливання витрати газу під час роботи двигуна і осаджує смоли.

Двоступеневий режим дає змогу зменшити вміст смол в газі більш ніж у 13 разів порівняно з одноступеневим (з 1434 до 107 мг/нм³), з одночасним збільшенням частки СО (до 19 об. %) і Н₂ (до 17 об.%). Нижча теплота згоряння синтез-газу становила 4,5 МДж/нм³, а ККД холодного газу – 68% за коефіцієнта еквівалентності 0,4. Стійкість процесу залежить від співвідношення між швидкістю опускання шару палива та поширенням реакційного фронту. Порушення цього співвідношення зміщує межі реакційних зон і призводить до переходу в одностадійний режим. Простота технології полягає в тому, що обидві стадії суміщені в одному апараті, а стадійність створюється виключно розподілом повітряного дуття по висоті реактора, завдяки чому процес залишається повністю автотермічним і не потребує підведення теплоти ззовні.

Особливістю двостадійного процесу «Viking», розробленого Данським технічним університетом (рис. 1.3), є апаратне розділення піролізу та газифікації (окиснення та відновлення). Піроліз є алотермічним і відбувається за рахунок рекуперованої теплоти відпрацьованих газів ДВЗ [34]. Номінальна теплова потужність установки за паливом становить 75 кВт.

Камера піролізу – шнековий апарат з непрямим обігрівом. Одну частину відпрацьованих газів спрямовують до теплообмінного кожуха, іншу – попередньо нагрівають гарячим синтез-газом, що створює різні температурні режими в зонах сушіння та піролізу. Паливо надходить через двозасувний шлюз

і проміжний бункер з азотним підпором, який запобігає зворотному проникненню парогазової суміші та конденсації смол у системі подачі палива.

Шахтний газогенератор зібраний з концентричних циліндричних і конічних секцій: верхню зону футеровано лугостійким вогнетривким матеріалом, а в зоні вуглецевого шару встановлено газощільну обичайку з нержавіючої сталі. Рухома колосникова решітка скидає золу на шнеки золовидалення, коли гідравлічний опір шару перевищує 300 мм вод. ст.

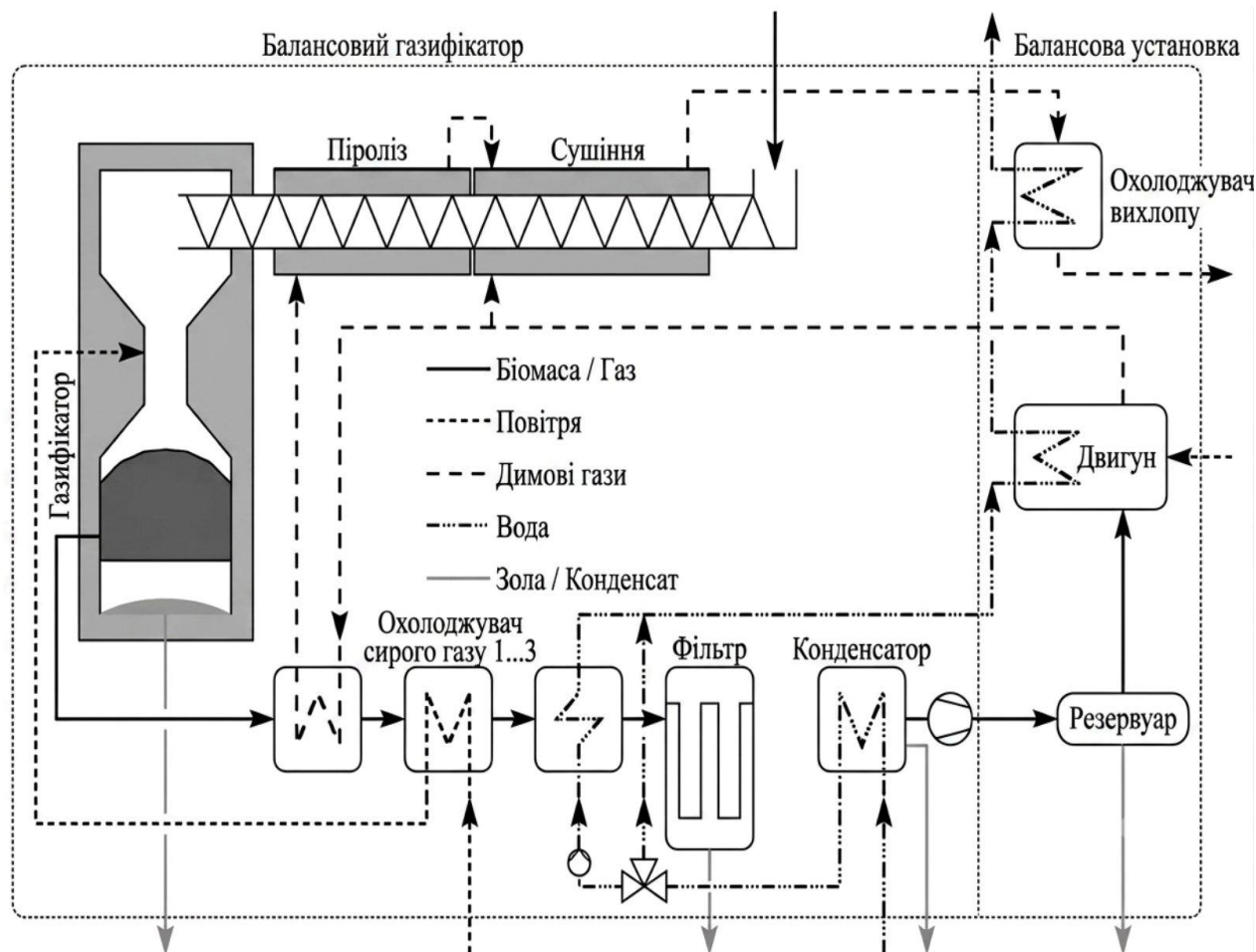


Рис. 1.3. Технологічна схема реалізації двостадійного процесу виробництва синтез-газу «Viking», розроблена Данським технічним університетом [34]

Деревну тріску сушать за 280–300°C і повільно піролізують до досягнення 550–600°C. Леткі продукти та вуглецевий залишок надходять до газогенератора, де леткі сполуки частково окислюються повітрям за 1100–1300°C. Далі газ проходить крізь шар вугілля, де за температури 1100–800°C протікають реакції

відновлення за участю H_2O та CO_2 . Газ охолоджують, очищують від домішок і конденсату, накопичують у газгольдері та подають до газопоршневого двигуна. Частину теплоти відпрацьованих газів ДВЗ повертають до камери піролізу.

Часткове окиснення та проходження газу крізь вуглецевий шар знижує вміст смол майже у 100 разів на кожній стадії, тому в сирому синтез-газі їх лишалося менше $0,1 \text{ мг/нм}^3$. ККД конверсії палива в синтез-газ становив 93,2%, а ККД перетворення газу на електроенергію – 29,1%.

Недоліки процесу: вміст азоту в газі на рівні 33%; теплота згоряння – $5,2 \dots 6,3 \text{ МДж/нм}^3$; залежність піролізу від теплового стану двигуна. Переваги – розкладання смол безпосередньо в установці без використання скруберів.

Реалізація тристадійного процесу термохімічного розкладання біомаси в установці тепловою потужністю 60 кВт наведена на рис. 1.4 [35].

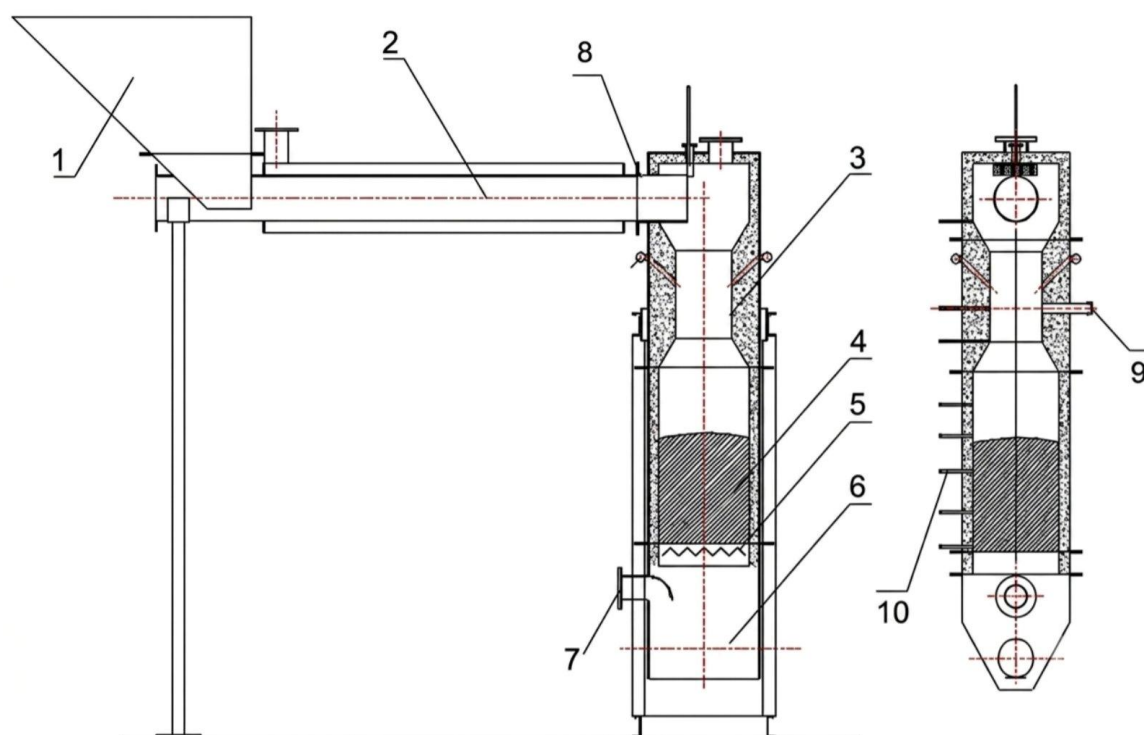


Рис. 1.4. Технологічна схема реалізації тристадійного процесу виробництва синтез-газу [35]: 1 – живильник; 2 – камера піролізу; 3 – горловина; 4 – зона відновлення (шар вуглецевого матеріалу); 5 – колосникова решітка; 6 – зольник; 7 – патрубок відбору синтез-газу; 8 – патрубок відбору проб піролізного газу та смол; 9 – фурми для підведення повітря; 10 – термопари.

Цей процес відрізняється тим, що часткове окиснення виокремлено у повноцінну самостійну стадію між піролізом і відновленням з незалежним керуванням витратою окисника. Довжина камери піролізу – понад 6 м, що забезпечує необхідний час перебування палива в ній. Зону окиснення палива виконано у вигляді горловини з тангенціальним підведенням повітря під кутом 30° , що посилює турбулентність, вирівнює температурне поле та сприяє розкладанню смол. Відновлення відбувається у вертикальній шахті з шаром деревного вугілля заввишки 0,95–1,05 м.

Біомасу піролізують за $500\text{--}600^\circ\text{C}$ упродовж 20–30 хв. Її шнековим транспортером переміщують вздовж камери піролізу, яка через стінки нагрівається гарячими димовими газами. Утворена піролізна парогазова суміш містить близько $43 \cdot 10^3 \text{ мг/нм}^3$ смол, які представлені переважно кислотами, фуранами та фенолами. Далі цю суміш частково окислюють повітрям у газовій фазі, після чого утворені проміжні продукти проходять крізь шар вугілля, в якому CO_2 і H_2O взаємодіють з вуглецем з утворенням CO та H_2 . За коефіцієнта еквівалентності 0,35 ККД газифікації досягав 77%, а ступінь конверсії вуглецю – до 82%. При цьому залишкова концентрація смол становила 99 мг/нм^3 .

Розглянуті схеми стадійної термохімічної конверсії у суцільному шарі мають спільні недоліки. Повітряне дуття розбавляє синтез-газ азотом і знижує його теплоту згоряння до $4,5\text{--}6,5 \text{ МДж/нм}^3$. Обігрів камер піролізу (див. рис. 1.3, 1.4) здійснюється від зовнішнього джерела теплоти, тому їх температурний режим залежить від роботи двигуна або іншого теплотехнічного обладнання. Зміщення реакційних зон внаслідок неузгодженої швидкості опускання шару та подачі палива і окисника може призводити до погіршення розкладання смол, тому газ потребуватиме додаткового очищення перед подачею до двигуна.

1.2.2.2. Технологічні схеми та конструкції установок стадійної термохімічної конверсії у псевдозрідженому та циркулюючому шарі палива

У двостадійних двопотокових процесах газифікацію біомаси водяною парою та спалювання коксового залишку повітрям здійснюють у двох окремих

апаратах із роздільними газовими трактами (рис. 1.5) [36]. Теплоту між ними переносить циркулюючий зернистий теплоносіє, переважно пісок.

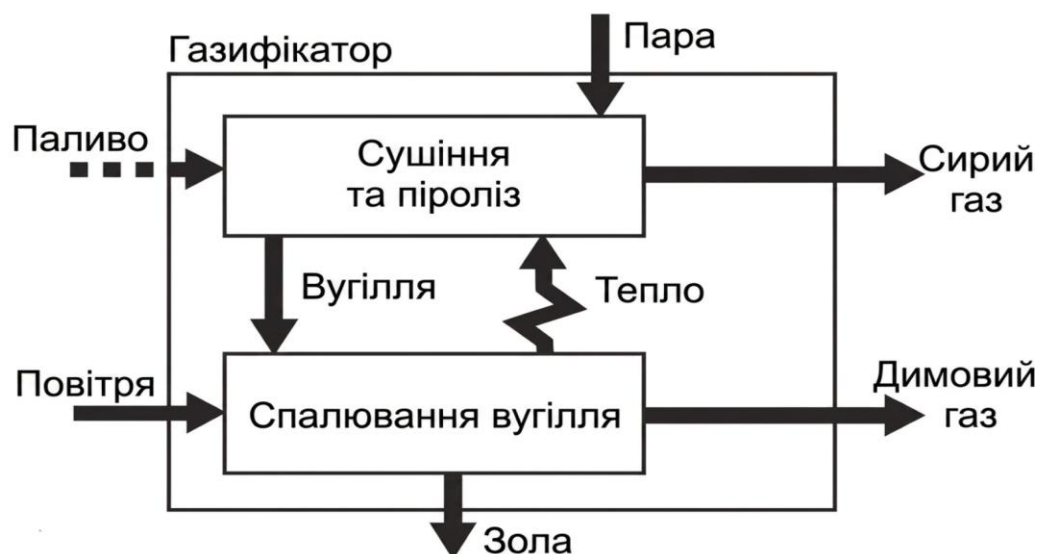


Рис. 1.5. Технологічна схема двостадійного двопотокового процесу виробництва синтез-газу з біомаси з перенесенням теплоти циркулюючим теплоносієм [36].

Паливо у газифікатор подають охолоджуваним шнеком безпосередньо у щільний шар гарячого теплоносія, а водяна пара, введена у верхню частину шару, слугує агентом газифікації і сприяє розкладанню смол на поверхні нагрітих частинок. Суміш коксу і теплоносія нижнім шнековим конвеєром переміщують до камери спалювання з бульбашковим псевдозрідженим шаром, після чого нагрітий теплоносіє повертають у газифікатор через паровий гідравлічний затвор, який запобігає перетіканню газів між апаратами.

Розділення газових трактів забезпечує автотермічний режим без змішування димових газів із синтез-газом, тому за відсутності розбавлення азотом теплота згоряння газу приблизно вдвічі вища, ніж за повітряного дуття. Кількість коксу має покривати теплові потреби газифікації, інакше до камери спалювання додатково подають частину сирого палива.

Оскільки витрата теплоносія приблизно на порядок перевищує витрату палива, стійкість процесу залежить від безперервності циркуляції, герметичності

вузлів переміщення твердої фази та балансу тисків. Зменшення інтенсивності циркуляції охолоджує зону газифікації, а порушення балансу тисків спричиняє перетікання газів між апаратами і порушує розділення газових середовищ.

Технологічний процес, наведений на рис. 1.6 [36], відрізняється тим, що піроліз і парова конверсія смол протікають не у зрідженому, а у щільному шарі теплоносія, куди паливо вводиться примусово. Це дає змогу переробляти пухке паливо низької щільності, непридатне до зрідження.

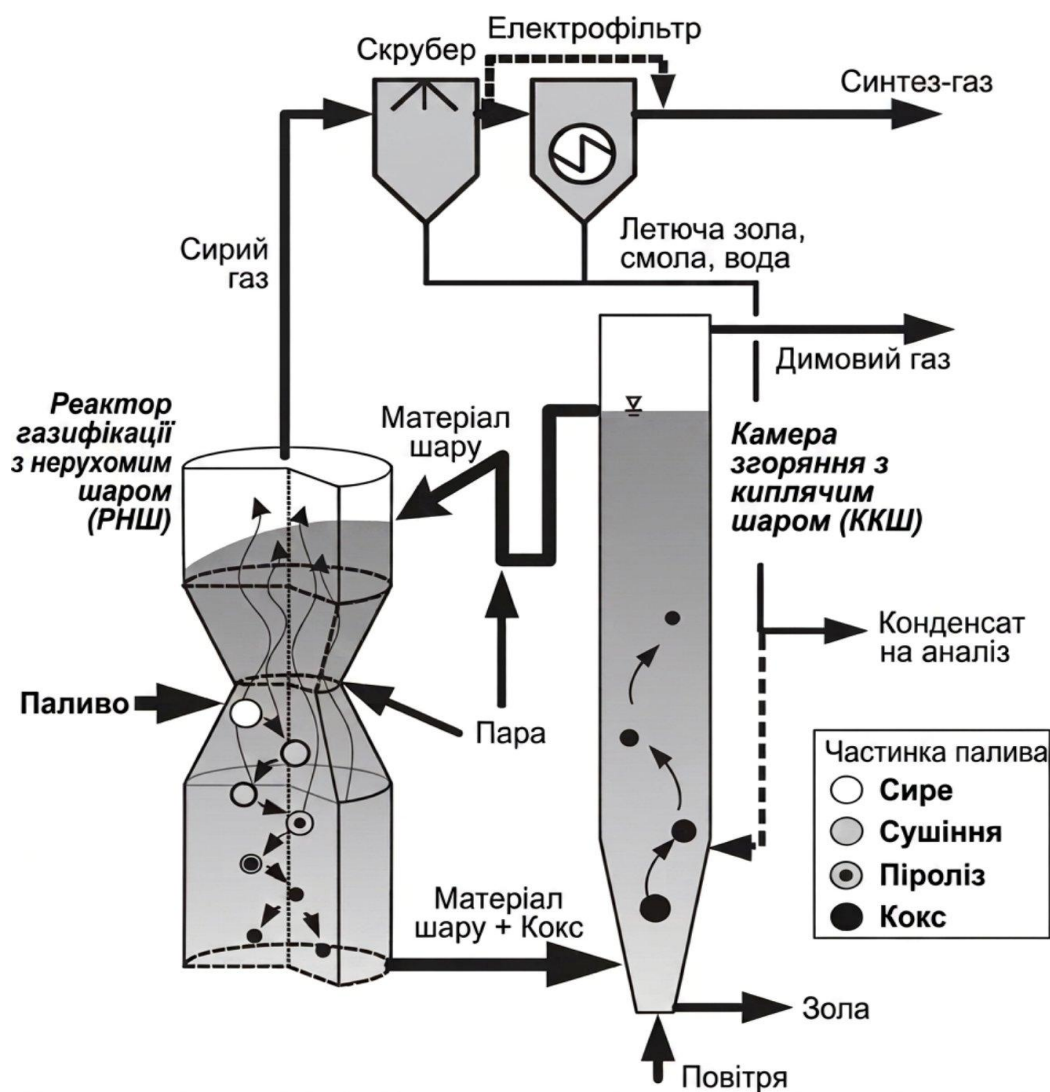


Рис. 1.6. Технологічна схема двостадійного двопотокового процесу виробництва синтез-газу з палива низької щільності в установці з паралельним розташуванням реакторів [36].

Установка складається з газифікатора зі щільним шаром і камери спалювання з бульбашковим псевдозрідженим шаром. Система подачі палива

містить двозасувний шлюз, вертикальний бункер, лопатевий змішувач і охолоджуваний шнек. Змішувач руйнує склепіння та забезпечує рівномірну подачу пухкого палива, а охолодження шнека запобігає плавленню легкоплавких компонентів і передчасному піролізу.

Паливо надходить у шар гарячого зернистого теплоносія, де швидко висушується і піролітично розкладається. Пара, введена у верхню частину шару, сприяє розкладанню смол на поверхні нагрітих частинок золи. Коксовий залишок разом із теплоносієм подають до камери спалювання, де кокс вигоряє, а нагрітий матеріал повертається в газифікатор через паровий гідрозатор, який запобігає перетіканню газів між апаратами. Одержаний синтез-газ містить близько 45% H_2 і має теплоту згоряння 13,3 МДж/нм³ (суха безазотна основа).

На рис. 1.7 наведено двостадійний процес виробництва синтез-газу з біомаси з використанням каталітичного риформінгу [37]: обидві стадії послідовно протікають в одному апараті, причому другою є нерухомий шар нікелевого каталізатора, а не камера спалювання.

У нижній частині вертикального апарата розміщено бульбашковий псевдозріджений шар кварцового піску, у верхній – нерухомий шар нікелевого каталізатора Ni/Al_2O_3 або нікелю на буровугільному коксі. Паливо подають шнеком через водоохолоджувальну трубу, що запобігає передчасному піролізу. Водяна пара псевдозріджує шар і бере участь у риформінгу летких продуктів на каталізаторі, розташованому над зоною розкладання палива.

Біомасу розкладають у паровому середовищі за температури близько 600°C. Утворені леткі продукти контактують із каталізатором упродовж 0,3–0,5 с, внаслідок чого смоли та вуглеводні піддаються крекінгу і паровому риформінгу. Вміст H_2 у газі досягає 60% за питомого виходу близько 2,0 нм³/кг.

Низька температура зменшує енерговитрати та запобігає спіканню золи, однак процес потребує зовнішнього теплопідведення, а склад газу залежить від активності каталізатора, який поступово дезактивується через закоксовування.

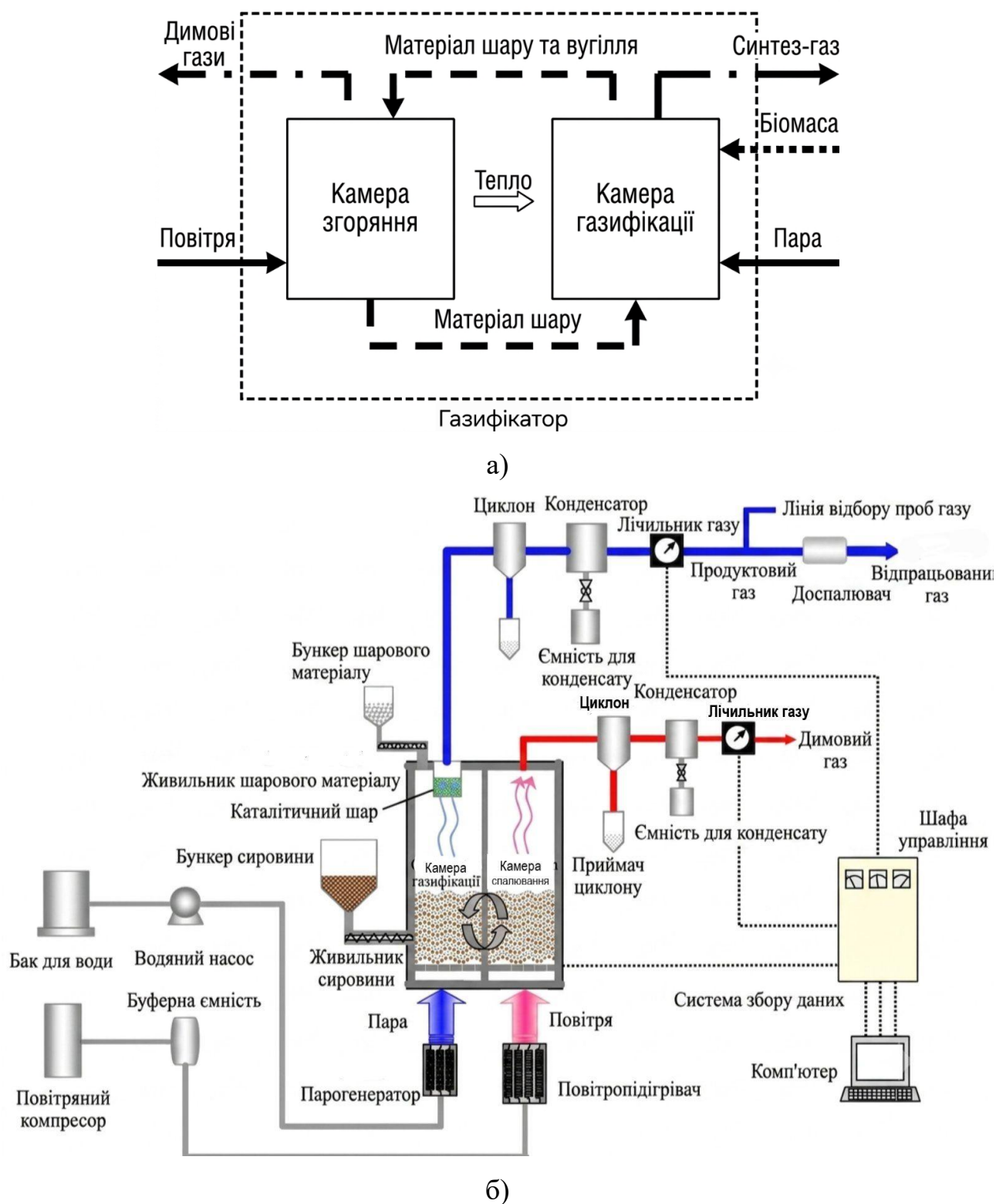


Рис. 1.7. Технологічна схема двостадійного процесу виробництва синтез-газу з біомаси із застосуванням каталітичного риформінгу [37]:

- а) – схема реалізації технологічного процесу;
- б) – схема розміщення обладнання піролізно-газифікаційної установки.

Технологічна схема тристадійного виробництва синтез-газу з рослинної біомаси з циркулюючим теплоносієм T-DFBG (рис. 1.8) [38] є удосконаленням двопотокових схем, наведених на рис. 1.5 і 1.6. Особливість технології полягає у створенні окремої високотемпературної зони для конверсії смол. У звичайній двопотоковій схемі нагрітий теплоносій із камери спалювання надходить безпосередньо до зони піролізу та газифікації. У схемі T-DFBG він спочатку надходить до верхньої ступені, де протікає риформінг смол і вуглеводнів, а потім – до нижньої з паливом. Отже, найвищу температуру теплоносія використовують для очищення газу, а залишкову теплоту – для піролізу та газифікації.

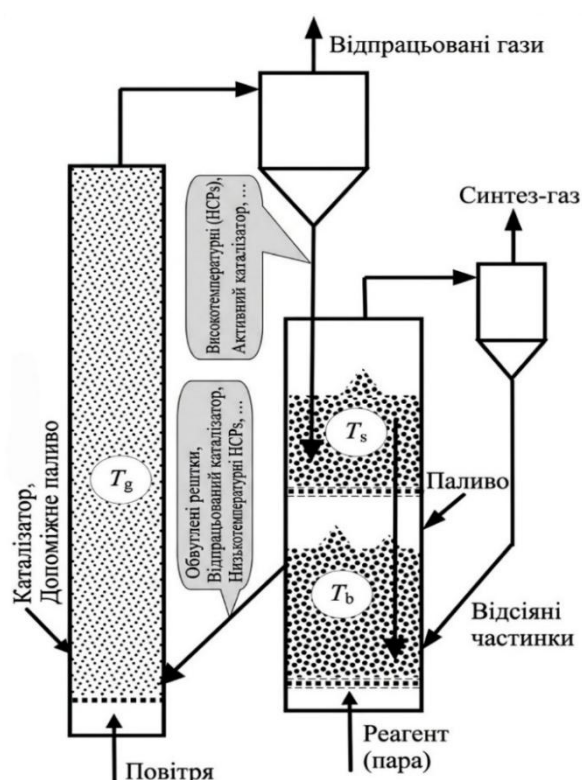


Рис. 1.8. Технологічна схема тристадійного виробництва синтез-газу з рослинної біомаси з циркулюючим теплоносієм (T-DFBG) [38].

Установка складається з камери спалювання з висхідним потоком теплоносія та двоступеневого газифікатора з псевдозрідженим шаром. Гарячий теплоносій із камери спалювання через циклон і опускную трубу надходить до верхньої ступені газифікатора, після чого переходить у нижню, куди надходить паливо та пароповітряна суміш. Через гідрозатвор теплоносій повертається до камери спалювання. Синтез-газ і димові гази відводять окремими трактами.

Порівняно з технологіями рис. 1.5 і 1.6 дана схема забезпечує більш повне розкладання смол. Під час газифікації кавового шроту конверсія вуглецю та ККД холодного газу зросли на 7 %, а вміст смол знизився на 25 % порівняно з двопотоковим процесом. Водночас наявність додаткової реакційної зони ускладнює конструкцію і потребує узгодженого регулювання циркуляцією теплоносія та тиском у газових трактах.

Особливістю технології FLETGAS (рис. 1.9) є послідовне керування процесами утворення і розкладання смол [39].

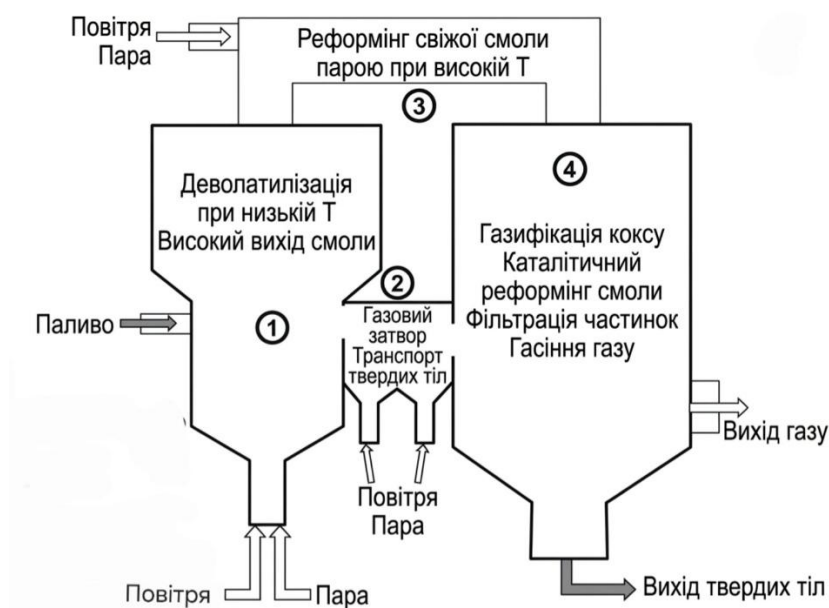


Рис. 1.9 . Технологічна схема тристадійного процесу FLETGAS [39]: 1 – реактор деволатилізації; 2 – газовий затвор; 3 – камера некаталітичного риформінгу газу; 4 – реактор конверсії коксу

На першій стадії паливо піролізується у псевдозрідженому шарі за температури 700–750°C. За цих умов утворюються малоароматизовані реакційноздатні смоли, які розкладаються на наступних стадіях. Установка містить реактор піролізу, високотемпературну камеру риформінгу та фільтр із рухомим шаром коксу. Газ послідовно проходить усі апарати, а коксовий залишок самопливом надходить до зони конверсії.

У камеру риформінгу подають водяну пару та повітря, за потреби збагачене киснем до 40%. За температури до 1200°C відбувається газофазне

розкладання смол. Далі газ проходить крізь рухомий шар коксу, де смоли додатково розкладаються, а кокс газифікується водяною парою. Процес забезпечує майже повну конверсію вуглецю та важких смол.

Технологічна схема багатостадійного процесу ICFG з внутрішньою циркуляцією теплоносія представлена на рис. 1.10 [40]. Особливістю технології є поєднання газифікації, каталітичного риформінгу та спалювання коксового залишку в одному корпусі, розділеному перегородками на окремі камери.

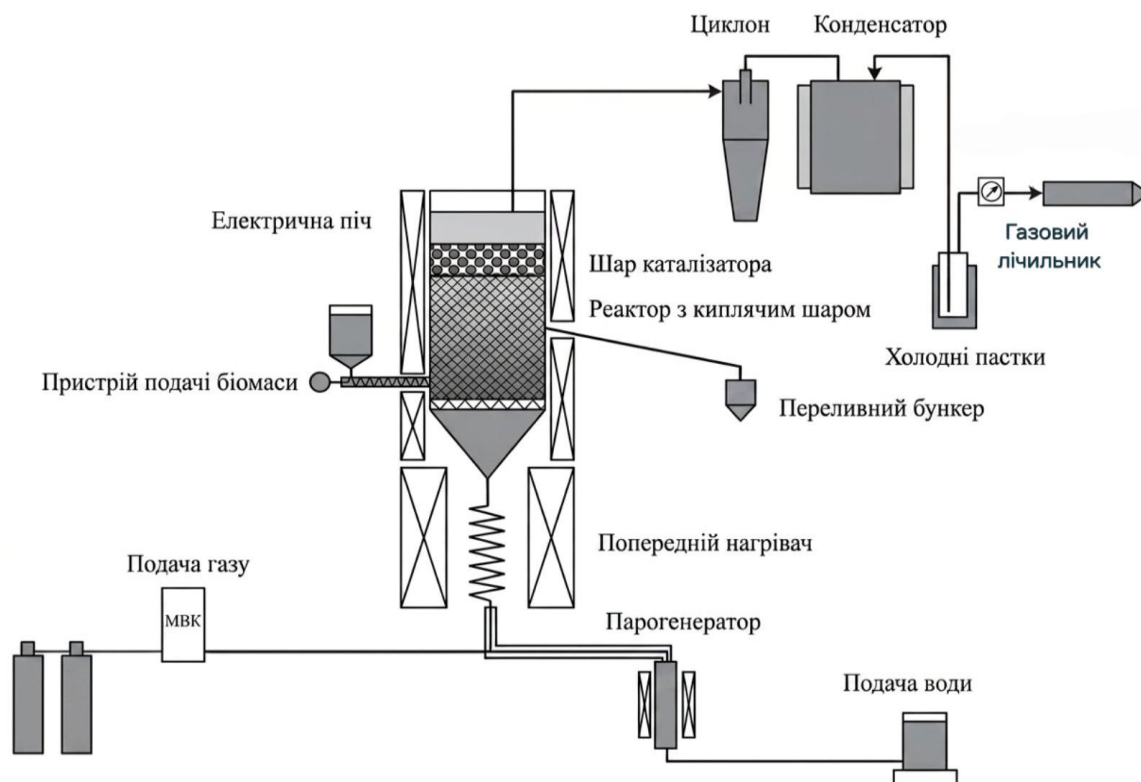


Рис. 1.10. Технологічна схема багатостадійного процесу ICFG з внутрішньою циркуляцією теплоносія [40]

На відміну від T-DFBG, де теплоносій циркулює між окремими апаратами через циклон, опускную трубу та гідрозатор, у схемі ICFG пісок переміщується між реакційними зонами всередині установки. Це скорочує шлях переміщення нагрітого теплоносія та зменшує габарити установки. Паливо надходить до камери газифікації з паровим псевдозрідженням, де за температури 600–700°C висушується і піролізується. Леткі продукти проходять крізь шар каталізатора у верхній частині камери та розкладаються з утворенням газу, збагаченого H_2 .

На відміну від FLETGAS, де смоли розкладаються у виносній камері риформінгу та рухомому шарі коксу, у схемі ICFG їх конверсія відбувається безпосередньо в камері газифікації – на шарі каталізатора над псевдозрідженим шаром. Коксовий залишок разом із піском перетікає до камери спалювання. Нагрітий пісок повертається до зони газифікації через перетічну камеру (витрата піску – 20–30 кг/кг палива). Газифікація і спалювання реалізуються в різних газових середовищах, однак зовнішній контур циркуляції теплоносія відсутній.

Основною перевагою схеми є компактність. Водночас теплоти від згоряння коксового залишку недостатньо для підтримання процесу за температури 600–700°C, тому потрібне зовнішнє теплопідведення.

Технологічні схеми з циркулюючим теплоносієм є автотермічними лише за певних режимів. За низького виходу коксового залишку теплоти від його спалювання недостатньо для газифікації, тому процес потребує зовнішнього теплопідведення. Процеси з каталітичним риформінгом залежать від активності каталізатора, закоксування його погіршує стабільність складу газу. Ефективність крекінгу смол залежить від температури та розподілу окисника.

Огляд схем стадійної конверсії біомаси в піролізно-газифікаційних установках виявив їхні основні обмеження. Установки із суцільним шаром забезпечують глибоке розкладання смол і високий ККД газифікації за холодним газом, однак повітряне дуття знижує теплоту згоряння синтез-газу через його розбавлення азотом. Схеми з псевдозрідженим і циркулюючим шарами забезпечують виробництво висококалорійного безазотного газу, проте є конструктивно складними, мають значну кількість динамічних вузлів і є залежними від активності каталізатора.

Доцільним є створення простої двостадійної піролізно-газифікаційної установки, яка забезпечуватиме високий ступінь конверсії палива, внутрішньореакторне розкладання смол і виробництво синтез-газу з високою теплотою згоряння без розбавлення азотом. Непряме підведення теплоти до реакційних зон дасть змогу частково замінювати її теплове навантаження енергією ВДЕ та інтегрувати установку в гібридні системи електрогенерації.

1.3. Огляд досліджень впливу фізико-механічних властивостей лігноцелюлозної біомаси на процес її термохімічної переробки в біопалива

Ефективність стадійної термохімічної конверсії залежить не лише від конструкції установки та режиму її роботи, а і від властивостей самої сировини. Хімічний склад, реакційна здатність, вологість, розмір частинок, щільність, механічна стійкість і зольність впливають на гідродинаміку, тепло- і масообмін у реакційних зонах, а через ці параметри – на питомий вихід, склад і якість газу. Ці показники суттєво різняться для різних видів біомаси.

Лігноцелюлозна сировина – один із найпоширеніших відновлюваних ресурсів. Вона складається з целюлози (35–55%), геміцелюлози (20–40%) і лігніну (10–25%), містить білки, ліпіди, полярні і неполярні екстрактивні речовини та неорганічні сполуки [41, 42]. Основними елементами є С, Н, О, Са, К, N. До складу біомаси входять також Fe, S, Na, Cl, P, Si, Al, Mg [13, 43]. Під час термічного розкладання співвідношення целюлози, геміцелюлози та лігніну визначає температурні межі, послідовність піролізу, вихід газоподібних продуктів, летких сполук і коксового залишку.

Целюлоза (лінійний біополімер із ланок D-глюкози, з'єднаних β -1,4-глікозидними зв'язками). Під час піролізу вона утворює значну кількість летких, а за подальшої газифікації – CO, H₂ і CH₄ [44].

Геміцелюлоза зв'язує целюлозу з лігніном. Це розгалужений гетерополісахарид до складу якого входять залишки арабінози, глюкози, галактози, манози, ксилози та уронових кислот, сполучені β -1,4- і β -1,3-глікозидними зв'язками [45]. Через аморфну будову і низьку кристалічність вона розкладається раніше за целюлозу, даючи леткі сполуки, смоли та гази.

Лігнін – аморфний фенольний полімер із тривимірною структурою, утворений із п-кумарилового, коніферилового та синапілового спиртів; він зв'язує целюлозу з геміцелюлозою і через гідрофобність та стійкість до гідролізу ускладнює їх перетворення [46]. Під час піролізу лігнін розкладається з утворенням коксового залишку, фенольних сполук і смол, тому підвищений його

вміст збільшує вихід коксу та ускладнює газифікацію. Отже, співвідношення целюлози, геміцелюлози та лігніну визначає температуру розкладання, вихід і склад синтез-газу, смол і коксового залишку. За походженням таку сировину поділяють на природну і антропогенну [47] (додаток А).

Для сировини комунального походження (придорожньої та газонної трави, листя і обрізок дерев) компонентний склад. Найвищий вміст лігніну встановлено в деревині дуба та тополі (27,6–30,3%), целюлози і геміцелюлози – у міскантусі (до 46 і 34% відповідно), а золи – у траві та листі (17,5–31,6%) [48]. Такий склад прямо позначається на результатах конверсії: висока частка лігніну збільшує вихід коксу, переважання целюлози і геміцелюлози зумовлює інтенсивний вихід летких під час піролізу, а підвищена зольність провокує шлакування.

Придатність сировини для виробництва синтез-газу оцінюють за її фізико-механічними властивостями, такими як: вологість, фракційний склад, вихід летких, реакційна здатність, смолистість, зольність, схильність до шлакування, механічна міцність і насипна щільність [2, 49].

Основним показником енергетичної цінності палива є вища теплота згоряння (HHV). Оскільки серед структурних компонентів біомаси найвищу теплоту згоряння має лігнін, збільшення його частки сприяє підвищенню HHV. Цю залежність описують лінійними рівняннями виду: $HHV = 0,0877 \cdot L + 16,5$ і $HHV = 0,0889 \cdot L + 16,82$, де L – вміст лігніну (% мас.) [50]. Згодом ці залежності були доповнені врахуванням вмісту екстрактивних речовин, вологи і золи [51], а також водню [52]. Збільшення частки лігніну підвищує HHV, а вологості і зольності – знижує. Для деревини без екстрактивних речовин встановлено лінійну залежність HHV від вмісту лігніну [53].

Ширше узагальнення виконано в роботі [54], де на матеріалі різних видів біомаси порівняно кілька способів оцінки HHV. Найточнішими виявилися залежності за елементним складом (C, H, O). Оцінки за технічним аналізом дають вищу похибку, бо враховують лише узагальнений склад палива, а за біохімічним складом – ненадійні через високу мінливість вмісту елементів.

Компонентний склад і HHV сировини наведено в табл. 1.1.

Таблиця 1.1

Компонентний склад та ННВ різних видів лігноцелюлозної сировини

Вид сировини	Вміст целюлози, %	Вміст геміцелюлози, %	Вміст лігніну, %	Вміст екстрактів, %	ННВ сух. маси, МДж/кг	Джерело
Енергетичні культури (трав'янисті)						
Міскантус	45,5	29,2	23,8	1,5	19,6	[55, 56]
Світчграс	35	29	26	10	17,0	[57, 58]
Арундо тростинний	43,56	12,94	33,65	9,85	16,14	[59]
Енергетичні культури (деревні швидкорослі)						
Верба	50	19	25	6	19,7	[60]
Тополя	42–49	16–23	21–29	1–21	19,38	[61]
Трав'яниста сировина (кормові/лугові трави)						
Костриця	25–28,1	28,8–34	3,6–10,05	5–10	16,8–17,3	[62]
Осока	23,65–29,8	15,93–21,1	3,15–4,31	10–18	17,5	[63]
Багаса	38	39	20	3	4–9	[11]
Деревна сировина (листяні породи)						
Береза	35	25	19	2,5–3,0	19,66	[64, 65]
Дуб	35	19	28	3–6	19,5	[66]
Липа	43,2–54	19,7–20,4	18,3–29,3	6,5	19–20	[67]
Ясен	36,2	31	18,64	6,59	17,6–18	[68]
Деревна сировина (хвойні породи)						
Модрина	26	27	35	12	20,6	[11]
Сосна	36,4–39,75	23,7–26	28,9–31,2	0,9–9,8	20,3	[69]
Ялина	41	21	28	1,1–1,68	19,9	[11, 70, 71]
Ялівець	41–43	12–14	31	3	20,6	[72, 73]
Рослинні залишки аграрного виробництва						
Кукурудзиння	36,89	20,42	17,38	6,58	17,38	[74–76]
Солома/полова проса	36,68	17,31	19,38	н/д	17,0–17,5	[77]
Лузга соняшника	30	38,5	26,4	2,69	17,84	[78, 79]
Льонокостра	53	13	24	1,5	20,5	[80, 81]
Ріпакова солома	35,01	26,78	13,57	1,63	18,4–19,5	[82]
Солома пшениці	44,2	26,5	22,4	2,8	19,6–19,97	[83, 84]
Шкаралупа горіха	30,0	24,9	35,0	10,6	20,7	[85–87]

Високу прикладну цінність мають результати дослідження [88], у якому запропоновано емпіричні залежності для визначення HHV аграрних відходів з урахуванням змінної вологості і хімічного складу сировини. Отримані залежності адекватно описують експериментальні дані, що підтверджено результатами численних досліджень, у тому числі наведених у роботі [54].

Огляд 43 публікацій щодо поширених у Європі порід деревини показав, що за вологості 5–65%, зольності 0,2–3,5% і HHV 17–21 МДж/кг хвойні породи мають вищу теплоту згоряння, ніж листяні, завдяки вищому вмісту лігніну та екстрактивних речовин [89]. Для трав'янистої біомаси HHV залежить від умов вирощування, строків збирання та зберігання [90, 91]. У міскантуса гігантського найкращі паливні характеристики забезпечує пізнє збирання [90]. Для проса прутopodobного середнє значення HHV становило 17,2 МДж/кг, а визначальним чинником його енергетичних властивостей виявився генотип рослини [91].

Реакційна здатність визначає швидкість і повноту термічного розкладання біомаси. Її оцінюють за інтенсивністю виділення летких речовин і ступенем вигорання коксового залишку. Уніфікованої методики немає, тому зазвичай використовують кінетичні параметри – енергію активації, швидкість втрати маси, температури початку деградації, піку розкладання та повного вигорання, які визначають методом термогравіметричного аналізу (ТГА) [92].

За даними ТГА, геміцелюлоза розкладається за 210–370°C, целюлоза – за 260–400°C, тоді як деструкція лігніну відбувається в ширшому інтервалі – від 200 до 600°C і вище. Це необхідно враховувати під час вибору температурних режимів окремих стадій конверсії [93]. Високий вміст летких речовин – 75–85% у деревині та 65–78% у соломі та стеблах злакових зумовлює двостадійне горіння. Спочатку леткі згоряють у газовій фазі, після чого протікає гетерогенне окиснення коксового залишку. ТГА потребує складного обладнання, значних витрат часу та належної кваліфікації персоналу. Тому для прогнозування характеристик горіння запропоновано штучні нейронні мережі, які визначають реакційну здатність за вологістю, вмістом летких, вуглецю та золи [94].

На перебіг процесу впливає і ступінь карбонізації. За температур понад 700°C атомні відношення О/С і Н/С знижуються відповідно нижче 0,2 і 0,4, що

свідчить про формування поліконденсованих ароматичних структур і підвищення термічної стійкості біовугілля [95].

Дослідження вигорання окремої частинки циліндричних солом'яних і деревних пелет за 700°C виявило нерівномірний характер горіння коксу та вигорання зв'язаного вуглецю. У довгих пелетах процес обмежувався радіальним проникненням кисню, тоді як у коротких швидше поширювався від торців. Частка незгорілого вуглецю в золі становила 0,016–0,02, а втрати енергії – 0,61–0,72%, що свідчить про достатню повноту вигорання за температури, нижчої від температури шлакування [96].

Помітний каталітичний вплив мають лужні та лужноземельні метали. Калій сприяє утворенню низькомолекулярних летких сполук, магній прискорює дегідратацію, а CaO і MgO зменшують вміст кисневмісних компонентів. Недостатня вивченість цих ефектів частково пояснює розбіжності між розрахунковими й експериментальними даними [97].

Отже, реакційну здатність визначають склад біомаси, ступінь карбонізації та вміст лужних металів. Її кількісна оцінка необхідна для вибору режимів і конструктивних параметрів установок термічної конверсії.

Вимірювання та визначення довжини пелет дає змогу оцінити вплив їх розміру на внутрішній тепломасоперенос. Зі збільшенням довжини пелет процес переходить від кінетичного режиму до обмеженого теплопередачею та дифузією летких. Розподіл довжин пелет аналізують за гістограмами, щільністю ймовірного розподілу та кластеризацією [98].

Під час піролізу частинок деревини діаметром 2,54 і 3,81 см за 369–482°C температура змінювалася від 508°C у центрі до 383°C на піврадіусі. Тривалість виходу летких зростала пропорційно $d^{1,414}$, а для великих частинок вихід твердого залишку збільшувався на 7%, метану – на 70% [120]. Тепломасообмін у шарі гранульованого палива можна описувати через еквівалентну довжину гранул. Метод придатний і для частинок неправильної форми [99].

Від розміру частинок залежить швидкість нагрівання і цільовий продукт. Повільний піроліз за температури близько 900°C і розміру частинок 5–30 мм дає 20–35 мас. % синтез-газу, але потребує риформінгу для зниження CO₂. Флеш-

піроліз забезпечує збалансований вихід біовугілля і оливи за 1–5 мм, швидкий піроліз – 60–75 % мас. оливи за 1–2 мм [30, 92].

Збільшення частинок соснової деревини з 7 до 30 мм знизило вміст H_2 у газі на 2,9%, підвищило вміст дьогтю до 93,5 г/м³ і вихід біовугілля з 12,2 до 21,8% [100]. Частинки голкоподібної форми посилюють вторинні реакції та утворення кислот і естерів, сферичні – спиртів і фенолів. Зменшення розміру підвищує реакційну здатність і знижує енергію активації [101]. Отже, розмір і форма частинок визначають кінетику, вихід продуктів та стабільність реактора.

Вологість впливає на температуру реакційної зони, водно-газову реакцію та теплоту згоряння газу. Для термохімічної конверсії її межа – 35%, а оптимальний рівень – 10–15% [102]. За вологості понад 40% реакційна зона охолоджується, вихід летких сповільнюється, тривалість процесу зростає [103].

Підвищення вологості від 40 до 60% під час газифікації за 700–900°C збільшує час перебування палива та знижує вміст CO на 23,26%. Водночас внаслідок водно-газового зсуву зростають концентрації H_2 і CO_2 [104]. Помірний вміст води може бути корисним: до 25% він сприяє утворенню H_2 , а підвищення Н/С від 1,6 до 2,2 збільшує ННВ газу приблизно на 1 МДж/нм³ [105].

Проте надлишкова вода знижує теплоту згоряння. У газогенераторах нерухомого шару вона становить 5–6 МДж/нм³, а за вологості сировини 40% падає до 3–4 МДж/нм³ через зменшення частки CO та розбавлення газу парою [106]. Для каналізаційного мулу вологістю 10% отримано газ із ННВ 9,96 МДж/кг за піролізу та 8,02 МДж/кг за газифікації [107]. У низхідному газифікаторі за вологості 11,18% і коефіцієнта еквівалентності 0,3 ефективність досягала 66,85%, а ННВ газу – 5,71 МДж/нм³. Тому рекомендована вологість сировини не перевищує 18% [108].

Щільність впливає на інтенсивність і кінетику термічного розкладання біомаси. Розрізняють насипну та дійсну щільність. Насипна щільність необробленої біомаси невисока і залежить від вологості та ступеня подрібнення: близько 100 кг/м³ для трав'янистих культур [109], 195–393 кг/м³ для деревної біомаси [110, 111], 150–300 кг/м³ для тріски [112] і 24–266 кг/м³ для рослинних

залишків [113–115]. Ущільнення підвищує її до 600–750 кг/м³ у пелетах [116] і 900–1200 кг/м³ у брикетах [117].

Дійсна щільність визначається переважно структурою та хімічним складом сировини і менше залежить від вологості. Для деревини вона становить 600–1000 кг/м³ залежно від породи, мікроструктури та вмісту екстрактивних речовин [118]. Насипна щільність, навпаки, залежить від вологи: помірна вологість сприяє ущільненню, а її надлишок призводить до набухання і погіршує контакт між частинками [112]. Низька насипна щільність необробленої біомаси (30–200 кг/м³) збільшує витрати на транспортування і зберігання та ускладнює роботу систем подачі палива [113, 115].

Механічна стійкість визначає утворення дрібної фракції під час шнекової подачі, перебіг розкладання та гідродинамічну стабільність шару. Її оцінюють як відношення маси зразка після навантаження до початкової [119]. Нормативний мінімум становить 96,5–97,5% для деревних [120] і 96–97,5% для недеревних пелет [121]. Деревні пелети щільністю 1300–1500 кг/м³ мають механічну стійкість близько 99,4%, а зусилля їх руйнування становить 0,6–0,8 кН. Це забезпечує цілісність пелет під час подачі та нагрівання. Водночас висока щільність посилює внутрішній опір тепломасопереносу та сповільнює вихід летких. Зі збільшенням вмісту лігніну зростає міцність пелет і вихід твердого залишку: 39 % мас. проти 17 % для геміцелюлози та 13 % для целюлози [122].

Агропелети є менш стійкими, а підвищений вміст калію та натрію посилює пиловиділення, агломерацію та дестабілізує шар [123]. Для стійкого перебігу процесу механічна стійкість має становити 97–99%, щільність частинок – 1100–1300 кг/м³, а вміст фракції менш як 3,15 мм слід обмежувати.

Деякі фізико-механічні властивості лігноцелюлозної біомаси наведені в табл. 1.2.

Зольність і склад золи визначають температурні межі процесу, схильність палива до шлакування, абразивного зношування та корозії. Окремо слід враховувати екстрактивні речовини – терпени, смоляні кислоти, феноли і воски. Їх вміст становить 3–10% у хвойній деревині, 1–5% у листяній і 4–10% у соломі.

Таблиця 1.2

Фізико-механічні властивості лігноцелюлозної біомаси

Вид сировини	Вологість при збиранні, %	Насипна щільність, кг/м ³	Вміст летких речовин, %	Зольність, %	Джерело
Деревна тріска хвойних	45–60	320–450	76–86	1–2,5	[89, 112, 124]
Деревна тріска листяних	45–55	454–479	69,6–77,	1–2,5	[124, 126]
Деревні пелети ENplus / EN ISO 17225-2:2021	10	600–750	75–84	0,7 для класу A1	[126]
Солома зернових подрібнена	18–25	120	65–75	4–12	[113–115, 127]
Кукурудзиння подрібнене	20–30	58,9±13,4	70–81	3–6	[115]
Міскантус подрібнений повітряно-сухий	12–20	100	77,6–84	2–8	[109, 128]
Лузга соняха	6,9–9,5	110–180	70–81	1,5–8,5	[129]
Лушпиння рису	9,2–11,2	90–150	58,8–66,4	15,9–25,6	[130]

Завдяки теплоті згоряння понад 30 МДж/кг проти 17–18 МДж/кг для целюлози вони підвищують HHV сировини [131], але водночас сприяють утворенню дьогтю. Його вміст у синтез-газі досягає 0,5–5 г/м³ у низхідних і 30–150 мг/м³ у висхідних газогенераторах, тому перед використанням у ДВЗ газ потребує очищення [132, 133].

Під час термічного розкладання мінеральні компоненти утворюють силікати, карбонати та сульфати, які визначають плавкість золи. Для аграрної біомаси характерна зольність 4–10% з переважанням K₂O (15–40%), SiO₂ (25–50%) і P₂O₅ (2–10%). Калій-силікатні евтектики починають спікатися за 650–1000°C, тобто в робочому діапазоні установок. Зі зростанням температури з 500 до 1000°C збільшується частка рідкої фази та утворюються щільні відкладення на поверхнях теплообміну [134, 135]. Хлор і сірка додатково посилюють корозію та викиди HCl і SO₂. Прямого зв'язку між вмістом лігніну та зольністю не

встановлено. Найвищу зольність мають соняшник – 14,7% і кукурудза – 9,0%, найнижчу – соя, 4,4%. Водночас незернова частина сої та ріпаку містить відповідно 83,2 і 79,2% целюлози і геміцелюлози, що підтверджує її придатність для виробництва біопалива [136]. У деревної біомаси зольність нижча – 1–2,5%, а в золі переважають CaO і MgO . Тому її плавлення починається за 1050–1100°C і завершується за 1150–1200°C, що знижує ризик шлакування [124, 127].

Ризик шлакування золи оцінюють за лужним індексом AI (додаток В) [25, 124–126, 129, 139–141]. Для деревних пелет він становить 0,018 кг/ГДж, для тріски – 0,026–0,063 кг/ГДж, тоді як для соломи, кукурудзиння та соняшникової половини – 0,865; 0,667 і 0,545 кг/ГДж відповідно. Проте AI не враховує абразивності золи з високим вмістом SiO_2 , як у рисової половини [127, 137]. Для солом'яних пелет ризик агломерації золи можна зменшити оптимізацією температурного режиму: за температури 915–1061°C частка агломерованої золи не перевищувала 0,03 за прийнятних втрат від неповного вигорання [138].

Аналіз робіт [41–138] свідчить, що найбільше перебіг процесів піролізу і газифікації залежить від компонентного складу, вологості і розміру частинок біомаси. Співвідношення целюлози, геміцелюлози та лігніну визначає температурні межі розкладання, вихід летких речовин і коксу. Від вологості залежить температура в реакційних зонах, перебіг водно-газового зсуву та теплота згоряння газу. Розмір частинок чинить вплив на тепломасоперенос, вихід кінцевих продуктів і повноту конверсії. Оскільки ці властивості залежать від виду біомаси, літературних даних недостатньо для точного прогнозу. Тому параметри конкретної сировини слід визначати експериментально.

1.4. Оцінка енергоекономічної ефективності установок конверсії біомаси в синтез-газ для систем електрогенерації на основі ВДЕ

У підрозділах 1.1 і 1.2 відповідно розглянуто технологічні схеми стадійної конверсії та властивості біомаси, що визначають перебіг її термохімічного перетворення на синтез-газ. Отримані результати дають змогу обґрунтувати

вибір установки і виду палива. Водночас сам тип технології не є достатнім критерієм придатності установки для роботи у складі систем електрогенерації на основі ВДЕ. Її ефективність залежить від потужності, рівня автоматизації, вартості обладнання, сировини, умов експлуатації. Тому доцільність застосування установок стадійної конверсії біомаси на синтез-газ слід оцінювати за сукупністю енергетичних і техніко-економічних показників.

Для порівняння обрано піролізно-газифікаційні установки різної електричної потужності (в діапазоні від 10 до 750 кВт) виробництва Бельгії (Xylowatt NOTAR 750), Чехії (GP750, GP200), Австрії (SynCraft CW1800-500, Cleanstgas 125, Urbas Mallnitz, Urbas Pöllau), Німеччини (Burkhardt V5.90S, ECO 495, Burkhardt V5.90S, ECO 220, Spanner Re² HKA70, Spanner Re² HKA50), Китаю (GSL), США (Power Pallet – PP30) та Бразилії (NEST, UNIFEI) [31, 142–156].

Порівняння здійснювалося за такими параметрами: електрична ($N_{ел.уст.}$) і теплова ($Q_{т.уст.}$) потужності установки; вологість (W), загальна (m) і питома ($m_{пр.}$) витрати палива на процес; нижча теплота згоряння синтез-газу (Q^p_H) та продуктивність установки за газом ($V_{с.газ.}$); питома вартість установки ($C_{тут.}$), які наведено в додатку С.

Відсутні в паспортній документації технічні характеристики установок визначали розрахунковим методом на основі рівнянь теплового балансу та відомих співвідношень теплотехніки [14, 17, 157]. Це забезпечило цілісність методики та дало змогу ранжувати установки за кількома критеріями в межах єдиної моделі оцінювання.

Теплову потужність палива визначали за законом збереження енергії як тепловий еквівалент масової витрати [14, 157, 158]:

$$Q_{нал} = (m \cdot Q_{нал}^H(W)) / 3600, \quad (1.1)$$

де: $Q_{нал.}$ – теплова потужність палива, кВт; m – витрата палива, кг/год; W – вологість палива на робочу масу, %; $Q_{нал}^H(W)$ – нижча теплота згоряння палива при вологості W , МДж/кг.

Оскільки перетворення хімічної енергії газу в електроенергію відбувається послідовно у поршневому двигуні та електрогенераторі, сукупний електричний ККД установки становить [157, 158]:

$$\eta_{ел.уст} = \eta_{двз} \cdot \eta_{ел.} \quad (1.2)$$

де: $\eta_{ел.уст}$ – електричний ККД установки; $\eta_{ел.}$ – ККД електрогенератора (для роботи установок на біомасі вологістю 10 % значення наведені в додатку С); $\eta_{двз}$ – ККД газопоршневого двигуна. При роботі установки на біомасі вищої вологості значення ККД перераховували.

Теплова потужність установки виходячи з електричної потужності [14, 17]:

$$Q_{т.уст.} = N_{ел.уст.} / (\eta_{ел.} \cdot \eta_{двз}), \quad (1.3)$$

де: $Q_{т.уст.}$ – теплова потужність установки (енергія палива, що надходить до установки за одиницю часу), кВт; $N_{ел.уст.}$ – електрична потужність установки, кВт.

Якщо в технічній документації задано продуктивність установки за синтез-газом і його нижчу теплоту згоряння, теплову потужність установки визначали як теплову потужність газового потоку [14, 17, 157, 158]:

$$Q_{т.уст.} = (V_{с.газ} \cdot Q_{с.газ}^H) / 3600, \quad (1.4)$$

де: $V_{с.газ}$ – продуктивність установки за синтез-газом, м³/год; $Q_{с.газ}^H$ – нижча теплота згоряння синтез-газу, МДж/м³.

Корисну теплову потужність установки (тепло, що віддається на тепlopостачання у режимі когенерації) визначали через тепловий ККД [157]:

$$Q_{кор} = Q_{т.уст.} \cdot \eta_{теп}, \quad (1.5)$$

де: $Q_{кор}$ – корисна теплова потужність установки, кВт; $\eta_{теп}$ – тепловий ККД установки (для роботи установок на біомасі вологістю 10 % значення наведені в додатку С). За вищих значень вологості значення ККД перераховували.

Нижчу теплоту згоряння газу, виходячи з його хімічного складу, визначали за правилом адитивності теплот згоряння компонентів газової суміші [14, 17, 20]:

$$Q_{с.газ}^H = (12,63 \cdot CO + 10,79 \cdot H_2 + 35,82 \cdot CH_4 + 59,46 \cdot C_2H_4 + 63,74 \cdot C_2H_6) / 100, \quad (1.6)$$

де: CO, H₂, CH₄, C₂H₄ та C₂H₆ – об'ємні частки відповідних компонентів синтез-газу, %; коефіцієнти (12,63, 10,79 ін.) – нижчі теплоти згоряння відповідних компонентів газу, МДж/м³.

Якщо задано електричну потужність установки і продуктивність за газом, нижчу теплоту згоряння газу визначали як [14, 17, 20]:

$$Q_{с.газ}^H = 3600 \cdot N_{ел.уст.} / (\eta_{ел.уст.} \cdot V_{с.газ.}), \quad (1.7)$$

Продуктивність установки за синтез-газом визначали виходячи з питомого виробництва газу [14, 17, 20]:

$$V_{с.газ.} = m(1-W) \nu_{с.газ.}^{nut.табл.}, \quad (1.8)$$

де: $V_{с.газ.}$ – продуктивність установки за синтез-газом, м³/год; $(1-W)$ – масова частка сухої речовини у паливі; $\nu_{с.газ.}^{nut.табл.}$ – питомий вихід синтез-газу з кілограму сухої речовини, м³/кг (для установок з нерухомим щільним шаром палива для деревини становить 2,2–2,5 м³/кг [14, 32]).

Питому вартість установок (для жодної цей параметр не було зазначено в технічній документації виробників) визначено методом питомих капітальних витрат на одиницю встановленої електричної потужності [143, 150]:

$$C_{nut}(N_{ел}) = C_{nut.ет.} (N_{ел.ет.} / N_{ел})^{0,4}, \quad (1.9)$$

де: $C_{nut}(N_{ел})$ – питомі капітальні витрати на установку потужністю $N_{ел}$, євро/кВт_{ел}; $C_{ет.}$ – питомі капітальні витрати на еталонну установку, євро/кВт_{ел} ($C_{nut.ет.}$ = 8657 євро/кВт для установки $N_{ел.ет.}$ = 225 кВт) [151]; $N_{ел.ет.}$ – потужність еталонної установки, кВт_{ел}; $N_{ел}$ – потужність оцінюваної установки, кВт_{ел}; 0,4 – показник ступеня для розрахунку питомих капітальних витрат.

Порівняльний аналіз установок стадійної конверсії біомаси в синтез-газ за критерієм енергоекономічної ефективності виконано з врахуванням методики, наведеної у [159–161]. Ранжування виконано за приведеним показником енергоекономічної ефективності b_{np} для кожної установки вибірки. Найбільш ефективною є установка, для якої $b_{np} \rightarrow \max$. Установки оцінювалися за сукупністю 8 параметрів (додатки С та D).

Застосуванням методу лінійного min-max нормування [161, 162] до різнорозмірних енергетичних і техніко-економічних параметрів установок побудовано функцію нормування, яка приводить різнорозмірні параметри до єдиного безрозмірного вигляду в діапазоні $[0, 1]$:

$$\tilde{b}_i = \begin{cases} \frac{y_i - y_i^{\min}}{y_i^{\max} - y_i^{\min}}, & i \in d_{\text{збільш.}}, \\ \frac{y_i^{\max} - y_i}{y_i^{\max} - y_i^{\min}}, & i \in d_{\text{зменш.}} \end{cases}, \quad (1.10)$$

де: $\tilde{b}_i \in [1, 10]$ – нормоване відхилення i -го параметра від найгіршого значення у вибірці; $d_{\text{збільш.}} = \{b_1, b_2, b_6, b_7\}$ – множина параметрів, зростання яких підвищує енергоекономічну ефективність установки; $d_{\text{зменш.}} = \{b_3, b_4, b_5, b_8\}$ – множина параметрів, зростання яких знижує енергоекономічну ефективність установки; y_i – фактичне значення i -го параметра; $y_i^{\min}$ – мінімальне значення i -го параметру у вибірці; $y_i^{\max}$ – максимальне значення i -го параметру у вибірці; $i=1, 2, \dots, 8$ – порядковий номер параметра.

Використовуючи рівняння (1.10) запишемо вираз для визначення бальної оцінки i -го параметра, бали:

$$b_i = 1 + 9\tilde{b}_i, \quad (1.11)$$

де: $b_i \in [1, 10]$. Найкращому параметру установки присвоюється найвищий бал $b_i = 10$ ($\tilde{b}_i = 1$), а найгіршому – найнижчий бал $b_i = 1$ ($\tilde{b}_i = 0$).

Вагові коефіцієнти визначено за методом пріоритетів [163, 164], за яким вага параметра пропорційна його пріоритету:

$$\sum_{i=1}^8 a_i = 1, \quad a_i \succ 0, \quad (1.12)$$

де: a_i – ваговий коефіцієнт i -го параметра, частка одиниці, таблиця 1.3.

Залежно від техніко-економічної значущості кожному параметру присвоюється числове значення пріоритету p_i від 1 до 8. Виходячи з (1.12) a_i :

$$a_i = p_i / \sum_{j=1}^8 p_j, \quad (1.13)$$

де: p_i – пріоритетність i -го критерію; $\sum_{j=1}^8 p_j = 36$ – сума пріоритетів усіх параметрів.

На основі технічної та техніко-економічної значущості параметрів установок встановлено порядок їх пріоритетності:

$$b_4 \succ b_7 \succ b_5 \succ b_3 \succ b_2 \succ b_8 \succ b_6 \succ b_1. \quad (1.14)$$

Значення пріоритетів та вагових коефіцієнтів наведено в табл. 1.3.

Таблиця 1.3

Значення пріоритетів та вагових коефіцієнтів оцінюваних параметрів

Оцінюваний параметр установки	Бальний показник, бали	Позначення параметра	Пріоритет i -го критерію p_i	Ваговий коефіцієнт a_i
Електрична потужність, кВт	b_1	$N_{ел.}$	1	0,0278
Теплова потужність, кВт	b_2	$Q_{т.уст.}$	4	0,1111
Витрата палива, кг/год	b_3	m	5	0,1389
Питома витрата палива, кг/кВтел.	b_4	$m_{пр.}$	8	0,2222
Вологість палива	b_5	W^P	6	0,1667
Продуктивність за газом, м ³ /год	b_6	$V_{с.газ.}$	2	0,0556
Нижча теплота згоряння газу, МДж/м ³	b_7	Q_H^P	7	0,1944
Питома вартість установки, євро/кВт	b_8	$C_{тут.}$	3	0,0833
Всього			36	1,0

Застосуванням методу зважених сум [161, 162] до нормованих бальних оцінок і вагових коефіцієнтів параметрів установок і виходячи з рівнянь (1.10)–(1.13) отримано рівняння приведенного показника енергоекономічної ефективності:

$$b_{np} = \sum_{i=1}^8 a_i \cdot b_i = 1 + 9 \sum_{i=1}^8 a_i \cdot \tilde{b}_i, \quad (1.15)$$

де: b_{np} – приведений показник енергоекономічної ефективності, бали.

Перевіримо граничні умови: при $\tilde{b}_i=0$ для всіх значень i (найгірші значення) $b_{np}=1$; при $\tilde{b}_i=1$ для всіх значень i (теоретичний ідеал) $b_{np}=10$.

Поєднанням методів зважених сум (1.15), лінійного нормування (1.10) та бальної оцінки критеріїв (1.11) одержано залежність (1.16) для визначення показника енергоекономічної ефективності піролізно-газифікаційних установок:

$$K = b_{np} / 10 = \left(\sum_{i=1}^8 a_i \cdot b_i \right) / 10, \quad (1.16)$$

де: K – коефіцієнт енергоекономічної ефективності установки, $K \in [0,1; 1,0]$. 10 – максимально можливе значення b_{np} у випадку теоретичного ідеалу. Якщо $K \rightarrow 1$, то це означає, що установка наближається до теоретичного ідеалу. Розподіл коефіцієнта енергоекономічної ефективності за моделями піролізно-газифікаційних установок наведено в додатку D.

Виконаємо перевірку узгодженості експертних суджень методом аналізу ієрархій за [160]. Побудуємо матрицю попарних порівнянь $A = \|a_{ij}\|_{8 \times 8}$, де a_{ij} відображає відносну перевагу i -го параметру над j -м за шкалою Т. Сааті 1–9, де $a_{ij} = p_i/p_j$ округлене до найближчого цілого значення шкали, а $a_{ji} = 1/a_{ij}$.

Тоді, з врахуванням [160, 161], індекс узгодженості визначимо як:

$$CI = (\lambda_{\max} - n) / (n - 1), \quad (1.17)$$

де: CI – індекс узгодженості; $\lambda_{\max}$ – максимальне власне число матриці попарних порівнянь A ; $n=8$ – кількість параметрів (розмірність матриці).

Максимальне власне число матриці A визначається залежністю [160, 161]:

$$\lambda_{\max} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{(A \cdot \omega)_i}{\omega_i}, \quad (1.18)$$

де: ω – вектор пріоритетів (8×1), елементи якого ω_i визначаються як середнє арифметичне за рядками нормованої матриці.

Розрахунок елементів ω_i вектору пріоритетів ω за методикою [160, 161]:

$$\omega_i = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n \bar{a}_{ij}, \text{ де } \bar{a}_{ij} = a_{ij} / \sum_{k=1}^n a_{kj}. \quad (1.19)$$

Виходячи з рівняння (1.19) власні числа матриці A становлять:

$$\lambda_i = (A \cdot \omega)_i / \omega_i. \quad (1.20)$$

де: $(A \cdot \omega)_i$ – i -тий елемент вектору-стовпця, отриманий шляхом множення матриці A на вектор пріоритетів ω згідно [160, 161]; $(A \cdot \omega)_i / \omega_i$ – відношення i -го елемента добутку $(A \cdot \omega)$ до відповідного елемента вектору пріоритетів ω . Для ідеально узгодженої матриці це відношення дорівнює n для всіх i .

$$(A \cdot \omega)_i = \sum_{j=1}^n a_{ij} \cdot \omega_j. \quad (1.21)$$

Абсолютне відхилення Δ вагового коефіцієнта a_i (таблиця 1.3) від пріоритету ω_i , визначеного за рівнянням (1.19) методом ієрархій становить:

$$|\Delta| = |a_i - \omega_i|, \quad (1.22)$$

де: a_i – ваговий коефіцієнт; ω_i – елемент вектору пріоритетів.

Коефіцієнт узгодженості, виходячи з рівняння (1.17) розрахуємо як:

$$CR = CI / RI, \quad (1.23)$$

де: $RI=1,41$ – випадковий індекс для $n=8$ за [187].

Результати розрахунків за рівняннями (1.17)–(1.23) наведено в табл. 1.4.

Таблиця 1.4

Результати перевірки узгодженості методом аналізу ієрархій

Бальний показник	ω_i	$(A \cdot \omega)_i$	$\lambda_i = (A \cdot \omega)_i / \omega_i$	$ \Delta = a_i - \omega_i $
b ₁	0,0277	0,225	8,104	0
b ₂	0,1163	0,942	8,0981	0,0052
b ₃	0,1414	1,143	8,0883	0,0025
b ₄	0,2224	1,801	8,1103	0,0002
b ₅	0,1657	1,344	8,1104	0,001
b ₆	0,0617	0,5	8,1019	0,0061
b ₇	0,1834	1,488	8,1107	0,011
b ₈	0,0818	0,662	8,0984	0,0016
Всього	1,0	-	$\lambda_{max}=8,103$	$ \Delta _{max}=0,011$

Оскільки $CR=0,01 < 0,1$ (граничне значення коефіцієнта узгодженості за Т. Сааті [160, 161]), то матриця попарних порівнянь є узгодженою. Максимальне відхилення між a_i і ω_i становить $|\Delta|_{max}=0,011$ і є несуттєвим.

Залежність (1.16) кількісно пов'язує енергетичні та техніко-економічні параметри піролізно-газифікаційних установок з інтегральним коефіцієнтом їх

енергоекономічної ефективності. Це дає змогу оцінити доцільність застосування таких установок у системах електрогенерації на основі ВДЕ.

Найвищі значення приведенного показника енергоекономічної ефективності серед серійних установок мають GP750 ($K=0,694$) і Burkhardt V5.90S ECO 495 ($K=0,68$) (додатки С та D). Їхня перевага зумовлена низькою питомою витратою палива на рівні $0,73\text{--}0,78$ кг/кВт_{ел} та високою теплотою згоряння синтез-газу, що сягає $5,7\text{--}6,25$ МДж/м³.

Багатостадійні установки потужністю понад 500 кВт_{ел}, зокрема SynCraft CW1800-500, Xylowatt NOTAR 750 і GP750, поєднують газифікацію з гібридним піролізом і забезпечують одержання синтез-газу з теплотою згоряння понад $5,5$ МДж/м³. Їх застосування в децентралізованій електрогенерації обмежують значна потреба в паливній сировині та розвиненій логістиці, висока питома вартість ($5348\text{--}6290$ євро/кВт), а також вимоги до вологості та фракційного складу палива. SynCraft CW1800-500 може працювати на трісці вологістю до 50%, однак через високу питому витрату палива $1,51$ кг/кВт_{ел} має $K=0,558$.

Компактні установки потужністю до 100 кВт_{ел}, зокрема Power Pallet PP30 і Spanner Re² НКА70/50, мають конкурентні значення $K=0,606\text{--}0,631$ завдяки низьким значенням витрати палива та питомої вартості $2000\text{--}4400$ євро/кВт. До цього класу за експлуатаційними перевагами наближається Burkhardt V5.90S ECO 220 з $K=0,624$. Такі установки є найбільш придатними для автономних гібридних систем електрогенерації з невисоким енергоспоживанням.

Загалом приведений показник енергоекономічної ефективності серійних установок становить $0,44\text{--}0,69$. Подальше підвищення їх ефективності пов'язане насамперед зі зниженням питомої витрати палива, підвищенням теплоти згоряння синтез-газу та зменшенням питомої вартості обладнання.

1.5. Огляд теоретичних основ процесів піролізу та газифікації рослинної біомаси

Математичний опис процесу термохімічної конверсії біомаси в синтез-газ охоплює такі стадії і тепломасообмінні явища: нагрівання і сушіння палива;

прогрівання окремої частинки з урахуванням її розміру, форми, теплофізичних властивостей; кінетику термічного розкладання компонентів біомаси з утворенням летких, смол і твердого вуглецевого залишку; гетерогенні реакції вуглецевого залишку з агентами газифікації; гомогенні газофазні реакції збагачення газу; міжфазний тепло- і масообмін між парогазовою та твердою фазами. Для кожної з цих стадій у літературі напрацьовано базові математичні моделі, які розглянуто нижче.

Основні теплофізичні рівняння наведені залежностями (1.24) – (1.32).

Рівняння питомої теплоємності вологого палива наведено в роботі [165]:

$$c_{нал} = \frac{c_{с.о.р.} + c_{вол.} \cdot (W^p / 100)}{1 + (W^p / 100)} + A_c, \quad (1.24)$$

де: $c_{нал}$ – питома теплоємність вологого палива, кДж/(кг·°C); $c_{с.о.р.}$ – питома теплоємність сухої органічної речовини с.о.р., кДж/(кг·°C); $c_{вол.}$ – питома теплоємність води, кДж/(кг·°C); W^p – вологість палива, %; A_c – емпіричний коригуючий коефіцієнт, Дж/(кг·°C).

$$A_c = W^p (0,0002355T - 0,0001326W^p - 0,06191), \quad (1.25)$$

де: T – температура палива, °C.

Основні рівняння калориметричного балансу записують у вигляді [14]:

$$Q = c \cdot m \cdot \Delta T, \quad (1.26)$$

де: Q – теплота, кДж; c – питома теплоємність тіла, кДж/(кг·°C); m – маса, кг; ΔT – різниця температур, °C.

Кількість теплоти, яка виділяється чи поглинається під час фазового переходу за сталої температури, представлена рівнянням [14, 17, 157]:

$$Q_{\phi} = L \cdot m, \quad (1.27)$$

де: L – питома теплота фазового переходу, кДж/кг.

Закон збереження енергії для теплового процесу [14, 17].

$$Q_{нід} = \sum Q_{корисн} + \sum Q_{втр} \pm \sum Q_{реак}, \quad (1.28)$$

де: $Q_{реак}$ – теплові ефекти хімічних реакцій, кДж; $Q_{нід}$ – підведена до установки теплота, кДж; $Q_{втр}$ – втрати, кДж; $Q_{корисн}$ – корисно використана теплота, кДж.

Розрахунок теплових ефектів хімічних реакцій за законом Гесса [14, 157]:

$$Q_{реак} = n \cdot \Delta H, \quad (1.29)$$

де: n – кількість речовини, моль, кДж; ΔH – тепловий ефект реакції, кДж/моль.

Для кускової біомаси швидкість і повнота піролізу, окрім кінетики реакцій, залежать від перенесення теплоти з поверхні до центра частинки. Прогрівання частинки описують законом Фур'є та одновимірним нестационарним рівнянням теплопровідності [166–168]. За цим рівнянням визначається температурне поле, тривалість прогрівання та повнота конверсії залежно від розміру частинки:

$$\rho \cdot c_p \frac{\partial T}{\partial \tau} = \frac{1}{r^\theta} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^\theta \lambda \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \dot{q}_{реак} \quad (1.30)$$

де: $\dot{q}_{реак}$ – об'ємна густина теплового ефекту реакцій, Вт/м³; θ – параметр форми частинки (для пластини – 1; для циліндра – 2; для кулі – 3); r – радіальна координата, м; λ – теплопровідність, Вт/(м·К); c_p – питома теплоємність частинки, Дж/(кг·К); ρ – густина частинки кг/м³.

Нагрівання парогазової суміші до реакційної температури визначається теплообміном із шаром розжареного вуглецевого залишку. Для зернистого шару число Нуссельта визначають як функцію чисел Рейнольдса і Прандтля [169–171]. Коефіцієнт міжфазної тепловіддачі та швидкість нагрівання суміші визначають за кореляцією Вакао-Кагуея:

$$Nu = \frac{\alpha d_{e-ef}}{\lambda_{n.-г.сум}} = 2 + 1,1 Re^{0,6} Pr^{\frac{1}{3}} \Rightarrow \alpha = \frac{\lambda_{n.-г.сум}}{d_{e-ef}} \left(2 + 1,1 Re^{0,6} Pr^{\frac{1}{3}} \right), \quad (1.31)$$

де: $\lambda_{n.-г.сум.}$ – теплопровідність парогазової суміші, Вт/(м·°С); Pr , Re , Nu , – числа Прандтля, Рейнольдса і Нюсельта.

Ефективна теплопровідність шару з урахуванням радіаційної складової [157, 166–168]:

$$\lambda_{ef} = (1 - \varepsilon_{ш}) \lambda + \varepsilon_{ш} \cdot \lambda_{газ} + \lambda_{рад}, \quad \lambda_{рад} = 16 \cdot \sigma \cdot T^3 / (3 \cdot \sigma_{екс}), \quad (1.32)$$

де: σ – стала Стефана-Больцмана, Вт/(м²·К⁴); $\sigma_{екс}$ – коефіцієнт екстинкції, 1/м.

Основні стехіометричні рівняння наведені залежностями (1.33)–(1.35).

Закон збереження маси для реакційної системи [14, 17, 157]:

$$\sum m_{\text{вх}} = \sum m_{\text{вих}}. \quad (1.33)$$

Масові частки компонентів суміші визначаються з рівняння [14, 20, 157]:

$$m_j = y_j \cdot m, \quad \sum_j y_j = 1, \quad (1.34)$$

де: y_j – масова частка компонента j .

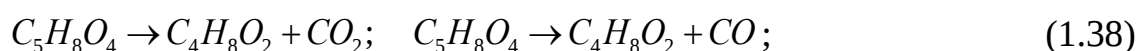
Кількість теплоти, що виділяється під час повного згоряння палива [14, 157]:

$$Q = m \cdot Q_{\text{пал}}^H, \quad (1.35)$$

де: $Q_{\text{пал}}^H$ – нижча питома теплота згоряння палива, МДж/кг.

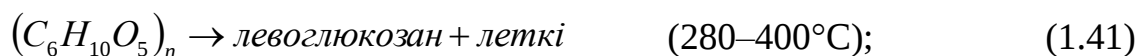
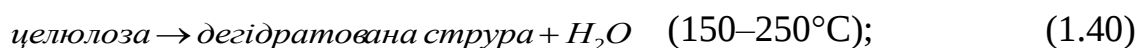
Основні хімічні реакції піролітичного розкладання компонентів біомаси за дослідженнями [14, 157]:

Основні хімічні реакції розкладання геміцелюлози:

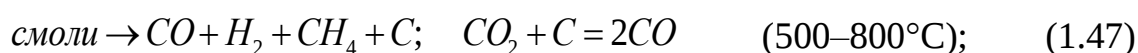
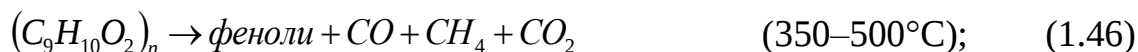


де: $C_xH_yO_z$ – леткі смоли; $C_{\text{біовуг}}$ – біовугілля.

Основні хімічні реакції розкладання целюлози:

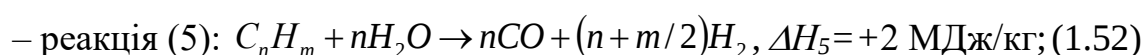
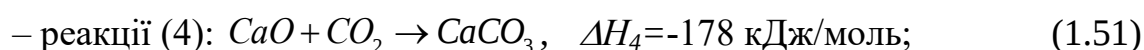
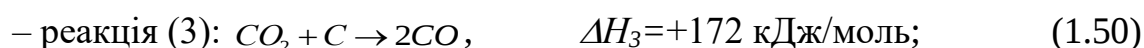
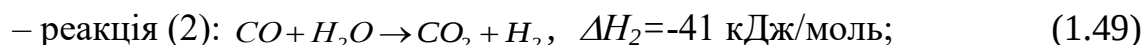
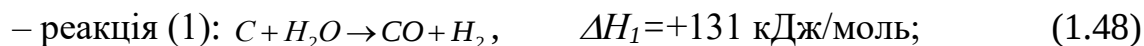


Основні хімічні реакції розкладання лігніну:



де: $Ar-OCH_3$ – метоксильна група; $Ar-OH$ – фенольний залишок; CH_3OH – метанол.

Основні хімічні реакції зони газифікації з урахуванням обробки деревного вугілля Fe/Ca каталізатором [14, 17, 20, 157]:



Швидкість термічного розкладання залежить від температури та частки неперетвореної сировини. У найпростішому наближенні процес описують одностадійною реакцією першого порядку, а температурну залежність константи швидкості – рівнянням Арреніуса. Ступінь і швидкість розкладання та сумарний вихід летких визначають за рівнянням [168, 172]:

$$d\alpha / d\tau = A \cdot \exp(E / R \cdot T) (1 - \alpha)^n, \quad (1.54)$$

де: n – порядок реакції; T – температура, К; R – універсальна газова стала, Дж/(моль·К); E – енергія активації, Дж/моль; A – передекспоненційний множник, c^{-1} ; α – ступінь конверсії.

Модель використовують для роздільного розрахунку конверсії компонентів та їхніх окремих продуктів піролізу [168, 172].

$$dm / d\tau = \sum_i c_i (d\alpha_i / d\tau) \quad i \in \{гем; цел; ліг\}, \quad (1.55)$$

де: m – маса біомаси, кг; c_i – масова частка компонента i біомаси.

Основні залежності тепломасообміну в шарі представлені рівняннями (1.56)–(1.58).

Для розрахунків введено поняття ефективного (об'ємно-поверхневого) діаметра частинки палива d_{e-ef} . За [167, 173] ефективний діаметр частинки палива, відомий як діаметр Заутера, визначається як діаметр сфери, що має таке саме відношення об'єму до площі поверхні, як і досліджувана частинка:

$$d_{e-ef} = 6V / S = 3abc / (ab + bc + ca), \quad (1.56)$$

де: S – площа поверхні, мм²; V – об'єм частинки, мм³; a, b, c – лінійні розміри частинки мм.

На рівні одиничної частинки палива інтенсивність теплообміну оцінюється тепловим числом Біо (B_i), яке, на рівні з числами піролізу P_y, P_y' , визначає тепловий режим частинки у нестационарному тепловому полі.

$$B_i = h \cdot R_{част} / \lambda \quad (1.57)$$

де: B_i – теплове число Біо; h – сумарний коефіцієнт теплообміну частинки в шарі, Вт/(м²·°C); $R_{част}$ – радіус частинки палива, м; λ – коефіцієнт теплопровідності частинок палива, Вт/(м·°C) [174, 175].

Для інженерної оцінки тривалості піролізу без розрахунку температурного поля частинки використовують залежності, що враховують кінетику реакцій і теплопередачу [166]. Для частинок понад 3 см процес обмежено перенесенням теплоти до їх внутрішніх шарів. Тривалість піролізу визначають з урахуванням густини, ефективної теплопровідності частинки, теплового ефекту розкладання:

$$\tau_{nir} = \frac{r_{e-ef}^2 \cdot \rho_{нал} \cdot \Delta H_{nir}}{240 \cdot \lambda_{ef} (T_0 - T_C)}, \quad (1.58)$$

де: τ_{nir} – тривалість піролізу частинки, с; $\rho_{нал}$ – густина палива, кг/м³; ΔH_{nir} – питома теплота піролітичного розкладання, Дж/кг; $(T_0 - T_C)$ – різниця температур між середовищем і поверхнею частинки, °C.

Ефективність процесу характеризують часткою хімічної енергії сировини, перетвореної на енергію синтез-газу, та повнотою використання вуглецю [150]:

$$\eta_{х.с.-газ} = \dot{m}_{с.-газ} Q_{с.газ}^H / \dot{m}_{нал} Q_{нал}^H, \quad (1.59)$$

де: $\eta_{х.с.-газ}$ – ККД холодного газу; $\dot{m}_{нал}$, $\dot{m}_{с.-газ}$ – масові витрати газу і палива.

$$X_C = (n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4}) / n_{с,нал}, \quad (1.60)$$

де: X_C – ступінь конверсії вуглецю [150].

Більша частина залежностей (1.24)–(1.60) розроблена для традиційних піролізу і газифікації з повітряним/парокисневим дуттям, автотермічним підведенням теплоти внаслідок часткового окиснення палива.

1.6. Висновки до розділу

1. Аналіз установок стадійної конверсії біомаси виявив їх спільні недоліки. Повітряне дуття в установках з щільним шаром розбавляє синтез-газ азотом, знижуючи теплоту згоряння. Технології з псевдозрідженим та циркулюючим шарами конструкційно складні і потребують достатньої кількості коксового залишку для автотермічної роботи. Каталітичний риформінг є нестабільним через дезактивацію каталізатора. Тому доцільною є розробка конструкційно простої установки з непрямим електронагрівом, що забезпечує одержання висококалорійного безазотного синтез-газу та внутрішньореакторне розкладання смол для гібридних систем електрогенерації на основі ВДЕ.

2. Співвідношення целюлози, геміцелюлози та лігніну визначає температурні інтервали розкладання і вихід летких речовин та коксу. Вологість впливає на температуру реакційних зон, водно-газовий зсув і теплоту згоряння синтез-газу, а розмір частинок – на тепломасоперенос і повноту конверсії. Оскільки ці властивості залежать від виду біомаси, параметри конкретної сировини необхідно визначати експериментально.

3. Визначено показник енергоекономічної ефективності установок стадійної конверсії біомаси на основі скорингового методу у поєднанні з методом зважених сум, нормуванням і бальною оцінкою критеріїв, що дає змогу визначати перспективні типи установок для подальшого використання в системі електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії. Аналіз показав, що коефіцієнт енергоекономічної ефективності сучасних піролізно-газифікаційних установок становить лише 0,44–0,69, що вказує на потребу їх подальшого конструктивного вдосконалення.

4. Більшість відомих математичних залежностей розроблено для автотермічних умов перебігу газифікації з надходженням у реакційну зону повітря, кисню або водяної пари. Для опису конверсії біомаси без повітряного дуття, що має місце в алотермічних піролізно-газифікаційних установках, ці залежності потребують удосконалення.

РОЗДІЛ 2

ОБГРУНТУВАННЯ ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ ПІРОЛІЗНО-ГАЗИФІКАЦІЙНОГО ПРОЦЕСУ

2.1. Математичне моделювання піролізно-газифікаційного процесу розкладання біомаси в синтез-газ

В алотермічних піролізно-газифікаційних установках з просторово розділеними зонами піролізу і газифікації температурний режим процесу не залежить від часткового окислення палива, оскільки тепло надходить ззовні. За відсутності повітряного дуття основним параметром керування стає потужність електронагріву замість коефіцієнту надлишку повітря. Розділення реакційних зон дає змогу окремо розглядати піроліз біомаси та каталітичну газифікацію. Вологість у цих процесах має подвійний вплив: бере участь в утворенні CO і H_2 та, водночас, збільшує теплові витрати, знижує температуру шару, уповільнює термохімічне перетворення. Для опису процесу необхідно розробити математичну модель, що складається з чотирьох взаємопов'язаних блоків рівнянь: нагрівання і сушіння біомаси; піролізу її компонентів; газифікації (відновлення і збагачення парогазової суміші); матеріального балансу продуктів.

Вихідні положення для розроблення моделі:

- піролізно-газифікаційна установка працює за алотермічним режимом: замість повітряного дуття використано електронагріву реакційних зон, отже основні окисники процесу – хімічно зв'язаний кисень біомаси та водяна пара;

- зони піролізу і газифікації (у якій протікають процеси відновлення парогазової суміші до синтез-газу і збагачення утвореного газу горючими компонентами CO і H_2) просторово розділені. Зона газифікації заповнена вуглецевим сорбційно-каталітичним матеріалом (каталізованим деревним вугіллям) з температурою шару 800–1000°C;

– основним параметром несферичної частинки біомаси є ефективний діаметр за (1.56), а режим прогрівання визначається числом Біо за (1.57);

– керуючими параметрами процесу прийнято: потужність електронагріву; вологість кускової біомаси; ефективний діаметр частинок біомаси.

Для моделювання було прийнято наступні припущення і спрощення:

– перенесення теплоти у частинці біомаси розглядається як одновимірна симетрична задача, нагрівання частинки є квазірівномірним;

– початкові температуру і вологість біомаси приймаємо рівномірними в усьому об'ємі сировини;

– усадкою та розтріскуванням частинок біомаси нехтуємо;

– недопал становить 10% від загальної кількості вуглецю біомаси;

– зовнішній і внутрішній теплообмін частинки мають співмірний вплив, збільшення часу прогрівання від вмісту вологи є лінійним;

– у складі синтез-газу N_2 і O_2 відсутні оскільки процес протікає без повітряного дуття, отже, з матеріального та теплового балансів вони вилучені;

– основні реакції зони газифікації є повними за наявності розжареного до 800–1000°C деревного вугілля, обробленого каталізатором;

– дія Fe/Ca каталізатора стала і врахована каталітичним множником;

– масові виходи продуктів піролізу основних компонентів біомаси (лігніну, целюлози та геміцелюлози) прийнято за усередненими даними;

– смоли, хімічна вода та CO_2 повністю розкладаються на CO , H_2 і CH_4 ;

– парогазова суміш є ідеальним газом в умовах ідеального змішування, отже теплотою змішування складових газу нехтуємо, оскільки вона менша 3%.

– в межах установки градієнти тиску та температури не враховуються;

2.1.1. Загальне рівняння теплового балансу процесу і балансу мас

Оскільки піролізно-газифікаційний процес складається з сукупності послідовних стадій, які пов'язані спільними потоками речовини та енергії,

вихідним для моделювання на основі закону збереження енергії (1.28) складено рівняння теплового балансу всього процесу у диференціальній формі:

$$Q_{\text{пал}}^H \frac{dm_{\text{с.о.р.}}}{d\tau} + c_{\text{с.о.р.}} (T_{\text{пал}} - T_0) \frac{dm_{\text{с.о.р.}}}{d\tau} + c_{\text{вол.}} (T_{\text{пал}} - T_0) \frac{dm_{\text{вол.}}}{d\tau} + P_{\text{ел.н.}} \cdot k = \sum_i Q_{\text{H},i} \frac{dm_i}{d\tau} + c_{\text{с.газ}} (T_{\text{с.газ}} - T_0) \frac{dm_{\text{с.газ}}}{d\tau} + i_{\text{пару}} \frac{dm_{\text{пару}}}{d\tau} + Q_{\text{кокс}}^H \frac{dm_{\text{кокс}}}{d\tau} + c_{\text{т.з.}} (T_{\text{т.з.}} - T_0) \frac{dm_{\text{т.з.}}}{d\tau} + \dot{Q}_{\text{втрат}} + \frac{dU}{d\tau}, \quad (2.1)$$

де: $dU/d\tau$ – швидкість накопичення енергії в завантаженні, кВт; $\dot{Q}_{\text{втрат}}$ – потужність теплових втрат, кВт; $T_{\text{пал}}$, $T_{\text{с.газ}}$, $T_{\text{т.з.}}$ – температура палива, синтез-газу та коксового залишку відповідно, °C; T_0 – початкова температура установки з паливом, $T_0=25^\circ\text{C}$; $Q_{\text{H},i}$ – питома теплота згоряння i -го компонента газу, МДж/кг; $Q_{\text{кокс}}^H$ – теплота згоряння вуглецевого залишку, МДж/кг; $i_{\text{пару}}$ – ентальпія водяної пари, що включає теплоту пароутворення, кДж/кг; $c_{\text{с.газ}}$, $c_{\text{т.з.}}$ – питома теплоємність синтез-газу та коксового залишку, кДж/(кг·°C); $P_{\text{ел.н.}}$ – потужність нагрівачів, кВт; k – коефіцієнт ефективності нагрівання зони; $m_{\text{кокс.}}$, $m_{\text{т.з.}}$ – маса коксу та твердого залишку, (недопал, зола, карбонат кальцію) відповідно, кг.

Частину надходжень до (2.1) становлять хімічна енергія с.о.р. палива, фізична теплота вологого палива та корисно використана енергія нагрівачів. Витратна частина – хімічна енергія газу і недопалу, фізична теплота продуктів процесу, теплові втрати, накопичення енергії в завантаженні.

Параметр $dU/d\tau$ у витратній частині рівняння (2.1) враховує періодичний режим роботи установки і визначається виходячи з [14, 17, 20, 157] як:

$$\frac{dU}{d\tau} = \frac{d}{d\tau} \left[\sum_j c_j \cdot m_j(\tau) (T_j(\tau) - T_0) \right], \quad (2.2)$$

де: τ – час; $m_j(\tau)$ – маса компонента j в момент часу τ , кг; $T_j(\tau)$ – поточна температура j -го компонента в момент часу τ , °C; c_j – питома теплоємність компонента j , Дж/(кг·°C).

Користуючись рівнянням (1.33) виведемо для піролізно-газифікаційного процесу баланс мас:

$$\frac{dm_{\text{с.о.р.}}}{d\tau} + \frac{dm_{\text{вол.}}}{d\tau} = \frac{dm_{\text{с.газ.}}}{d\tau} + \frac{dm_{\text{пару.}}}{d\tau} + \frac{dm_{\text{кокс}}}{d\tau} + \frac{dm_{\text{зола.}}}{d\tau} + \frac{dm_{\text{CaCO}_3}}{d\tau}, \quad (2.3)$$

де: m_{CaCO_3} – маса карбонату кальцію за реакцією (4) рівняння (1.51).

Оксид заліза виконує функцію каталізатора: впливає на швидкість реакцій зони газифікації, але не витрачається і не входить до теплового балансу (2.1). Оксид кальцію реагує з CO_2 з утворенням CaCO_3 і виділенням 178 кДж/моль теплоти, частково компенсуючи ендотермічні витрати. У (2.1) це враховано вилученням CO_2 із газу та включенням карбонату кальцію до твердого залишку.

2.1.2. Математичне моделювання процесів нагрівання і сушіння біомаси

Під час нагрівання біомаса, насамперед, втрачає вологу. Оскільки теплоємність вологого палива змінюється при нагріванні, то підстановкою рівняння (1.24) в основне рівняння калориметричного балансу (1.26) визначимо теплоту, необхідну для нагрівання палива до температури кипіння води:

$$Q_{\text{нагр}} = c_{\text{нал}} \cdot m \cdot \Delta T_1, \quad (2.4)$$

де: $Q_{\text{нагр}}$ – теплота на нагрівання вологого палива, кДж; ΔT_1 – різниця температур T_0 і $T_{\text{кін}}$ ($T_0=25^\circ\text{C}$; $T_{\text{кін}}=100^\circ\text{C}$), $^\circ\text{C}$.

Оскільки нагрівання реакційної зони здійснюється з наперед заданою швидкістю, то згідно [20, 157] шляхом ділення ΔT_1 на швидкість нагрівання маємо:

$$\tau_{\text{нагр}(100)} = \Delta T_1 / v_{\text{нагр}}, \quad (2.5)$$

де: $\tau_{\text{нагр}(100)}$ – тривалість нагрівання палива від 25 до 100°C , хв; $v_{\text{нагр}}$ – швидкість нагрівання, $^\circ\text{C}/\text{хв}$.

Необхідна потужність нагрівачів на стадії згідно [20, 157] становить:

$$P_{\text{ел.н.1}} = Q_{\text{нагр}} / \tau_{\text{нагр}(100)} \cdot k, \quad (2.6)$$

де: $P_{\text{ел.н.1}}$ – необхідна потужність нагрівачів на стадії, кВт.

Теплоту на випаровування води визначимо за рівнянням (1.27):

$$Q_{\text{вип}} = L \cdot m_{\text{вол}}, \quad (2.7)$$

де: $Q_{\text{вип}}$ – теплота, необхідна на пароутворення, кДж; L – питома теплота пароутворення, кДж/кг; $m_{\text{вол}}$ – маса води палива, кг.

Застосовуючи рівняння (1.26) розрахуємо кількість теплоти для розігрівання зони газифікації:

$$Q_{газ} = c_{д.в.} \cdot m_{д.в.} \cdot \Delta T_2, \quad (2.8)$$

де: $m_{д.в.}$ – маса деревного вугілля, кг; $c_{д.в.}$ – питома теплоємність деревного вугілля, кДж/(кг·К); ΔT_2 – різниця температур T_0 і $T_{кін}$ ($T_0=100^\circ\text{C}$; $T_{кін}=1000^\circ\text{C}$); $Q_{газ.}$ – теплота, необхідна на розігрівання зони газифікації, кДж;.

Потужність для розігрівання зони газифікації згідно [20, 157]:

$$P_{ел.н.2} = Q_{газ} / \tau_{нагр(1000)} \cdot k, \quad (2.9)$$

де: $\tau_{нагр(1000)}$ – тривалість нагрівання деревного вугілля до 1000°C , хв; $P_{ел.н.2}$ – необхідна потужність нагрівачів, кВт.

Водяну пару, утворену за температури 100°C , необхідно перегріти до температури реакції утворення водяного газу до 800°C . Отже, виходячи з рівняння (1.26) маємо:

$$Q_{пари} = c_{пари} \cdot m_{вол} \cdot \Delta T_3, \quad (2.10)$$

де: $Q_{пари}$ – теплота на перегрів пари до 800°C , кДж; $c_{пари}$ – питома теплоємність водяної пари, кДж/(кг·К); ΔT_3 – різниця температур ($T_0=100^\circ\text{C}$; $T_{кін}=800^\circ\text{C}$).

Запас теплоти розжареного деревного вугілля, виходячи з рівняння (1.26):

$$Q_{д.в.} = c_{д.в.} \cdot m_{д.в.} \cdot \Delta T_{д.в.}, \quad (2.11)$$

де: $\Delta T_{д.в.}$ – можливе зниження температури деревного вугілля з 1000 до 800°C ; $Q_{д.в.}$ – запас теплоти розжареного деревного вугілля, кДж.

Необхідна потужність нагрівачів, з врахуванням [20, 157], становитиме:

$$P_{ел.н.3} = (Q_{пари} - Q_{д.в.}) / \tau_{1000} \cdot k, \quad (2.12)$$

де: $P_{ел.н.3}$ – потужність нагрівачів, кВт.

Перегріта водяна пара взаємодіє з розжареним вуглецем за реакцією (1) рівняння (1.48). За законом Авогадро кількість водяної пари, що надходить до зони з вологою палива [157]:

$$n_{H_2O}^{нал} = m_{вол} / M_{H_2O}, \quad (2.13)$$

де: $n_{H_2O}^{нал}$ – кількість речовини пари, моль; M_{H_2O} – молярна маса H_2O , г/моль.

Підстановкою (2.13) в стехіометричні співвідношення реакції (1) рівняння (1.48) визначимо кількість утворених газів. Їх масу, об'єм і теплоту згоряння обчислимо за рівнянням (1.35) та законом Авогадро, наведеним в [157]:

$$\begin{aligned} m_{CO} &= n_{CO} \cdot M_{CO}; & V_{CO} &= n_{CO} \cdot V_m; & Q_{CO} &= m_{CO} \cdot Q_{H,CO}; \\ m_{H_2} &= n_{H_2} \cdot M_{H_2}; & V_{H_2} &= n_{H_2} \cdot V_m; & Q_{H_2} &= m_{H_2} \cdot Q_{H,H_2}. \end{aligned} \quad (2.14)$$

де: M_i – молярна маса i -го компонента, г/моль; V_m – молярний об'єм ідеального газу, л/моль; $Q_{H,i}$ – питома теплота згоряння i -го компонента, МДж/кг.

Підставивши ентальпію реакції (1) рівняння (1.48) і кількість речовини (2.13) у рівняння (1.29) з врахуванням [157], визначимо теплоту, необхідну для утворення водяного газу:

$$Q_p = n_{H_2O}^{нал} \cdot \Delta H_1, \quad (2.15)$$

де: Q_p – теплота на протікання реакції утворення водяного газу, кДж.

Необхідна потужність нагрівачів, з врахуванням [20, 157], становитиме:

$$P_{ел.н.4} = Q_p / \tau_{(1000)} \cdot k, \quad (2.16)$$

де: $P_{ел.н.4}$ – необхідна потужність нагрівачів, кВт.

Частина водню витрачається на утворення метану за екзотермічною реакцією (6) рівняння (1.53), теплота якої частково компенсує енерговитрати процесу. За стехіометрією реакції та рівнянням (1.29) визначимо:

$$n_{CH_4}^{p.6} = 0,5x_m \cdot n_{H_2}, \quad (2.17)$$

де: $n_{CH_4}^{p.6}$ – кількість метану, утвореного за реакцією (6), моль; x_m – частка водню, що бере участь в реакції метанування.

За [14, 20, 157] теплота, що повертається під час утворення метану:

$$Q_{CH_4}^{p.6} = n_{CH_4}^{p.6} \cdot |\Delta H_6|, \quad (2.18)$$

де: $Q_{CH_4}^{p.6}$ – теплота, що повертається під час метанування, кДж; ΔH_6 – ентальпія реакції (6) рівняння (1.53), кДж/моль.

Реакції (1) і (6) споживають вуглець шару. Підставивши (2.17) у рівняння (1.34), визначимо витрати вуглецю:

$$m_C = (n_C + n_{CH_4}^{p.6})M_C, \quad (2.19)$$

де: m_C – маса вуглецю, що витрачається в зоні газифікації, г; M_C – молярна маса вуглецю, г/моль; n_C – кількість вуглецю, витраченого за реакцією (1), моль.

Підсумувавши складові (2.4), (2.7), (2.8), (2.10), (2.11), (2.15) і (2.18) відповідно до закону збереження енергії (1.28) отримаємо рівняння сумарної теплоти, підведеної на етапі нагрівання і сушіння вологого палива:

$$Q_{\sum_{наг.-суш.}} = Q_{нагр} + Q_{вип} + Q_{газ.} + Q_{пар} - Q_{д.в.} + Q_p - Q_{CH_4}, \quad (2.20)$$

де: $Q_{\sum_{наг.-суш.}}$ – сумарна теплота, підведена на процеси нагрівання і сушіння вологого палива, кДж.

Рівняння (2.4)–(2.20) описують стадію нагрівання і сушіння в інтегральному вигляді. Рівняння теплового балансу (1.28) у диференціальній формі відносно швидкості зміни температури матиме вигляд:

$$dT / d\tau = [P_{ел.н.} \cdot k - \dot{Q}_{вип}(\tau)] / (c_{нал}(T) \cdot m), \quad (2.21)$$

де: $\dot{Q}_{вип}$ – миттєва потужність, підведена на випаровування води, кВт.

Швидкість втрати води в період сталої швидкості сушіння виходячи з [168, 176, 177]:

$$dW^p / d\tau = -(j_{пар} \cdot F_q / \rho_{с.о.р.} \cdot V_q), \quad j_{пар} = \beta(p_H - p) \quad (2.22)$$

де: β – коефіцієнт масовіддачі, кг/(м²·с·Па); V_q – об'єм частинки, м³; $\rho_{с.о.р.}$ – густина с. о. р., кг/м³; $j_{пар}$ – потік пари з поверхні, кг/(м²·с); F_q – площа поверхні, м²; $p_H - p$ – різниця парціальних тисків пари в середовищі і насиченої, Па.

Інтегруванням рівнянь (2.21) та (2.22) за часом отримаємо значення температури та вологості палива:

$$T(\tau) = T_0 + \int_0^\tau P_{ел.н.} \cdot k - \dot{Q}_{вип} / (c_{нал} \cdot m). \quad (2.23)$$

$$W^p(\tau) = W_0^p - \int_0^\tau \frac{j_{пар} \cdot F_q}{\rho_{с.о.р.} \cdot V_q} d\tau. \quad (2.24)$$

Початкові і граничні умови інтегрування рівнянь (2.23) і (2.24):

$$T(0)=T_0=25^\circ\text{C}; W^p(0)=W_0^p; T(\tau_{нар(100)})=100^\circ\text{C}. \quad (2.25)$$

Причому $\dot{Q}_{вип} > 0$ лише за умови $T \geq T_{вип}=100^\circ\text{C}$,

де: W_0^p – початкова вологість палива.

2.1.3. Математичне моделювання процесів зони піролізу біомаси

Парогазова суміш та смоли, утворені під час піролізу основних компонентів j біомаси (геміцелюлози, целюлози і лігніну), у газоподібному стані надходять у зону газифікації. З реакцій дегідратації, представлених рівняннями (1.37), (1.40), (1.44), видно, що кожний компонент виділяє хімічно зв'язану вологу. Кількість хімічної води, виділена під час дегідратації за [168, 176, 177]:

$$n_j = m_{0j} / M_j, \quad (2.26)$$

де: n_j – кількість мономерних ланок j -го компонента, моль; M_j – молярна маса ланки j -го компонента, г/моль; m_{0j} – початкова маса j -го компонента, кг.

$$m_{H_2O}^{xim} = \sum_j \nu_{deg,j} \cdot n_j \cdot M_{H_2O}, \quad (2.27)$$

де: $m_{H_2O}^{xim}$ – маса хімічної води піролізу, кг; $\nu_{deg,j}$ – стехіометричний коефіцієнт дегідратації, тобто число молекул води, що від'єднуються від ланки.

С.о.р. біомаси нагрівають від 150 до 800°C зі сталою швидкістю. Застосувавши (1.26) до с.о.р. за аналогією до рівнянь (2.4) – (2.6) визначимо тривалість, теплоту та потужність нагрівання на стадії піролізу:

$$\tau_{наг.пир} = \Delta T_5 / \nu_{наг}, \quad (2.28)$$

де: $\tau_{наг.пир}$ – тривалість нагрівання с.о.р. на стадії піролізу, хв; ΔT_5 – зміна температури с.о.р. на стадії піролізу (від 150 до 800°C), °C.

$$Q_{наг.пир.} = c_{с.о.р.} \cdot m_{с.о.р.} \cdot \Delta T_5 \cdot k_z, \quad (2.29)$$

де: $Q_{наг.пир.}$ – теплота, підведена на нагрівання, кДж; k_z – коефіцієнт зменшення маси с.о.р. під час піролізу.

$$P_{ел.н.5} = Q_{нагр.пир} / \tau_{нагр.пир} \cdot k \quad (2.30)$$

де: $P_{ел.н.5}$ – необхідна потужність нагрівачів, кВт.

Оскільки компоненти біомаси розкладаються незалежно, підстановкою масових часток в рівняння (1.34), з врахуванням рекомендацій [14, 168, 176, 177] визначимо початкову масу кожного компонента з урахуванням зольності:

$$m_{0j} = y_i \cdot m_{с.о.р.}; \quad \sum_j y_j + y_{зола} = 1; \quad j \in \{гем; цел; лігнін\} \quad (2.31)$$

де: m_{0j} – початкова маса компонента j ; y_i – масова частка компонента j у с.о.р.; $y_{зола}$ – масова частка золи.

Оскільки кожен компонент розкладається неповністю, тому масу летких і вуглецевого залишку, користуючись роботами [14, 20, 157], визначимо через ступінь його конверсії:

$$\Delta m_{V,j} = v_{0j} \omega_j m_{0j}; \quad m_{бiоуг,j} = m_{0j}(1 - v_{0j} \omega_j), \quad (2.32)$$

де: $\Delta m_{V,j}$ – маса первинних летких, що виділилися з компонента j , кг; v_{0j} – гранична частка летких у компоненті j ; ω_j – ступінь конверсії компонента j , значення якого як функція керуючих параметрів встановлюється в підрозділі 2.2.3; $m_{бiоуг,j}$ – маса вуглецевого залишку компонента j , кг.

За масою летких (2.32) та співвідношеннями [168, 176, 177] визначимо вихід продуктів піролізу кожного компонента::

$$m_{i,j} = y_{i,j} \Delta m_{V,j} = y_{i,j} v_{0j} \omega_j y_j m_{0j}; \quad (2.33)$$

$$n_{i,j} = m_{i,j} / M_i; \quad V_{i,j} = n_{i,j} \cdot V_m,$$

де: $m_{i,j}$ – маса i -го газоподібного продукту j -го компонента, кг; $y_{i,j}$ – масова частка i -го продукту в летких компонента j ; $n_{i,j}$ – кількість речовини продукту i з компонента j , моль; M_i – молярна маса продукту i , кг/моль; $V_{i,j}$ – об'єм продукту i (за н.у.), м³; V_m – молярний об'єм ідеального газу, м³/моль.

Користуючись [168, 176, 177] умову нормування масових часток летких продуктів компонента j :

$$\sum_i y_{i,j} + y_{смол,j} = 1, \quad (2.34)$$

де: $y_{смол,j}$ – масова частка смол в летких компонента j ; $j \in \{\text{гем.}; \text{цел.}; \text{лігнін}\}$; $i \in \{\text{CO}; \text{H}_2; \text{CH}_4; \text{CO}_2; \text{C}_2\text{H}_4\}$.

Застосувавши закон Гесса до реакцій дегідратації з кількостями речовини (2.26), а також помноживши маси компонентів (2.31) на питомі енерговитрати піролізу, визначимо теплові ефекти стадії:

$$Q_{дег} = \sum_j v_{дег,j} n_j \cdot \Delta H_{дег,j}, \quad (2.35)$$

де: $Q_{дег}$ – теплота дегідратації, кДж; $\Delta H_{дег,j}$ – ентальпія дегідратації компонента j , кДж/моль; $v_{дег,j}$ – це стехіометричний коефіцієнт дегідратації компонента j .

Помноживши маси компонентів (2.31) на питомі енерговитрати їх піролізу та скориставшись принципом адитивності теплоти, сумарні витрати теплоти на піроліз с.о.р. визначимо як:

$$Q_{nir} = \sum_j m_j \cdot E_{nir,j}, \quad (2.36)$$

де: Q_{nir} – витрати теплоти на піроліз с.о.р., кДж; $E_{nir,j}$ – питомі енерговитрати на піроліз компонента j , кДж/кг. Оскільки дегідратація є екзотермічною, $\Delta H_{deg,j} < 0$, то теплота за рівнянням (2.35) зменшує сумарні витрати на піроліз.

Ступінь конверсії ω_j , що входить у рівняння (2.32)–(2.33), як функція трьох параметрів керування встановлюється в підрозділі 2.2.3.

2.1.4. Математичне моделювання процесів зони газифікації

Піролізна парогазова суміш в зоні газифікації зазнає високотемпературного перетворення на шарі вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу за реакціями (1)–(6) рівнянь (1.48–1.53). Матеріал просочують нітратами заліза і кальцію. За масою нітратів визначимо масу утворених оксидів та їх вміст у каталізаторі:

Виходячи з [14, 168, 176] розрахуємо кількість речовини заліза, кальцію і масову частку каталізатора:

$$\begin{aligned} n_{Fe} &= m_{Fe(NO_3)_3 \cdot 9H_2O} / M_{Fe(NO_3)_3 \cdot 9H_2O}; \\ n_{Ca} &= m_{Ca(NO_3)_2 \cdot 4H_2O} / M_{Ca(NO_3)_2 \cdot 4H_2O}; \\ L &= (m_{Fe_2O_3} + m_{CaO}) / m_{d.в.} \end{aligned} \quad (2.37)$$

де: n_{Fe} , n_{Ca} – кількість речовини Fe і Ca, моль; $M_{Fe(NO_3)_3 \cdot 9H_2O}$, $M_{Ca(NO_3)_2 \cdot 4H_2O}$ – молярні маси нітратів заліза і кальцію, г/моль; $m_{d.в.}$, $m_{Fe_2O_3}$, m_{CaO} , – маси деревного вугілля, оксидів заліза і кальцію, кг; L – масова частка каталізатора.

Загальна кількість води-реагенту зони газифікації складається з природної вологи палива (2.13) та хімічної води піролізу (2.27):

$$n_{H_2O}^{заг} = (mW^P + n_{H_2O}^{xlm}) / M_{H_2O}, \quad (2.38)$$

де: $n_{H_2O}^{заг}$ – загальна кількість речовини води, що надходить у зону газифікації, моль; M_{H_2O} – молярна маса H_2O , г/моль.

Оскільки Fe каталізує реакції водяного газового зсуву та крекінгу смол, введення до рівняння Арреніуса каталітичного множника, пропорційного завантаженню заліза за рівнянням (2.37), дає диференціальну форму кінетичних рівнянь конверсії в зоні газифікації:

$$\frac{d\xi_r}{d\tau} = \chi_{кат} k_{0,r} \exp\left(-\frac{E_r}{R \cdot T_{\partial.в.}}\right) (1 - \xi_r), \quad r \in \{p.1, p.2, p.3, p.5\}; \quad (2.39)$$

$$\chi_{кат} = 1 + k_{Fe} L,$$

де: ξ_r – ступінь перетворення хімічної реакції r рівнянь (1.48)–(1.53); $k_{0,r}$ – передекспоненціальний множник реакції r , c^{-1} ; E_r – енергія активації хімічної реакції r , Дж/моль; R – універсальна газова стала рівна 8,314 Дж/(моль·К); $\chi_{кат}$ – каталітичний множник; k_{Fe} – коефіцієнт підсилення Fe-каталізатором.

Інтегруючи рівняння (2.39) за часом перебування парогазової суміші в шарі при квазістаціонарній температурі, визначимо ступені перетворення r :

$$\xi_r(T_{\partial.в.}, \tau_{кат}) = 1 - \exp\left[-\chi_{кат} k_{0,r} \tau_{кат} \exp(-E_r / (R \cdot T_{\partial.в.}))\right], \quad r \in \{p.1, p.2, p.3, p.5\}, \quad (2.40)$$

де: $\tau_{кат}$ – час проходження сумішшю піролізних газів шару деревного вугілля, с; $\chi_{кат} k_{0,r} \tau_{кат} \exp(-E_r / (R \cdot T_{\partial.в.}))$ – кількість хімічних перетворень.

Величини $T_{\partial.в.}$ і $\tau_{кат}$ як функції керуючих параметрів встановлені в підрозділі 2.2.4.

Сорбція діоксиду вуглецю за реакцією (4) рівняння (1.51) обмежена кількістю сорбенту, тому з умови збереження маси (1.33) її ступінь опишемо як:

$$\xi_{(p.4)} = \min(1; n_{CaO} / n_{CO_2}) \eta_c \quad (2.41)$$

де: $\xi_{(p.4)}$ – ступінь сорбції CO_2 на CaO за реакцією (4); n_{CaO} – кількість CaO -сорбенту, моль; n_{CO_2} – кількість CO_2 , моль; η_c – коефіцієнт використання сорбенту.

Реакції (2) водяного зсуву рівняння (1.49) відповідно є екзотермічною, тому за температури 800–1000°C їх рівновага зміщена вліво, отже застосування рівняння (2.40) за розрахунками свідчило б про фізично

неможливе повне перетворення оксиду вуглецю. Тому на основі константи хімічної рівноваги [168] введено рівноважне обмеження ступеня перетворення:

$$\xi_{(p.2)}^{р\acute{и}вн} = \frac{A - \sqrt{A^2 - 4(K_{р\acute{и}вн} - 1)(K_{р\acute{и}вн}\beta - \gamma\delta)}}{2(K_{р\acute{и}вн} - 1)}, \quad (2.42)$$

$$A = K_{р\acute{и}вн}(1 + \beta) + \gamma + \delta$$

де: $\xi_{(p.2)}^{р\acute{и}вн}$ – рівноважний ступінь перетворення; ξ – безрозмірний ступінь перебігу реакції водяного газового зсуву, віднесений до початкової кількості CO; $K_{р\acute{и}вн}$ – константа рівноваги реакції водяного зсуву за (1.49); β , γ , δ – початкові мольні співвідношення відповідно H_2O/CO , CO_2/CO та H_2/CO у газовій суміші.

$$\xi_{(p.2)}^{р\acute{и}вн} = \min(\xi_{(p.2)}^{кін}; \xi_{(p.2)}^{р\acute{и}вн}); \quad 0 \leq \xi_{(p.2)}^{кін} \leq \min(1; \beta), \quad (2.43)$$

$$\beta = n_{H_2O}^0 / n_{CO}^0; \quad \gamma = n_{CO_2}^0 / n_{CO}^0; \quad \delta = n_{H_2}^0 / n_{CO}^0,$$

де: $\xi_{(p.2)}^{кін}$ – кінетичний ступінь за рівнянням (2.40); $n_{H_2O}^0, n_{CO_2}^0, n_{CO}^0, n_{H_2}^0$ – кількості відповідних речовини компонентів на вході (р.2) рівняння (1.49), моль.

За умовою рівноваги розв'язок рівняння (2.42) має вигляд:

$$K_{р\acute{и}вн}(T_{д.в.}) = [(\gamma + \xi)(\delta + \xi)] / [(1 - \xi)(\beta - \xi)]; \quad (2.44)$$

Фізичному змісту відповідає менший корінь рівняння (2.44). Правило мінімуму обмежує ступінь перетворення кінетикою за низьких температур, і рівновагою – за високих. Оскільки кількість газоподібних речовин у реакції не змінюється, тиск не впливає на рівновагу.

Початкові та граничні умови інтегрування рівняння (2.39), виходячи з закону збереження маси (1.33) з урахуванням доступної кількості вуглецю шару:

$$\xi_r(0) = 0; \quad \xi_{(p.1)} \leq \min\left(1, \frac{n_C^{дост}}{n_{H_2O}}\right); \quad \xi_{(p.3)} \leq \min\left(1, \frac{n_C^{дост}}{n_{CO_2}}\right);$$

$$\xi_{(p.2)} \leq \min\left(1, \frac{n_{H_2O}^{залиш}}{n_{CO}}\right); \quad \xi_{(p.5)} \leq 1; \quad (2.45)$$

$$\xi_{(p.1)} n_{H_2O}^{заг} + n \xi_{(p.5)} n_{смол.} \leq n_{H_2O}^{заг}; \quad n_C^{дост} = \frac{\sum j m_{біовуг.,j}}{M_C},$$

де: $\xi_j(0) = 0$ – початкова умова (на вході в зону газифікації); $n_C^{дост}$ – доступна кількість вуглецю шару, моль; $m_{біовуг.,j}$ – маса біовугілля від складової j палива, г;

M_c – молярна маса вуглецю, г/моль; n_{CO} – кількість CO, моль; $\xi_{(p.1-p.3, p.5)}$ – ступінь розкладання вологи та компонентів j палива за реакціями (1)–(3) і (5).

Реакція (5) рівняння (1.52) обмежена кількістю смол (2.32), реакція (2) рівняння (1.49) обмежена параметром (2.43).

2.1.5. Математичне моделювання маси і складу синтез-газу

Рівняння матеріального балансу для піролізно-газифікаційної установки складено виходячи з рівняння (1.33) з врахуванням [14, 168, 176, 177]:

$$m_i = m_i^{nip} + m_i^{(p.1)} + m_i^{(p.2)} + m_i^{(p.3)} + m_i^{(p.4)} + m_i^{(p.5)} + m_i^{(p.6)} \quad (2.46)$$

де: m_i – сумарна маса компонента i у синтез-газі, г.

Рівняння маси летких, утворених в процесі піролізу, є сумою мас продуктів усіх компонентів та згідно [14, 168, 177] і рівняння (2.31) та визначається:

$$m_i^{nip} = \sum_j y_{i,j} v_{0j} \omega_j m_{0j}, \quad (2.47)$$

де: m_i^{nip} – сумарна маса продукту i від піролізу всіх компонентів, кг; $i \in \{CO; H_2; CH_4; CO_2; C_2H_4\}$.

Аналогічно, за часткою смол у летких (2.32) та ступенем їх розкладання (2.43), визначимо масу смол і продукти їх крекінгу для нашого процесу:

$$\begin{aligned} m_{смол} &= \sum_j y_{смол,j} v_{0j} \omega_j m_{0j}, \\ m_i^{(p.5)} &= m_{смол} \xi_{(p.5)} s_i, \quad \sum_i s_i + s_{ккк} = 1, \end{aligned} \quad (2.48)$$

де: $s_{ккк}$ – частка смол, що осідає з коксом; $m_i^{(p.5)}$ – маса продукту i , утвореного при розкладанні смол (реакція 5), кг; s_i – частка продукту i у продуктах розкладання смол.

Підставивши ступені перетворення рівняння (2.40) у стехіометричні співвідношення реакцій (р.1)–(р.4) і (р.6) рівнянь (1.48)–(1.51) і (1.53), а визначені кількості речовини – у рівняння (1.34), обчислимо внесок кожної реакції у формування маси компонентів синтез-газу:

Реакція (1) утворення водяного газу:

$$m_{CO}^{(p.1)} = \xi_{(p.1)} n_{H_2O}^{3az} M_{CO}, \quad m_{H_2}^{(p.1)} = \xi_{(p.1)} n_{H_2O}^{3az} M_{H_2}. \quad (2.49)$$

Реакція (2) водяного зсуву (Fe-каталіз):

$$m_{CO_2}^{(p.2)} = \xi_{(p.2)} n_{CO} M_{CO_2}, \quad m_{H_2}^{(p.2)} = \xi_{(p.2)} n_{CO} M_{H_2}, \quad m_{CO}^{(p.2)} = -\xi_{(p.2)} n_{CO} M_{CO}. \quad (2.50)$$

Реакція (3) Будуара:

$$m_{CO}^{(p.3)} = 2\xi_{(p.3)} n_{CO_2} M_{CO}, \quad m_{CO_2}^{(p.3)} = -\xi_{(p.3)} n_{CO_2} M_{CO_2}. \quad (2.51)$$

Реакція (4) зв'язування CO_2 оксидом кальцію:

$$m_{CO_2}^{(p.4)} = -\xi_{(p.4)} n_{CO_2} M_{CO_2}. \quad (2.52)$$

Реакція (6) утворення метану:

$$m_{CH_4}^{(p.6)} = n_{CH_4}^{(p.6)} M_{CH_4}, \quad m_{H_2}^{(p.6)} = -2 \cdot n_{CH_4}^{(p.6)} M_{H_2}, \quad (2.53)$$

де $\xi_{(p.1-p.6)}$ – ступінь розкладання вологи та компонентів j палива за реакціями (1)–(6).

Підставивши (2.49)–(2.53) в рівняння балансу (2.46), отримаємо розрахункові залежності кінцевих мас компонентів синтез-газу:

$$\begin{aligned} m_{CO} &= \sum_j v_{0j} \omega_j m_{0j} y_{CO,j} + m_{смол} \cdot \xi_{(p.5)} \cdot s_{CO} + \xi_{(p.1)} n_{H_2O}^{3az} M_{CO} + 2\xi_{(p.3)} n_{CO_2} M_{CO} - \xi_{(p.2)} n_{CO} M_{CO}; \\ m_{H_2} &= \sum_j v_{0j} \omega_j m_{0j} y_{H_2,j} + m_{смол} \cdot \xi_{(p.5)} \cdot s_{H_2} + \xi_{(p.1)} n_{H_2O}^{3az} M_{H_2} + \xi_{(p.2)} n_{CO} M_{H_2} - 2 \cdot n_{CH_4}^{(p.6)} M_{H_2}; \\ m_{CH_4} &= \sum_j v_{0j} \omega_j m_{0j} y_{CH_4,j} + m_{смол} \cdot \xi_{(p.5)} \cdot s_{CH_4} + n_{CH_4}^{(p.6)} M_{CH_4}; \\ m_{C_2H_4} &= v_{0цел} \omega_{цел} m_{0цел} y_{C_2H_4,цел}; \\ m_{CO_2} &= \sum_j v_{0j} \omega_j m_{0j} y_{CO_2,j} - \xi_{(p.3)} n_{CO_2} M_{CO_2} + \xi_{(p.2)} n_{CO} M_{CO_2} - \xi_{(p.4)} n_{CO_2} M_{CO_2}, \end{aligned} \quad (2.54)$$

де: C_2H_4 утворюються в процесі вторинного розкладання целюлози.

Оскільки в рівняння (2.54) входять ступені конверсії ω_i та ступені перетворення ξ_r за (2.40), (2.41), маси компонентів є функціями трьох керуючих параметрів $m_i = f_i(P_{ел.н.}, W^p, d_{e-ef})$.

Для опису динаміки утворення компонентів продиференціюємо баланс (2.46) за часом з урахуванням швидкостей реакцій (2.39):

$$\frac{dm_i}{d\tau} = \dot{m}_{nir_i} + \sum_{r=1}^6 \sigma_{i,r} M_i n_r \frac{d\xi_r}{d\tau}, \quad (2.55)$$

де: $\dot{m}_{nir_i}$ – маса компонента i , виділеного з парогазової суміші, кг; $\sigma_{i,r}$ – коефіцієнт стехіометрії в реакції, віднесений до i ; n_r – кількість реагенту, моль.

Інтегруючи рівняння (2.55) за тривалістю процесу, систему рівнянь моделі представимо в інтегральній формі:

$$m_i = \int_0^{\tau} \frac{dm_i}{d\tau} d\tau = m_i^{nip} + \sum_{r=1}^6 m_i^{(p,r)}, \quad (2.56)$$

Підставивши маси компонентів (2.54) у рівняння (1.35) та співвідношення для молярного об'єму, що випливає із закону Авогадро [14, 168, 176, 177], визначимо енергетичний вміст і об'єм синтез-газу:

$$Q_{c.газ} = \sum_j m_i \cdot Q_{H,i}, \quad (2.57)$$

де: $Q_{c.газ}$ – енергетичний вміст синтез-газу, МДж; $Q_{H,i}$ – питома теплота згоряння i -го компонента газу, МДж/кг; m_i – маса i -го компонента газу, кг.

Загальний об'єм синтез-газу визначимо як суму об'ємів його компонентів з врахуванням [14, 168]:

$$V_{c.газ} = \sum_i (m_i / M_i) V_m, \quad (2.58)$$

де: $V_{c.газ}$ – об'єм синтез-газу, м³.

Початкові і граничні умови інтегрування рівняння (2.56) виходячи з закону збереження мас:

$$\begin{aligned} m_i(0) &= 0, \\ \sum_i m_i + m_{\text{вуг}}^{\text{залиш}} + m_{\text{зола}} + m_{\text{CaCO}_3} &= m_{c.o.p.} + m \cdot W^p, \\ n_C^{\text{реак}} &= \xi_{(p.1)} n_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{заг}} + \xi_{(p.3)} n_{\text{CO}_2} + n_{\text{CH}_4}^{(p.6)} \leq n_C^{\text{дост}} \end{aligned} \quad (2.59)$$

де: $m_{\text{вуг}}^{\text{залиш}}$ – маса залишкового вугілля, г; m_{CaCO_3} – маса карбонату кальцію, г; $n_C^{\text{реак}}$ – витрачена на хімічні реакції кількість вуглецю, г.

Оскільки об'єм газу (2.58) входить у рівняння часу прогрівання (підрозділ 2.2.2), а час, в свою чергу – в рівняння (2.40) ступеня перетворення, система рівнянь (2.40), (2.49)–(2.53) розв'язується в програмному середовищі Maple ітераційно до збіжності: $|\tau_{газ}^{(k+1)} - \tau_{газ}^{(k)}| \geq \varepsilon$.

Для розрахунків за моделлю використано наступні дані: маса подрібненого граба з $d_{e-ef}=10$ мм і вологістю $W^p=20\%$ становила $m=10$ кг. Вміст у грабі:

геміцелюлози – 2,4 кг; целюлози – 3,44 кг, лігніну – 2 кг; золи – 0,16 кг; води – 2 кг. Швидкість нагрівання палива становила $v_{наг}=5^{\circ}\text{C}/\text{хв}$.

Значення кінетичних параметрів для складових біомаси прийнято за [178]. Для целюлози – $k_{or}=3,5 \cdot 10^{12} \text{ с}^{-1}$, $E_r=168,6 \text{ кДж/моль}$; для геміцелюлози – $k_{or}=9,7 \cdot 10^9 \text{ с}^{-1}$, $E_r=126,3 \text{ кДж/моль}$; для лігніну – $k_{or}=2,6 \cdot 10^5 \text{ с}^{-1}$, $E_r=87,2 \text{ кДж/моль}$.

За результатами моделювання складено табл. 2.1 теплового балансу.

Таблиця 2.1

Тепловий баланс за фазами піролізно-газифікаційного процесу

Теплота, затрачена на процеси фази I (нагрівання і сушіння граба), МДж		Теплота, затрачена на процеси фази II (піроліз с.о.р.), МДж	
Нагрівання біомаси до 100°C з подальшим випаровуванням	6,05	Нагрівання с.о.р. до 800°C	4,16
Нагрівання зони газифікації до 1000°C	3,17	Піроліз геміцелюлози	7,2
Нагрівання водяної пари	3,25	Піроліз целюлози	8,9
Запас теплоти розжареного деревного вугілля (виділяється)	-0,92	Піроліз лігніну	3,72
Реакцію водяного газу	14,54		
Метанування (виділяється)	-1,45		
Разом за фазою I	24,63	Разом за фазою II	23,98

Об'єми газоподібних продуктів за фазами процесу наведені в табл. 2.2.

Таблиця 2.2

Об'єми і маси газоподібних продуктів за фазами процесу, м^3 (н.у.)

Фаза / джерело	Об'єм компонентів синтез-газу, м^3					Витрата вуглецю, г	Об'єм газу, м^3	Маса газоподібних продуктів, г
	H_2	CO	CH_4	C_2H_4	CO_2			
Фаза I – волога палива	1,506	2,488	0,464	-	-	1566,8	4,458	3575,7
Геміцелюлоза	1,623	1,194	0,495	0,1	0,017	481,9	3,429	2226,6
Целюлоза	3,087	1,772	1,191	0,124	0,02	849,4	6,195	3630,8
Лігнін	2,022	0,631	0,63	0,044	0,009	299,7	3,337	1527,5
Фаза II	6,732	3,597	2,317	0,269	0,046	1631,0	12,961	7384,9
Всього	8,238	6,084	2,782	0,269	0,046	3197,8	17,419	10960,6

За моделлю виконано розрахунки складу газу, його питомого виходу та теплоти згоряння для лігноцелюлозної сировини, які наведені в додатку Е.

Матеріальний баланс процесу наведено в табл. 2.3.

Таблиця 2.3

Баланс мас піролізно-газифікаційного процесу

Надходження	Маса, г	Витрати	Маса, г
Суха органічна речовина граба	8000,0	Синтез-газ	10960,6
Волога палива	2000,0	Зола	160,0
Частина деревного вугілля, яке газифікується	1850,0	Залишковий кокс (недопал)	275,0
-	-	Карбонат кальцію	300,0
Разом:	11850,0	Разом:	11695,6

Нев'язка балансу:

$$\Delta m = m_{\text{над}} - m_{\text{вит}} = 11850,0 - 11695,6 = 154,4 \text{ г.}$$

$$\delta = |\Delta m| \cdot 100\% / m_{\text{вит}} = (154,4 \cdot 100\%) / 11695,6 = 1,3\%.$$

Розбіжність між прибутковою та витратною частинами балансу мас становить 154,4 г, або 1,3%, що не перевищує похибки визначення насипної щільності вугілля ($\pm 1,8\%$) і підтверджує коректність розробленої математичної моделі та достовірність виконаних за нею розрахунків.

2.2. Математичне моделювання технологічного процесу виробітку електроенергії з синтез-газу

2.2.1. Математичне моделювання залежності швидкості нагрівання біомаси від потужності електронагрівачів

Записавши рівняння закону збереження енергії (1.28) для елементарного інтервалу часу, отримаємо, що корисна теплота, підведена нагрівачами, витрачається на нагрівання палива, компенсацію теплових втрат і забезпечення перебігу ендотермічних реакцій:

$$(P_{ел.н.} \cdot k) d\tau = c_{с.о.р.}(T) \cdot m(\tau) dT + \dot{Q}_{втрat} d\tau + \dot{Q}_{хім.реак}(\tau) d\tau, \quad (2.60)$$

де: $\dot{Q}_{хім.реак}(\tau)$ – теплова потужність, необхідна для перебігу ендотермічних реакцій процесу, кВт; $\dot{Q}_{втрat}$ – потужність теплових втрат в докiлля, кВт; k – коефіцієнт корисного використання підведеної електроенергії; $m(\tau)$ – поточна маса завантаження, кг.

Поділивши обидві частини рівняння (2.60) на $d\tau$, отримаємо диференціальну форму рівняння теплового балансу:

$$P_{ел.н.} \cdot k = c_{с.о.р.}(T) \cdot m(\tau) \frac{dT}{d\tau} + \dot{Q}_{втрat} + \dot{Q}_{хім.реак}(\tau). \quad (2.61)$$

Ввівши у рівняння (2.60) миттєву швидкість нагрівання $v_{нагр}(\tau) = dT/d\tau$ і розв'язавши рівняння відносно неї, отримаємо рівняння швидкості нагрівання шару палива:

$$v_{нагр}(P_{ел.н.}, W^p, d_{e-ef}) = \frac{(P_{ел.н.} \cdot k - \dot{Q}_{втрat}(\tau) - \dot{Q}_{хім.реак}(\tau))}{c_{с.о.р.}(T) \cdot m(\tau)}, \quad (2.62)$$

де: $v_{нагр}$ – швидкість нагрівання шару палива, °C/хв $v_{нагр}(\tau)$ – миттєва швидкість нагрівання палива, °C/хв. Чисельник рівняння (2.62) – це надлишкова теплова потужність (підведена нагрівачами, за вирахуванням втрат і витрат на ендотермічні реакції). Знаменник – теплоємність поточно завантаженого палива.

Поточну масу завантаженого палива з врахуванням її зменшення в процесі піролізу визначимо підстановкою ступенів конверсії у рівняння (1.34):

$$m(\tau) = m \left(1 - \sum_j y_j y_{0j} \omega_j(\tau) \right), \quad m_{с.о.р} = m(1 - W^p), \quad (2.63)$$

де: y_{0j} – гранична частка летких речовин; ω_j – ступінь конверсії складової j палива (частка прореагованої речовини), $\omega_j \in [0; 1]$.

Запишемо рівняння теплової потужності ендотермічних реакцій, з врахуванням [14, 168]:

$$\dot{Q}_{хім.реак}(\tau) = \sum_j E_{нір,j} \frac{d(\Delta m_{v,j})}{d\tau} + \Delta H_{(p.1)} \frac{dn_{(p.1)}}{d\tau} + \Delta H_{(p.3)} \frac{dn_{(p.3)}}{d\tau}, \quad (2.64)$$

де: $\Delta m_{v,j}$ – маса летких за рівнянням (2.32), кг; $E_{нір,j}$ – питома теплота піролізу складової палива, кДж/кг; $\Delta H_{(p.1)}$, $\Delta H_{(p.3)}$ – теплові ефекти реакцій

водяного газу та Будуара, рівняння (1.48) та (1.50), кДж/моль; $dn_{(p.1)}/d\tau$, $dn_{(p.3)}/d\tau$ – швидкості протікання реакцій водяного газу і Будуара, моль/хв..

Потужність нагрівачів враховується в чисельнику рівняння (2.62), вологість – через теплоємність (1.24) і масу палива (2.63), а ефективний діаметр частинок – через ендотермічне теплове навантаження.

Початкові і кінцеві умови інтегрування рівняння (2.61):

$$T(0)=T_0, T(\tau_{nir})=T_{кін}, \quad (2.65)$$

де: T_0 – початкова температура, °С; $T_{кін}$ – кінцева температура піролізу, °С.

2.2.2. Математичне моделювання тривалості піролізно-газифікаційного процесу залежно від потужності електронагріву, діаметру частинок і вологості біомаси

Загальна тривалість піролізно-газифікаційного процесу визначається тривалістю стадій: сушіння палива, випаровування води, піролізу і газифікації.

Рівняння тривалості піролізно-газифікаційного процесу у загальному вигляді, виходячи з робіт [14, 168, 176, 177]:

$$\tau = \tau_{наг} + \tau_{суш} + \tau_{вип} + \tau_{nir} + \tau_{газ}, \quad (2.66)$$

де: τ – загальна тривалість піролізно-газифікаційного процесу, хв; $\tau_{суш}$, $\tau_{вип}$, τ_{nir} , $\tau_{газ}$ – тривалість стадій сушіння палива, випаровування води, піролізу і газифікації відповідно, хв.

Прогрівання частинки визначається переміщенням фронту термічного розкладання від її поверхні до центра. На основі закону теплопровідності Фур'є (1.30) для частинки з еквівалентним діаметром, визначеним за рівнянням (1.56) диференціальне рівняння руху фронту запишемо як:

$$\frac{dx_{\phi}}{d\tau} = - \frac{\lambda_{ef}}{c_{нал} \cdot \rho_{уяв} (R - x_{\phi})}, \quad (2.67)$$

де: x_{ϕ} – координата фронту термічного розкладання, м; λ_{ef} – ефективний коефіцієнт теплопровідності палива, Вт/(м·°С); $dx_{\phi}/d\tau$ – швидкість зміщення

фронту, м/хв; $(R - x_\phi)$ – товщина прогрітого шару, м; $\rho_{уяв}$ – уявна густина частинки, кг/м³; $R = d_{e-ef}/2$ – радіус частинки, м.

Початкова та граничні умови інтегрування рівняння (2.67) мають вигляд:

$$x_\phi(0) = R, \quad x_\phi(\tau_{наг}) = 0; \quad T_m \geq T_{розк} \approx 200^\circ \text{C}. \quad (2.68)$$

де: T_m – поточна температура матеріалу частинки, °C; $T_{розк}$ – температура початку термічного розкладання палива, °C.

Після розділення змінних та інтегрування рівняння (2.67) від поверхні до центра частинки отримаємо:

$$\int_0^{\tau_{наг,0}} d\tau = -\frac{c_{нал} \cdot \rho_{уяв}}{\lambda_{ef}} \int_R^0 (R - x_\phi) dx_\phi, \quad (2.69)$$

де: $\tau_{наг,0}$ – тривалість прогрівання сухої частинки палива, хв.

З урахуванням впливу вологості тривалість прогрівання визначається як:

$$\tau_{наг}(W^P, d_{e-ef}) = \frac{c_{нал} \cdot \rho_{уяв}}{2\lambda_{ef}} R^2 (1 + \beta_W W^P) = A_\tau d_{e-ef}^2 (1 + \beta_W W^P), \quad (2.70)$$

де: β_W – коефіцієнт збільшення тривалості прогрівання через наявність води; A_τ – коефіцієнт часу прогрівання, хв/м².

Квадратична залежність від ефективного діаметру частинки враховує внутрішнє лімітування прогрівання частинки теплопровідністю.

Для визначення тривалості сушіння введемо поточну вологість палива W^τ .

Виходячи з рівняння (1.27) у межах прийнятої моделі диференціальне рівняння зменшення вологості:

$$\frac{dW^\tau}{d\tau} = -\frac{4\lambda_\kappa (T_{cm} - T_{cn})}{R^2 q}, \quad (2.71)$$

де: W^τ – поточна вологість палива, част. од; λ_κ – коефіцієнт теплопровідності палива, Вт/(м·°C); T_{cm} – температура стінки реакційної зони, °C; T_{cn} – температура поверхні частинки, °C; q – питома теплота, що витрачається на видалення води, Дж/кг.

Початкова та гранична умови сушіння:

$$W^\tau(0) = W, \quad W^\tau(\tau_{суш}) = 0. \quad (2.72)$$

Інтегруванням рівняння (2.71) за умовами (2.72) отримаємо:

$$\tau_{суш}(W^p, d_{e-ef}) = \frac{R^2 \cdot q \cdot W^p}{4\lambda_k (T_{cm} - T_{cn})}. \quad (2.73)$$

Тривалість випаровування визначимо з диференційного теплового балансу, складеного за законом збереження енергії (1.28) з використанням рівняння теплоти фазового переходу (1.27):

$$L \cdot m \frac{dW^\tau}{d\tau} = -kP_{ел.н.}. \quad (2.74)$$

Початкова та гранична умови випаровування:

$$W^\tau(0) = W, \quad W^\tau(\tau_{вип}) = 0. \quad (2.75)$$

Після інтегрування рівняння (2.74) за умовами (2.75) отримаємо:

$$\tau_{вип}(W^p, d_{e-ef}) = (kP_{ел.н.} W^p) / (L \cdot m). \quad (2.76)$$

Тривалість піролізу визначимо за кінетикою целюлози, яка має найбільшу енергію активації та лімітує перебіг процесу. На основі рівняння Арреніуса і диференційного рівняння кінетики реакції (1.54), з урахуванням залежності температури від швидкості нагрівання за рівнянням (2.62), зміну ступеня перетворення целюлози запишемо у диференційній формі:

$$\frac{d\xi_{цел}}{d\tau_{нгр}} = k_{0,цел} \exp\left[-\frac{E_{цел}}{R(T_0 + \nu_{нагр}(P_{ел.н.})\tau)}\right] (1 - \xi_{цел}), \quad (2.77)$$

де: $\xi_{цел}$ – ступінь перетворення целюлози; $k_{0,цел}$ – передекспоненційний множник реакції, c^{-1} ; $E_{цел}$ – енергія активації розкладання целюлози, Дж/моль; T_0 – початкова температура палива, $^{\circ}C$.

Початкова умова:

$$\xi_{цел}(0) = 0. \quad (2.78)$$

Проінтегрувавши рівняння (2.77) за умовами (2.78) отримаємо:

$$\tau_{кін}(P_{ел.н.}) = \left[k_{0,цел} \exp\left(-\frac{E_{цел}}{R(T_0 + \nu_{нагр}(P_{ел.н.})\tau_{кін})}\right) \right]^{-1}, \quad (2.79)$$

де: $\tau_{кін}$ – характерна тривалість реакції піролітичного розкладання, с. Оскільки $\tau_{кін}$ входить до обох частин рівняння (2.79), його розв'язують ітераційно в програмному середовищі Maple.

Повна тривалість піролізу дорівнює сумі тривалості прогрівання частинки (2.70) та кінетичної тривалості її розкладання (2.79):

$$\tau_{nir}(W^p, d_{e-ef}, P_{ел.н.}) = \tau_{наг}(W^p, d_{e-ef}) + \tau_{кін}(P_{ел.н.}), \quad (2.80)$$

де: τ_{nir} – тривалість процесу піролізу, хв.

Для визначення тривалості газифікації використаємо диференційне кінетичне рівняння (2.39) для реакції r , яка належить до реакцій (1)–(6) за рівняннями (1.48)–(1.53).

Початкову умову на вході парогазової суміші в шар вугілля запишемо як:

$$\xi_r(0)=0, \quad (2.81)$$

де: $\xi_r=0$ – відповідає початку перебігу реакції r .

Гранична умова визначається допустимим ступенем перетворення реакції:

$$\xi_r(\tau_{газ,r}) = \xi_{r,гп}, \quad (2.82)$$

де: $\tau_{газ,r}$ – тривалість необхідна для досягнення граничного ступеня перетворення реакції, r , с; $\xi_{r,гп}$ – граничний ступінь перетворення реакції r , визначений з урахуванням обмежень (2.41)–(2.45).

Після розділення змінних рівняння (2.39) за квазістаціонарної температури шару інтегральна форма рівняння газифікації набуває вигляду:

$$\int_0^{\xi_{r,гп}} \frac{d\xi_r}{1-\xi_r} = \chi_{кат} k_{0,r} \exp\left(-\frac{E_r}{R \cdot T_{д.б.}}\right) \int_0^{\tau_{газ}} d\tau. \quad (2.83)$$

Після інтегрування рівняння (2.83) за умовами (2.81)–(2.82) виразимо тривалість перебігу реакції r у зоні газифікації як:

$$\tau_{газ,r} = \frac{1}{\chi_{кат} k_{0,r}} \exp\left(\frac{E_r}{R \cdot T_{д.б.}}\right) \ln\left(\frac{1}{1-\xi_{r,гп}}\right). \quad (2.84)$$

У математичній моделі тривалість стадії газифікації відповідає часу перебування парогазової суміші у шарі деревного вугілля $\tau_{газ} = \tau_{кат}$.

Для отримання розгорнутого рівняння підставимо до рівняння (2.66) залежності (2.70), (2.73), (2.76), (2.79) і (2.84), яке матиме вигляд:

$$\begin{aligned} \tau(W^p, d_{e-ef}, P_{ел.н.}) = & \frac{d_{e-ef}^2 q \cdot W^p}{16\lambda_k (T_{ст} - T_{сн})} + \frac{LmW^p}{k \cdot P_{ел.н.}} + \\ & + \frac{c_{нал} \cdot \rho_{уяв} d_{e-ef}^2}{8\lambda_{ef}} (1 + \beta_W W^p) + \tau_{кін}(P_{ел.н.}) + \tau_{кат}. \end{aligned} \quad (2.85)$$

Залежність (2.85) тривалості піролізно-газифікаційного розкладання біомаси від W^p , d_{e-ef} , $P_{ел.н.}$ здобувачем виведена для алотермічних умов перебігу процесу в установці з температурно-просторовим розділенням зон піролізу і газифікації та електронагрівом реакційних зон, і відрізняється тим, що окрім теплотехнічної складової, яка входить до рівнянь автотермічних стадійних процесів, містить також кінетичну складову $\tau_{кін}(P_{ел.н.})$. Підставляючи залежність (2.85) в рівняння кінетики термічного розкладання складових біомаси з високим ступенем достовірності можна прогнозувати компонентний склад синтез-газу.

2.2.3. Математичне моделювання кінетики термічного розкладання геміцелюлози, целюлози і лігніну

На основі рівняння Арреніуса та кінетичного рівняння першого порядку (1.54), з виключенням баричної складової (повітряного дуття відсутнє, тиск сталий), запишемо диференціальне рівняння конверсії компонентів палива:

$$\frac{d\omega_j}{d\tau_{nir}} = k_{0,j} \exp\left[-E_j / (RT(\tau_{nir}))\right]^{n_j}, \quad (2.86)$$

де: ω_j – ступінь конверсії компонента j ; $(1 - \omega_j)$ – непрореагована частка компонента j ; $T(\tau_{nir})$ – поточна температура зони піролізу, К; n_j – залежність швидкості конверсії від непрореагованої частки n_j – порядок реакції.

Оскільки основним чинником, який впливає на процес, є зміна температури зони в часі $T(\tau) = T_0 + \nu_{нагр}(\tau)$, де швидкість нагрівання визначається за (2.62), результуючу залежність ступеня конверсії отримаємо інтегруванням (2.86) з підстановкою цієї температурної залежності:

$$\omega_j(W^p, d_{e-ef}, P_{ел.н.}) = 1 - \exp\left[-\int_0^{\tau_{nir}} k_{0,j} \exp\left(-\frac{E_j}{R(T_0 + \nu_{нагр}\tau')}\right) d\tau'\right]. \quad (2.87)$$

В рівнянні (2.87) верхня межа інтегрування τ_{nir} задається рівнянням (2.80). Потужність нагрівання $P_{ел.н.}$ впливає на швидкість нагрівання $\nu_{нагр}$ та тривалість піролізу τ_{nir} , тоді як вологість і d_{e-ef} ураховуються через залежність тривалості

піролізу (2.80). Область допустимих значень ступеня перетворення та розрахункового часу задається умовами: $0 \leq \omega_j \leq 1$, $0 \leq \tau \leq \tau_{nir}[0, \tau_{nir}(P_{ел.н}, d_{е-еф}, W^p)]$.

Розраховані за рівнянням (2.87) ступені перетворення компонентів палива використовуються в рівняннях (2.31)–(2.34) і (2.45) для визначення виходу первинних летких продуктів та маси вуглецевого залишку.

2.2.4. Математичне моделювання температурного режиму в реакційних зонах піролізно-газифікаційної установки

Осьова швидкість парогазової суміші формується внаслідок виділення летких продуктів піролізу [14, 168, 176, 177]. У межах прийнятої моделі осьовою тепловою дисперсією нехтуємо. Тоді, користуючись рівнянням теплового балансу (2.1) виведемо рівняння теплопереносу між парогазовою та твердою фазами:

$$\begin{aligned} \frac{\partial T_{n-г.сум}}{\partial \tau} + v_z \frac{\partial T_{n-г.сум}}{\partial z} &= \frac{\alpha b_p}{\varepsilon_{ш} \cdot \rho_{n-г.сум} \cdot c_{n-г.сум}} (T_{ш} - T_{n-г.сум}), \\ \frac{\partial T_{ш}}{\partial \tau} &= \frac{1}{\rho_{n-г.сум} \cdot c_{n-г.сум} \psi^\theta} \frac{\partial}{\partial \psi} \left(\psi^\theta \lambda_{еф} \frac{\partial T_{ш}}{\partial \psi} \right) + \frac{\dot{S}_p}{\rho_{n-г.сум} \cdot c_{n-г.сум}}, \end{aligned} \quad (2.88)$$

де: $\dot{S}_p$ – об’ємна густина теплової потужності реакцій, Вт/м³; $\lambda_{еф}$ – ефективний коефіцієнт теплопровідності частинки, Вт/(м·°C); θ – параметр форми частинки відповідно до рівняння (1.30); $c_{ш}$ – питома теплоємність матеріалу шару, Дж/(кг·°C); $\rho_{ш}$ – густина матеріалу шару, кг/м³; ψ – радіальна координата частинки, м; $c_{n-г.сум.}$ – питома теплоємність, Дж/(кг·°C); $\rho_{n-г.сум}$ – густина парогазової суміші, кг/м³; v_z – швидкість руху парогазової суміші вздовж осі шару, м/с; b_p – питома поверхня міжфазного теплообміну, м²/м³; $\varepsilon_{ш}$ – порозність шару; α – коефіцієнт міжфазної тепловіддачі, визначений за критеріальним рівнянням Нуссельта (1.31), Вт/(м²·°C); $T_{ш}$ – температура шару, °C; $T_{n-г. сум.}$ – температура парогазової суміші, °C; z – осьова координата, м.

Перший доданок лівої частини першого рівняння системи (2.88) характеризує локальну зміну температури парогазової суміші, другий – осьове

конвективне перенесення теплоти, а права частина – міжфазний теплообмін із матеріалом шару. Друге рівняння описує нестационарне температурне поле частинки з урахуванням теплового ефекту реакцій.

Початкові та граничні умови для температурного поля частинки:

$$\left. \frac{\partial T_{ш}}{\partial \psi} \right|_{\psi=0} = 0, \quad \lambda_{ef} \left. \frac{\partial T_{ш}}{\partial \psi} \right|_{\psi=R} = \alpha (T_{n.-г.сум} - T_{ш}(\tau, R)) + \dot{q}_{рад}. \quad (2.89)$$

Перша гранична умова задає симетрію температурного поля в центрі частинки, друга – баланс конвективного, радіаційного та кондуктивного теплових потоків на її поверхні; $\dot{q}_{рад}$ – тепловий потік (радіаційний), Вт/м²; R – радіус частинки ($R = d_{e-ef}/2$), м.

Для парогазової суміші та матеріалу шару початкові та вхідні умови записуються як:

$$T_{n.-г.сум}(\tau, 0) = T_{уст}(\tau), \quad T_{ш}(0; \psi) = T_{ш}^{поч}(\psi), \quad (2.90)$$

$$T_{n.-г.сум}(0; z) = T_{n.-г.сум}^{поч}(z), \quad (2.91)$$

де: $T_{уст}$ – температура парогазової суміші на вході до шару, °С; $T_{ш}^{поч}$, $T_{n.-г.сум}^{поч}$ – початкові температури поля твердої та газової фаз.

За квазістационарного режиму температуру шару деревного вугілля визначимо з теплового балансу зони газифікації (1.28). Корисно підведена електрична потужність витрачається на забезпечення теплових ефектів реакцій, перегрів водяної пари та компенсацію теплових втрат:

$$T_{д.в.}(P_{ел.н.}, W^p, d_{e-ef}) = T_{нс} + \frac{kP_{ел.н.} - [Q_{\Sigma}(P_{ел.н.}, W^p, d_{e-ef})]}{\alpha_{втр} F_{зов}}, \quad (2.92)$$

де: $T_{нс}$ – температура навколишнього середовища, °С; Q_{Σ} – сумарне теплове навантаження зони упродовж стадії газифікації, Дж; $\alpha_{втр}$ – коефіцієнт тепловіддачі від вугілля, Вт/(м²·°С); $F_{зов}$ – площа зовнішньої поверхні зони, м².

Сумарне теплове навантаження зони включає теплові ефекти реакцій і перегрів водяної пари за рівнянням (2.10):

$$Q_{\Sigma} = Q_{реак} + Q_{пар} = \sum_r \Delta H_r \xi_r n_{r,0} + Q_{пар}, \quad (2.93)$$

де: $Q_{реак}$ – сумарний тепловий ефект реакцій газифікації, Дж.

Температуру центра частинки в зоні піролізу визначимо за рівнянням теплопровідності (1.30) з урахуванням внутрішнього температурного градієнта:

$$T_{nir}(P_{ел.н.}, W^p, d_{e-ef}) = T_{сер}(P_{ел.н.}, W^p, d_{e-ef}) - \nu_{нагр}(P_{ел.н.}) c_{пал} \cdot \rho_{уяв} d_{e-ef}^2 / [8 \cdot \theta \lambda_{ef}], \quad (2.94)$$

де: T_{nir} – температура середнього шару частинки, °С; $T_{сер}$ – температура середовища зони піролізу, що формується відповідно до її теплового режиму, °С.

У відомих моделях ступінь розкладання смол задається емпіричною сталою або кореляцією від температури. Підставивши рівняння (2.84) і (2.92) у кінетичне рівняння (2.40) для реакції (5), заданої рівнянням (1.52), здобувачем встановлено залежність ступеня розкладання смол від $P_{ел.н.}$, W^p та d_{e-ef} :

$$\xi_5(P_{ел.н.}, W^p, d_{e-ef}) = 1 - \exp \left[-\chi_{кат} k_{0,5} \tau_{газ}(P_{ел.н.}, W^p, d_{e-ef}) \exp \left(\frac{E_5}{R \cdot T_{д.в.}(P_{ел.н.}, W^p, d_{e-ef})} \right) \right], \quad (2.95)$$

де: ξ_5 – ступінь конверсії смол; $\chi_{кат}$ – каталітичний множник; $k_{0,5}$ – передекспоненційний множник реакції конверсії смол, с⁻¹; E_5 – енергія активації реакції, Дж/моль.

Залишковий вміст смол у синтез-газі, враховуючи [14, 176], становить:

$$C_{смол} = m_{смол,0} (1 - \xi_5) / V_{с.газ}, \quad (2.96)$$

де: $m_{смол,0}$ – маса смол, що надходить до вуглецевого сорбційно-каталітичного шару, кг; $C_{смол}$ – об'ємна концентрація смол у газі, кг/м³.

Отже, залежності (2.85), (2.92), (2.94) і (2.95) дають змогу обґрунтувати раціональні технологічні параметри алотермічного піролізно-газифікаційного процесу виробництва газу, придатного до використання в ДВЗ без попереднього очищення. На відміну від відомих рішень, процес реалізується в установці з непрямым електронагрівом і просторовим розділенням зон піролізу і газифікації, що забезпечує термічний крекінг смол і підвищує вміст H₂, CO і CH₄ у газі.

2.2.5. Математичне моделювання процесу виробітку електроенергії з синтез-газу

Синтез-газ містить баластні складові – CO₂, водяну пару та домішки, які знижують енергетичну густину паливоповітряної суміші. Тому ефективний ККД

двигуна визначимо на основі базового значення з урахуванням коефіцієнта зниження потужності [14, 17, 157].

$$\eta_{\text{двз}} = \eta_{\text{двз}}^0 (1 - \delta), \quad (2.97)$$

де: $\eta_{\text{двз}}^0$ – ККД поршневого двигуна на еталонному паливі; δ – коефіцієнт зниження ефективності двигуна під час роботи на синтез-газі; $\eta_{\text{двз}}$ – ефективний ККД на синтез-газі.

Підставивши енергетичний вміст синтез-газу (2.57) та ефективний ККД (2.97) у рівняння перетворення енергії (1.35), отримаємо валовий виробіток електроенергії; власне споживання – добутком потужності на тривалість (2.85):

$$E_{\text{ел}} = Q_{\text{с.газ}} \eta_{\text{двз}}^0 (1 - \delta) \eta_{\text{ел}} / 3,6, \quad (2.98)$$

де: $E_{\text{ел}}$ – виробіток електроенергії, кВт·год; $\eta_{\text{ел}}$ – ККД електрогенератора.

Витрати електроенергії на власні енергетичні потреби процесу:

$$E_{\text{вит}} = P_{\text{ел.н}} \cdot \tau / 3600, \quad (2.99)$$

де: $E_{\text{вит}}$ – витрати електроенергії на енергетичні потреби процесу, кВт·год.

Чистий електричний вихід є різницею валового виробітку (2.98) і власного споживання. Підставивши маси компонентів газу (2.54) у (2.98) та тривалість процесу (2.85), отримаємо загальне рівняння виробітку електроенергії як функцію трьох керуючих параметрів:

$$E_{\text{ел.нетто}}(P_{\text{ел.н.}}, W^p, d_{\text{е-еф}}) = \frac{\eta_{\text{двз}}^0 (1 - \delta) \eta_{\text{ел}}}{3,6} \sum_i m_i(P_{\text{ел.н.}}, W^p, d_{\text{е-еф}}) Q_{\text{H},i} - \frac{P_{\text{ел.н.}} \tau(P_{\text{ел.н.}}, W^p, d_{\text{е-еф}})}{3600}, \quad (2.100)$$

де $E_{\text{ел.нетто}}$ – чистий електричний вихід, кВт·год.

Диференціюванням (2.100) за часом з урахуванням (2.55) отримаємо диференційну форму – швидкість виробітку електроенергії:

$$\frac{dE_{\text{ел}}}{d\tau} = \frac{\eta_{\text{двз}}^0 (1 - \delta) \eta_{\text{ел}}}{3,6} \sum_i \frac{dm_i}{d\tau} Q_{\text{H},i} - \frac{P_{\text{ел.н.}}}{3600}. \quad (2.101)$$

При цьому мають виконуватися наступні умови:

$$0 \leq \omega_j \leq 1; \quad 0 \leq \xi_r \leq 1; \quad (2.102)$$

$$m_i \geq 0; \quad \tau \succ 0; \quad P_{\text{ел.н.}} \geq 0. \quad (2.103)$$

Умови (2.102) забезпечують фізично допустимі значення ступенів перетворення, а умови (2.103) – невід’ємність мас компонентів, тривалості

процесу та потужності електронагріву. Кількість вуглецю, витрачена на реакції газифікації, має задовольняти умову:

$$n_{C, \text{реак}} \leq n_{C, \text{доступ}}. \quad (2.104)$$

Ця умова обмежує ступені перетворення реакцій відповідно до фактичної кількості вуглецю, що надходить із зони реакцій. Для коефіцієнтів перетворення енергії мають виконуватися умови.

$$0 < \eta_{\text{дез}}^0 \leq 1, \quad 0 < \eta_{\text{ел}} \leq 1, \quad 0 < \delta \leq 1. \quad (2.105)$$

Рівнянням (2.100) вперше отримано залежність кількості виробленої електричної енергії з синтез-газу від потужності електронагріву реакційних зон, вологості і діаметру частинок палива, що дає змогу обґрунтувати раціональні параметри роботи алотермічних піролізно-газифікаційних установок та властивості біомаси, за яких виробіток електроенергії найвищий.

Шляхом розв'язання рівняння (2.100) у програмному середовищі Maple отримано інженерну залежність, на основі якої побудовано графіки виробітку електроенергії з синтез-газу, отриманому з деревини граба, рис. 2.1 – 2.3.

Вхідні дані для моделювання і графічні залежності для інших значень W^p , d_{e-ef} і $P_{\text{ел.н.}}$ наведені в додатку F та таблиці 4.1.

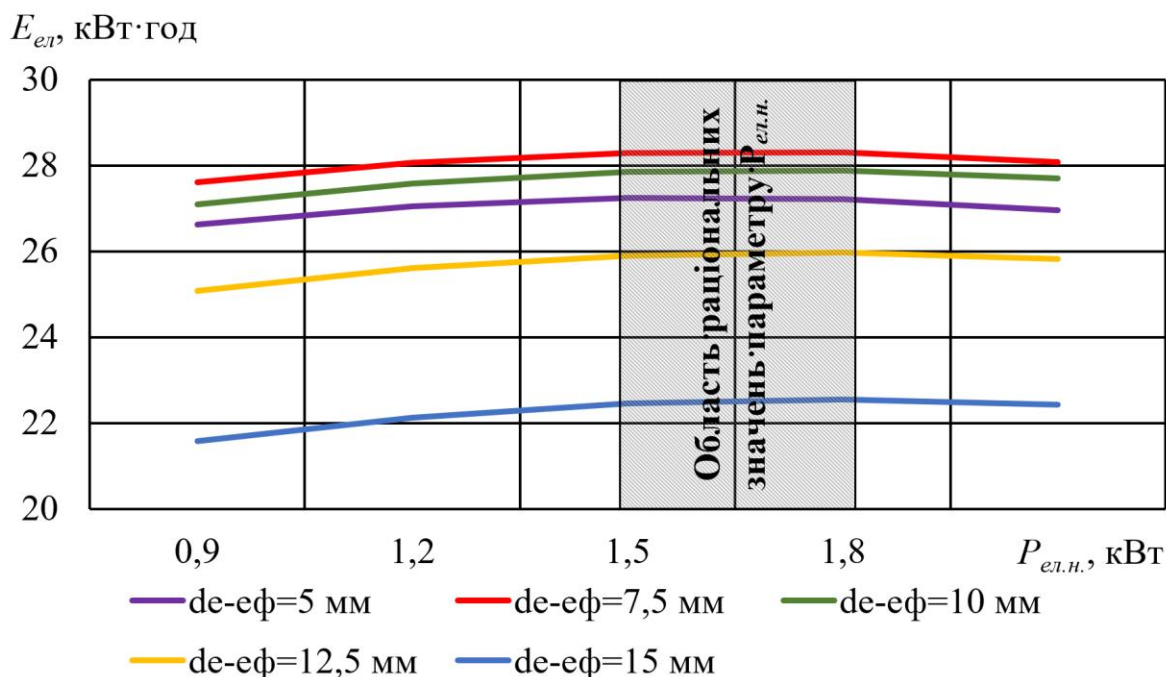


Рис. 2.1. Залежність виробітку електроенергії від потужності електронагрівачів при переробці палива вологістю 20%

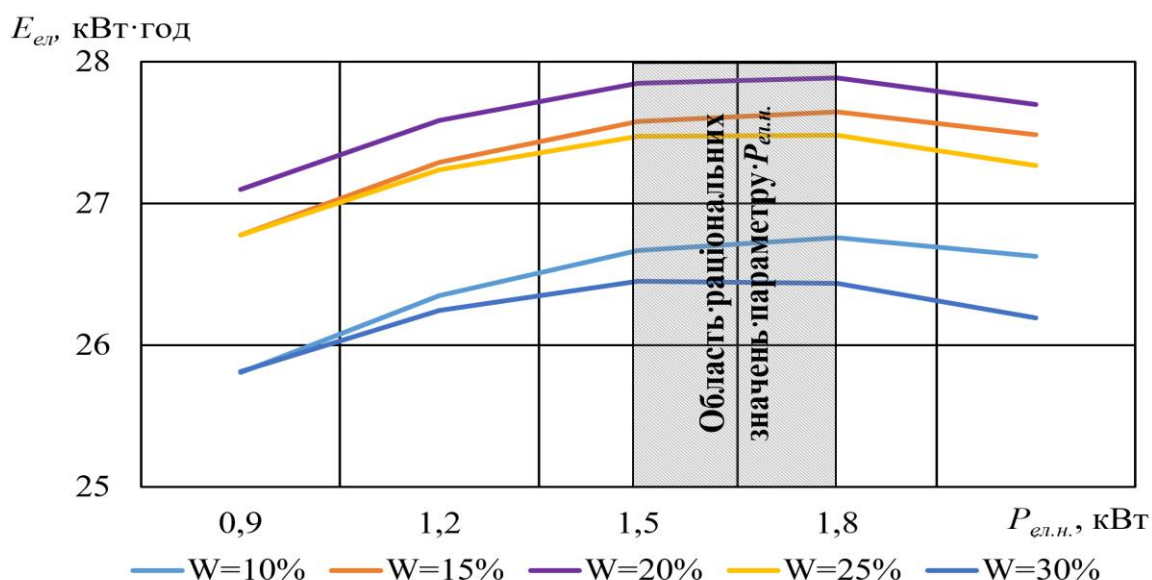


Рис. 2.2. Залежність виробітку електроенергії від потужності електронагрівачів при переробці палива з ефективним діаметром частинок 10 мм

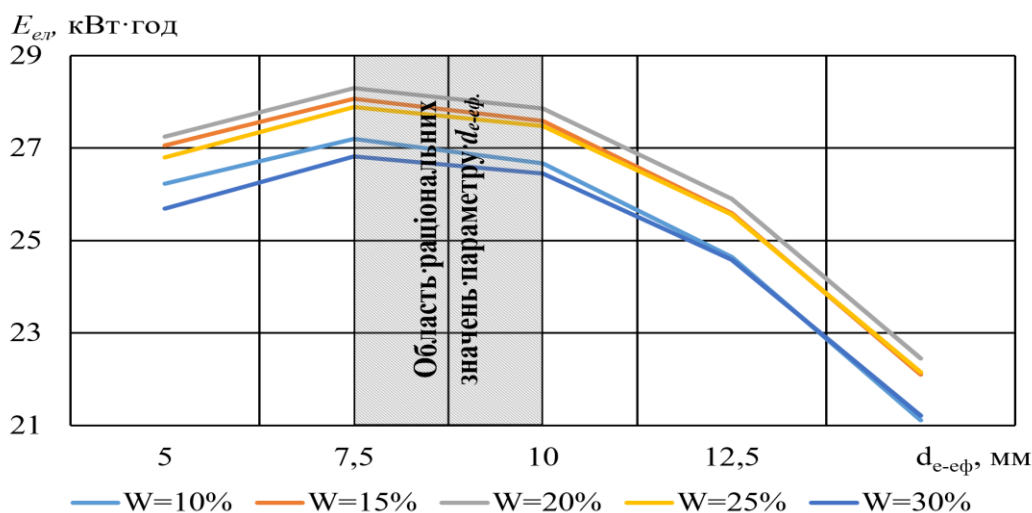


Рис. 2.3. Залежність виробітку електроенергії від ефективного діаметра частинок палива при потужності електронагрівачів, рівній 1,5 кВт

Результати математичного моделювання дали змогу встановити раціональні діапазони параметрів, за яких досягається максимальний виробіток електроенергії. Найбільшого виробітку електроенергії близько 26–28 кВт·год можна досягти при розкладанні граба $W^p=14\text{--}20\%$ з $d_{e-ef}=7,5\text{--}10$ мм і за $P_{el.n.}$ зони піролізу 1,5–1,9 кВт.

2.3. Висновки до розділу

1. Для алотермічного піролізно-газифікаційного процесу з просторовим розділенням зон піролізу та газифікації встановлено залежності температури вуглецевого сорбційно-каталітичного шару, тривалості перебування в ньому парогазової суміші та загальної тривалості термічного розкладання біомаси від потужності електронагріву, вологості і діаметра частинок палива. На відміну від математичних залежностей для автотермічних стадійних процесів, ці залежності додатково до теплотехнічної враховують кінетичну складову, що дає змогу обґрунтувати ступінь розкладання смол і умови досягнення високого вмісту горючих компонентів у синтез-газі.

3. На основі результатів моделювання піролізно-газифікаційного процесу складено матеріальний і тепловий баланси. За результатами моделювання сумарні витрати теплоти становили 48,61 МДж, з яких 24,63 МДж припадало на сушіння палива та парову газифікацію вуглецевого залишку, а 23,98 МДж – на піроліз сухої органічної речовини. Питомий вихід газоподібних продуктів становив 17,419 м³, або 10,961 кг; основними компонентами синтез-газу були водень, оксид вуглецю та метан. Нев'язка матеріального балансу дорівнювала 154,4 г, або 1,3%, що підтверджує коректність розробленої математичної моделі.

4. Встановлено залежність кількості виробленої електричної енергії з синтез-газу, отриманому з біомаси, від потужності електронагріву реакційних зон, вологості і діаметра частинок палива, яка враховує власні енергетичні потреби процесу, що дає змогу обґрунтувати раціональні параметри роботи алотермічних піролізно-газифікаційних установок та властивості біомаси, за яких виробіток електроенергії найвищий. Розрахунком за моделлю для деревини граба встановлено, що найбільшого виробітку електроенергії 26–28 кВт·год можна досягастись за: $P_{ел.н.}=1,5\text{--}1,9$ кВт; $W^p=14\text{--}20\%$; $d_{е-сф}=7,5\text{--}10$ мм.

РОЗДІЛ 3

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПІРОЛІЗНО- ГАЗИФІКАЦІЙНОГО ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА СИНТЕЗ-ГАЗУ З ЛІГНОЦЕЛЮЛОЗНОЇ БІОМАСИ

3.1. Мета і задачі експериментальних досліджень

Експериментальними дослідженнями передбачено розробити дослідну піролізно-газифікаційну установку та встановити режими одержання висококалорійного синтез-газу з мінімальним вмістом смол залежно від властивостей біомаси. Також дослідити можливість використання надлишкової електроенергії сонячної електростанції для конверсії біомаси в синтез-газ як акумульований енергоносіє у системі «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – ДВЗ – електрогенератор» для керованого виробництва електроенергії за недостатньої або відсутньої інсоляції.

Під час експериментальних досліджень необхідно вирішити такі задачі:

1. Визначити фізико-механічні властивості матеріалів:

– для *подрібненого граба* визначити: геометричні розміри частинок з подальшим розрахунком їх еквівалентного d_e та ефективного d_{e-ef} діаметрів; вміст води W^p ; насипну ρ і уявну $\rho_{уяв.}$ щільності; кут природного ухилу φ ; коефіцієнт внутрішнього тертя $\mu_{вн.}$; коефіцієнт тертя по сталі $\mu_{граб.}$; порозність шару $\varepsilon_{ш.}$; зольність A ;

– для *деревного вугілля* визначити: насипну $\rho_{д.в.}$ і уявну $\rho_{уяв.д.в.}$ щільності; порозність шару $\varepsilon_{д.в.}$; вміст золи $A_{д.в.}$; коефіцієнта тертя по сталі $\mu_{д.в.}$.

– для *золи деревного вугілля* визначити: насипну щільність $\rho_{золи.}$; коефіцієнт тертя по сталі $\mu_{з.д.в.}$.

– дослідити вплив вологості W^p частинок граба на їх насипну ρ і уявну $\rho_{уяв.}$ щільність, кут природного ухилу φ , коефіцієнт внутрішнього тертя $\mu_{вн.}$, коефіцієнт тертя по сталі μ та порозність шару $\varepsilon_{ш.}$ на їх основі.

– дослідити вплив вологості $W_{д.в}^p$ деревного вугілля на коефіцієнт його тертя по сталі $\mu_{д.в.}$.

2. Визначити раціональні режими роботи піролізно-газифікаційної установки та умови виробництва калорійного газу з низьким вмістом смол:

– обґрунтувати витрати часу та швидкість нагрівання $v_{наг}$ палива під час стадій нагрівання і сушіння;

– визначити аеродинамічний тиск шару деревного вугілля $p_{а.д.}$;

– встановити залежність температур в реакційних зонах установки (T_1 – T_3), синтез-газу (T_4) у газовідбірному патрубку та тривалості піролізно-газифікаційного процесу τ від гранулометричного складу біомаси $d_{е-еф}$;

– дослідити вплив вологості на хімічний склад (H_2 , CO , CH_4 , CO_2 , C_2H_4), об’ємний вихід $V_{с.газ.}$ і нижчу теплоту згоряння Q^p_H синтез-газу, виробленого з подрібненого граба різного гранулометричного складу;

– дослідити вплив вологості W^p палива на тривалість стадії його нагрівання $\tau_{нагр}$ і сушіння $\tau_{суш.}$;

– визначити вміст смол $C_{смол.}$ і домішок $C_{мех.дом.}$ у виробленому синтез-газі;

3. Визначити технологічні показники роботи системи «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – ДВЗ – електрогенератор»:

– обґрунтувати режим роботи нагрівачів зон піролізу та газифікації;

– підтвердити багатофакторним експериментом математично обґрунтовані раціональні межі потужності нагрівачів $P_{ел.н.}$, вологості W^p та діаметру частинок $d_{е-еф}$ палива за яких досягається максимальний виробіток електроенергії.

– узгодити графіки роботи сонячної електростанції (СЕС) та піролізно-газифікаційної установки з метою забезпечення електронагріву реакційних зон установки надлишком енергії, виробленої СЕС.

У якості критерію оптимізації експлуатаційних параметрів піролізно-газифікаційної установки прийнято тривалість всього термохімічного процесу.

Ефективність електрогенерації системи «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – ДВЗ – електрогенератор» досліджувалася на базі Білоцерківського національного аграрного університету (БНАУ).

3.2. Розробка способу роботи піролізно-газифікаційної установки в складі системи «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор»

3.2.1. Розробка способу роботи піролізно-газифікаційної установки в складі системи електрогенерації

На рис. 3.1 показано схему автономної системи електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор» (СЕС – ПГУ – ДВЗ – електрогенератор), у якій, на відміну від відомих рішень, надлишкова електроенергія сонячної електростанції використовується для алотермічної конверсії біомаси в синтез-газ як акумульований енергоносіє, що узгоджує змінну сонячну генерацію з керованою роботою електрогенератора і забезпечує виробництво електроенергії при зниженні чи відсутності інсоляції.

Виробництво електроенергії здійснюється наступним чином. Синтез-газ виробляється з біомаси, яка завантажується до піролізно-газифікаційної установки 1, встановленої на опорі 2. Безсольний синтез-газ з температурою 700–770°C подається на охолодження в барботажний скруббер 5, де охолоджується до температури 70–80°C. Проходячи через осушувач 7 з газу видаляється волога. Від механічних домішок охолоджений синтез-газ очищується у фільтрі тонкого очищення 8, після чого накопичується в мішку-газгольдері 9. На основі синтез-газу і повітря формується паливна суміш, яка подається на газопоршневий двигун електрогенератора 11. Для забезпечення роботи електронагрівачів установки використовується сонячна електростанція (фотоелектричні модулі 4, інвертор 5).

Вироблена системою «СЕС – ПГУ – ДВЗ – електрогенератор» за потреби подається до загальної електромережі.

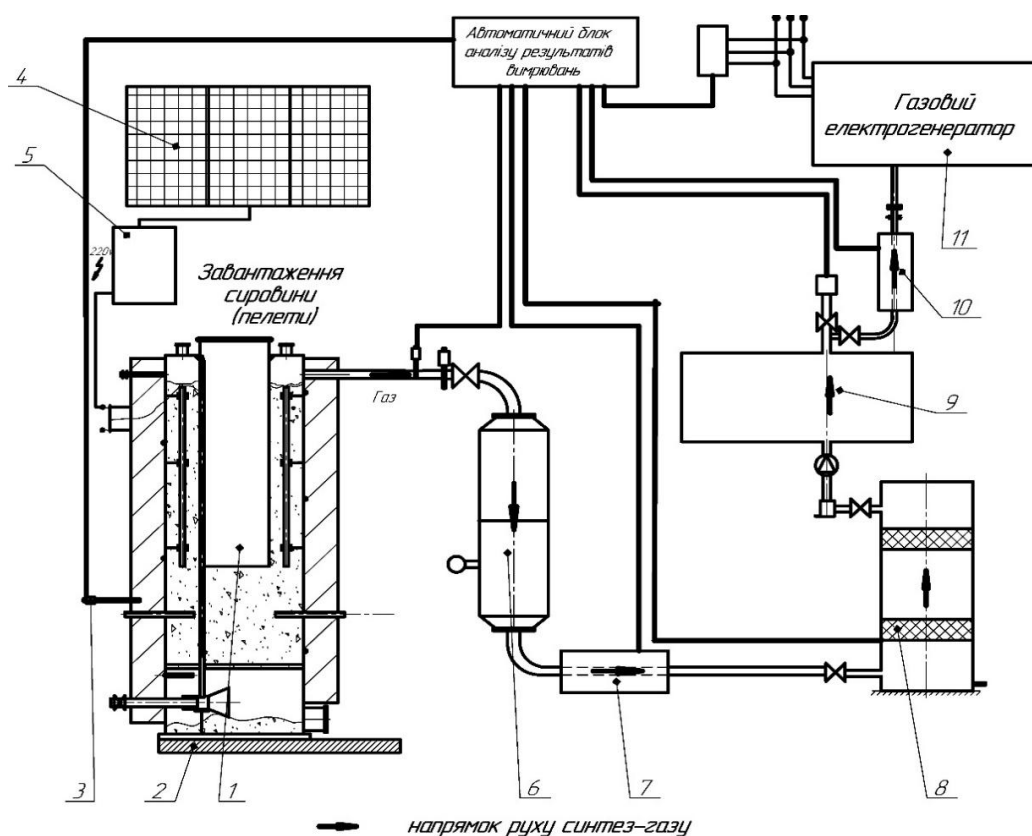


Рис. 3.1. Лабораторна схема роботи піролізно-газифікаційної установаки у

складі системи «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установака – ДВЗ – електрогенератор»:

- 1 – піролізно-газифікаційна установака; 2 – опора; 3 – термопара;
- 4 – сонячна електростанція; 5 – інвертор; 6 – барботажний скруббер;
- 7 – осушувач газу; 8 – фільтр тонкого очищення;
- 9 – мішок-газгольдер; 10 – блок відбору проб;
- 11 – електрогенератор з поршнеvim ДВЗ.

Ефективність роботи піролізно-газифікаційної установаки у складі «СЕС – ПГУ – ДВЗ – електрогенератор» полягає в наступному:

- нестабільна електроенергія сонячної генерації використовується для електронагріву реакційних зон і перетворюється на хімічну енергію синтез-газу, придатного до накопичення та використання за потреби;
- накопичений синтез-газ забезпечує виробництво електроенергії в періоди недостатньої або відсутньої сонячної генерації;

– поєднання сонячної енергії та біомаси підвищує стабільність і автономність енергопостачання.

3.2.2. Опис експериментальної піролізно-газифікаційної установки

Здобувачем запатентовано нову конструкцію газогенератора безсмольного газу [159] (рис. 3.2, додаток Р). Особливістю конструкції є те, що процеси піролізу та газифікації зонально відокремлені в межах установки. Корпус установки 17 виготовлено з безшовної гарячetyгнутої труби зі сталі 45. Товщина стінки труби – 8 мм. З метою герметизації корпус установки утеплено базальтовим волокном 16 товщиною 100 мм. Всередині корпусу встановлено камеру піролізу 1, виготовлену із сталі 09Г2С з товщиною стінки 8 мм. Конструкцією передбачено кільцевий простір між корпусом 17 і камерою 1, заповнений шаром вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу (деревним вугіллям) 2. Люк 11 призначений для розпалювання установки. Також установка містить колосникову решітку 3, інжектор 4, вертикальну трубу 14 та днище 6. Інжектор 4 вмонтовано під колосниковою решіткою 3. Для забезпечення герметизації установка зверху щільно закривається кришкою 5.



а)

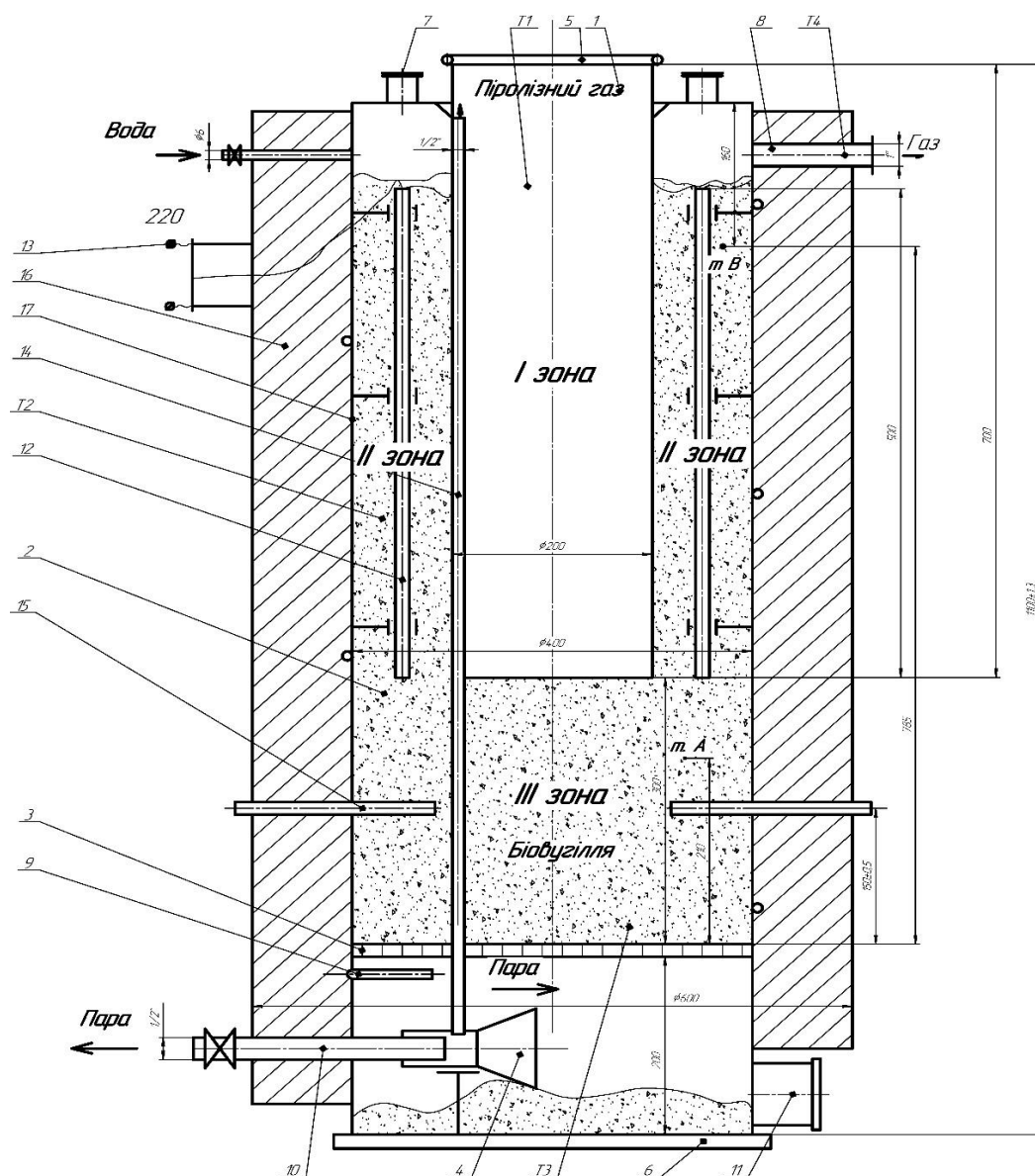


Рис. 3.2. Піролізно-газифікаційна установка [159]:

а) – загальний вигляд; б) – схематичне зображення:

1 – камера піролізу; 2 – шар деревного вугілля; 3 – колосникова решітка; 4 – інжектор; 5 – кришка установки; 6 – днище; 7 – люк; 8 – патрубок відбору газу; 9 – трубка подачі води; 10 – трубка подачі повітря; 11 – люк для розпалювання палива; 12 – вертикальний електронагрівач мод. КГТ-220-1300; 13 – клемова коробка; 14 – вертикальна труба; 15 – електронагрівач мод. КГТ-220-1800; 16 – утеплювач з базальтового волокна; 17 – корпус; T_1 , T_2 , T_3 , T_4 – термопари хромель-алюмелеві ТХА-2388; I – зона піролізу палива; II – зона очищення синтез-газу; III – зона газифікації

Труба 14 жорстко прикріплена до зовнішньої стінки камери піролізу 1. Труба 14 нижнім кінцем приєднана до інжектора 4, а верхнім заведена у внутрішню порожнину камери 1. Сполучення з інжектором забезпечує надходження газоподібних продуктів до зони газифікації, температура шару якої сягає 800–950°C, що забезпечує виробництво безсмольного газу з підвищеною теплотою згоряння без повітряного дуття.

Установка оснащена чотирма вертикальними 12 і чотирма горизонтальними 15 нагрівачами (кварцові трубки з вольфрамовою спіраллю всередині мод. КГТ-220). Радіально розміщені вертикальні нагрівачі 12 підтримують тепловий режим камери піролізу 1, а горизонтальні 15 – зони газифікації. Клемова коробка 13 призначена для підключення електронагрівачів.

Площа поверхні установки становить 0,138 м². Гранична температура зовнішньої поверхні установки не перевищує 250°C. Це суттєво зменшує теплові втрати випромінюванням, які за такої температури становлять лише 2–3%.

Деревне вугілля в установку завантажується через люки 7. Висота зони газифікації становить 100 мм. Вироблений газ відбирається через патрубок 8.

Конструкційно передбачено можливість роботи установки в режимі пароповітряної газифікації. В цьому випадку трубка 9 слугує для подачі води. В нашому випадку піролізно-газифікаційне розкладання біомаси проводилося в алотермічному режимі (без повітряного дуття), тому трубки 9 і 10 були перекриті.

3.3. Методика проведення експериментальних досліджень

3.3.1. Методика дослідження фізико-механічних властивостей матеріалів

Вологість і розмір частинок палива визначають тривалість його термічного перетворення, теплові витрати та температурний режим установки, а також питомий вихід і компонентний склад синтез-газу. Від цих параметрів залежать інтенсивність тепло- і масоперенесення, умови руху та ущільнення матеріалу в

реакторі. Тому досліджували вплив вологості й розміру частинок на щільність біомаси, порозність паливного шару, кут природного ухилу та фрикційні властивості матеріалу. Одержані результати необхідні для обґрунтування конструкційно-технологічних параметрів і режимів роботи піролізно-газифікаційної установки. Перелік обладнання та методики визначення окремих фізико-механічних властивостей біомаси наведено в додатках G1 і G2. Відбір проб матеріалів виконано за ДСТУ EN ISO 18135:2022.

3.3.1.1. Методика обґрунтування розміру частинок і дослідження впливу вологості на властивості матеріалів

У піролізно-газифікаційній установці термохімічна конверсія біомаси відбувається у два етапи. Спочатку біомаса піролітично розкладається з утворенням газів, смол і коксового залишку. Далі гази проходять крізь шар деревного вугілля, нагрітий до 800–950°C, де відновлюються та збагачуються CO, H₂ і CH₄. Оскільки склад газу залежить від умов первинного піролізу та теплообміну в шарі палива, вимоги до розміру частинок визначаються умовами перебігу піролізу. Запропоновано обґрунтовувати допустимий розмір частинок палива за значенням числа B_i , яке визначається з рівняння (1.57).

Оскільки паливо, яке термічно перероблятиметься в установці має розмір частинок 10–20 мм ($B_i=1,25–2,5$), то в такому разі матиме місце тепло-хвильовий режим з істотними температурними градієнтами між частинками.

Первинний піроліз у перерізі частинки протікатиме нерівномірно, що супроводжуватиметься зменшенням виділення газоподібних продуктів [175].

На рівні з B_i теплообмінний режим визначається числами P_y , P_y' [174]:

$$P_y = K / (k_p \cdot c_p \cdot R^2), \quad P_y' = h / (k \rho c_p R_{\text{част.}}), \quad (3.1)$$

де: P_y , P_y' – числа, які характеризують відношення між швидкістю реакції та внутрішнім і зовнішнім теплообміном; k – константа швидкості реакції, с⁻¹; ρ – насипна щільність палива, кг/м³; c_p – питома теплоємність палива, Дж/(кг·°C).

Режими термохімічного перетворення частинки наведені в додатку Н.

Іншим параметром, який слід врахувати при обґрунтуванні розміру палива, є характеристичний час прогрівання його частинок за критерієм Фур'є [99, 175].

$$\tau = (\rho \cdot c_p \cdot R^2) / K, \quad (3.2)$$

де: τ – час реакції серцевини на зміну температури поверхні, с.

Нагрівання частинок палива всередині камери піролізу відбувається через її стінки від шару деревного вугілля розпеченого до 800–950°C. Підвищена порозність шару у пристінковій зоні характеризується нижчою ефективною теплопровідністю у цій зоні порівняно з центром камери. Для зменшення цього явища слід витримувати наступну умову [99, 174, 175]:

$$D_{к.п.} / d_{e-ef} \geq 10, \quad (3.3)$$

де $D_{к.п.}$ – діаметр камери піролізу, м; d_{e-ef} – ефективний діаметр частинки, м.

Вплив вологості на насипну ρ і уявну $\rho_{уяв}$ щільності, порозність шару $\varepsilon_{ш}$, кут природного ухилу φ , коефіцієнти внутрішнього тертя $\mu_{вн}$ і тертя частинок граба по сталі $\mu_{граб}$ визначали в діапазоні вологості 10–30%. Кожен параметр визначали за п'ятикратної повторюваності, а похибку результатів – за критерієм Стюдента при довірчій імовірності $P=0,95$. Подібним чином досліджено вплив вологості W^p деревного вугілля (матеріалу шару зони газифікації) на коефіцієнт його тертя по сталі $\mu_{д.в.}$.

3.3.2. Методика визначення технологічних параметрів роботи піролізно-газифікаційної установки

Метою цього блоку досліджень є перевірка встановлених під час моделювання залежностей і визначення параметрів, що впливають на тривалість та повноту піролізно-газифікаційного перетворення біомаси, питомий вихід і компонентний склад синтез-газу, вміст у ньому смол і механічних домішок.

З урахуванням вологості, ефективного діаметра частинок і компонентного складу біомаси необхідно визначити раціональну швидкість нагрівання палива,

аеродинамічний опір шару деревного вугілля та температурний режим реакційних зон. Це дасть змогу оцінити інтенсивність тепло- і масоперенесення, тривалість окремих стадій і процесу загалом, повноту термічного перетворення сировини та витрати енергії. Значенням аеродинамічного опору дасть змогу оцінити газопроникність шару деревного вугілля, умови руху парогазової суміші та вимоги до режиму відведення синтез-газу і газоперекачувального обладнання. Визначення температур у реакційних зонах дасть змогу встановити їхній вплив на перебіг реакцій піролізу й газифікації, компонентний склад газу та конверсію смол. Вміст смол і механічних домішок необхідно визначити для обґрунтування системи очищення газу та встановлення придатності газу до використання в ДВЗ.

Перелік обладнання, використаного у експериментальних дослідженнях, та методика проведення деяких досліджень з визначення технологічних параметрів роботи піролізно-газифікаційної установки наведені у додатку І.

3.3.2.1. Методика визначення швидкості нагрівання палива в камері піролізу

За високої швидкості нагрівання, особливо для частинок значного розміру, температура їхньої поверхні може зростати швидше, ніж прогривається серцевина. Якщо тривалість перебування біомаси в температурному інтервалі активного піролізу недостатня, необхідна повнота термічного розкладання не досягається. Тому швидкість нагрівання визначали для обґрунтування температурно-часового режиму, що забезпечує достатній прогрів частинок, завершення основних реакцій піролізу та максимальний вихід газоподібних продуктів. Дослідження проводили за атмосферного тиску для частинок граба: $d_{e-ef}=5$ мм і $W^p=10\%$; $d_{e-ef}=15$ мм і $W^p=30\%$ за маси наважки 10 кг. Розрахований об'єм установки, заповнений деревним вугіллям з $d_{e-ef}=5$ мм і $W^p=10\%$ становив $0,0785$ м³. Робочу зону нагрівали чотирма вертикальними (поз. 12) і чотирма горизонтальними (поз. 15) електронагрівачами КГТ-220. Температуру палива вимірювали в контрольній точці шару хромель-алюмелевою термопарою ТХА-

2388 із виведенням показів на термометр TM902C. Одночасно з увімкненням нагрівачів запускали секундомір СОСпр-26-2-000±4. Від моменту увімкнення нагрівачів фіксували час, необхідний для підвищення температури шару палива на кожні наступні 10°C у діапазоні 20–150°C. Швидкість кожної із стадій нагрівання палива визначали, користуючись [157], як:

$$v_{\text{наг}} = \Delta T_i / \Delta t_i, \quad (3.4)$$

де: $v_{\text{наг}}$ – швидкість нагрівання шару палива, °C/хв; ΔT_i – приріст температури шару палива на поточному вимірюванні, °C; Δt_i – час прогрівання шару з частинок граба в камері піролізу впродовж поточного вимірювання.

Межу допустимої похибки вимірювання температури визначали за паспортними характеристиками цифрового термометра TM902C.

Похибки вимірювання рахували за методикою, наведеною додатку G2.

Потужність електронагріву регулювалася широтно-імпульсним методом. Широтно-імпульсний сигнал формувався пристроєм на базі таймера NE555 в автоколивальному режимі.

3.3.2.2. Методика визначення аеродинамічного тиску шару деревного вугілля та динамічного тиску газу

Для оцінювання газопроникності шару, швидкості руху і тривалості перебування в шарі газового потоку, а також для обґрунтування режиму відведення синтез-газу та вибору газоперекачувального обладнання потрібно визначити аеродинамічний опір шару деревного вугілля та динамічний тиск газу.

Оскільки піролізно-газифікаційний процес протікає без повітряного дуття, у шарі деревного вугілля зони газифікації здійснюється фільтрація виключно піролізної парогазової суміші, яка утворена в камері піролізу I (див. рис. 3.2, зона I) та піддається відновленню на розжареному вугіллі II і III зон. Напрямок фільтрації газу – знизу вгору. Рух газу здійснюється за умов надлишкового тиску власного газоутворення (самопливний), отже аеродинамічний опір шару $\Delta p_{a.d}$ дорівнює перепаду статичного тиску у зольнику безпосередньо між точками A і

В. Точки *A* і *B* розташовані на висоті 210 і 785 мм над колосниковою решіткою відповідно. Відстань від торцевої поверхні корпусу установки до точки *B* становить 160 мм. Перепад статичного тиску вимірювався мікроманометром ММН-2400 (5)-1,0 ТУ25-01-816-79, який працював за диференційною схемою. Відбір статичного тиску відбувався через штуцери, виконані у вигляді коротких патрубків, вварених у стінку корпусу установки, з наскрізними отворами $\varnothing 1 \dots 3$ мм. Отвори були виконані перпендикулярними до стінки і напрямку руху газу, канал штуцера – був гладким, без уступів. Плюсова камера приладу була з'єднана газощільним трубопроводом зі статичним відбором у точці *A*, а мінусова – зі статичним відбором у точці *B*. Шкала приладу була градуйована у міліметрах. Методика розрахунку аеродинамічного опору $p_{a.d.}$ шару деревного вугілля представлена в додатку *J* з врахуванням рекомендацій [19, 180–183].

Об'ємна витрата газу вимірювалася роторним газовим лічильником G6PJL за ДСТУ EN 12480:2018, IDT і приводилася до н. у. за виміряними значеннями барометричного тиску і температури.

Методики розрахунку фіктивної швидкості фільтрації ϖ синтез-газу та динамічного тиску $p_{d.c.газ}$ синтез-газу у газовідбірному патрубку установки (див. рис. 3.2, поз. 8) наведені додатку *J*.

Усі вимірювання проводили при роботі установки на стабільному режимі. Вихід на стабільний режим визначався за показами термопар T_1 – T_4 (див. рис. 3.2).

3.3.2.3. Методика визначення температур в реакційних зонах піролізно-газифікаційної установки та температури синтез-газу на виході з установки

Для встановлення теплового режиму установки, інтенсивності тепло- і масообмінних процесів, тривалості піролізно-газифікаційного перетворення, складу та якості виробленого газу вимірювали температури реакційних зон.

Для визначення температури синтез-газу у патрубку відбору газу (T_4), в камері піролізу (T_1), у зоні II, розташованій у шарі деревного вугілля (T_2), у зоні

III газифікації (T_3) піролізно-газифікаційної установки використовувалися хромель-алюмелеві термопари ТХА-2388 (ДСТУ EN 60584-1:2016) із виведенням показань на дисплей цифрового термометра ТМ902С. Місця встановлення термопар наведені на рис. 3.2. Методику обробки результатів вимірювань наведено в додатках G2.

3.3.2.4. Методика визначення компонентного складу, теплоти згоряння та питомого об'ємного виходу синтез-газу з деревини граба

Компонентний склад, нижчу теплоту згоряння та питомий об'ємний вихід синтез-газу з деревини граба визначали для оцінювання його придатності як моторного палива і прогнозування виробітку електроенергії. Вміст в газі H_2 , CO і CH_4 формує енергетичну цінність газу, тоді як CO_2 та інші баластні компоненти її знижують. Кількість хімічної енергії, одержаної з одиниці маси біомаси, визначали за питомим виходом газу та його нижчою теплотою згоряння. З урахуванням ефективності двигуна, електрогенератора і власних енерговитрат установки це дає змогу оцінити чистий виробіток електроенергії.

Вироблений синтез-газ складався з наступних основних компонентів: H_2 ; CO ; CH_4 ; CO_2 ; C_2H_4 . Для визначення концентрації окису вуглецю (CO) застосовано методику, наведену в [21]. З цією метою використано газоаналізатор Інфракар-M2T.01 з діапазоном вимірювання об'ємного вмісту окису вуглецю (CO) від 0 до 5%. Межі допустимої абсолютної похибки: $\pm 0,06\%$ (0...1,25%). Межі допустимої відносної похибки: $\pm 4\%$ (1,25...5%). Концентрацію CO зменшували шляхом розведення синтез-газу повітрям у змішувачі до меж, в яких працює газоаналізатор. Повітря у змішувач нагнітали повітрорудкою електричною мод. GHBH 0D5 34 1R2, підключеною до мережі через частотний перетворювач мод. CFM210 – 1.1 кВт (додаток I). Швидкість потоку v повітря вимірювалася цифровим термоанемометром (додаток I).

Подача повітря до змішувача розраховувалася за рівнянням згідно [157]:

$$L = 0,785v \cdot d^2, \quad (3.5)$$

де: L – подача повітря у змішувач, $\text{м}^3/\text{с}$; d – внутрішній діаметр труби, з'єднаної з перехідником повітродувки мод. GHBH 0D5 34 1R2, через яку до змішувача нагнітається повітря, м ; ν – швидкість потоку повітря, $\text{м}/\text{с}$.

Газ з газгольдера до змішувача подавався циркуляційним відцентровим вентилятором (додаток І). Вміст окису вуглецю (CO) у синтез-газі становив, з використанням рекомендацій [21, 157]:

$$\nu(\text{CO}) = \frac{(L + L_{\text{с.газ}})Y_{\text{CO}}}{4}, \quad (3.6)$$

де: $\nu(\text{CO})$ – вміст окису вуглецю, % об.; Y_{CO} – покази за газоаналізатором Інфракар-М2Т.01, % об.; $L, L_{\text{с.газ}}$ – подача повітря і синтез-газу у змішувач, $\text{м}^3/\text{с}$.

Для вимірювання вмісту CO_2 у синтез-газі було використано портативний аналізатор CO_2 AZ-7755 з діапазоном вимірювання від 0 до 9999 ppm. Оскільки концентрація CO_2 у газі є вищою за верхню межу вимірювання приладу, тому синтез-газ розбавляли атмосферним повітрям у співвідношенні 1:1. У разі потреби можна було змінювати подачу повітря до змішувача зміною частоти обертання повітродувки мод. GHBH 0D5 34 1R2.

Для перерахунку одиниць з ppm у % застосовували формулу [157]:

$$\text{CO}_2(\%) = \text{CO}_2(\text{ppm})/1000. \quad (3.7)$$

Вміст CH_4 в синтез-газі визначали аналізатором МГА-1 з діапазоном вимірювання від 0 до 100%. Під час вимірювання вмісту CH_4 подачу повітря до камери змішування повністю припиняли, а через хвилину після припинення подачі повітря проводили вимірювання вмісту метану.

Вміст водню H_2 визначали за залишковим принципом. Оскільки сумарний вміст компонентів (H_2 , CO , CH_4 , CO_2 і C_2H_4) у синтез-газі становить 100%, то вміст H_2 визначався як різниця між сумарним вмістом усіх компонентів синтез-газу і вмістом таких компонентів як CO , CH_4 , CO_2 і C_2H_4 . При визначенні вмісту H_2 у газі вміст C_nH_m приймали відповідно до теоретичних розрахунків.

Об'єм виробленого синтез-газу піролізно-газифікаційною установкою вимірювали лічильником газу G-6-РЛ.

Методика і результати визначення похибок вимірювання питомого об'ємного виходу синтез-газу з деревини граба та вмісту H_2 , CO , CH_4 і CO_2 виконано за рекомендаціями [181, 182] і наведені в додатку К.

Нижча теплота згоряння сухого генераторного газу Q^p_H при 0°C і 760 мм. рт. ст. визначалася згідно рівняння Менделєєва.

3.3.2.5. Методика підготовки деревного вугілля

Для інтенсифікації хімічних реакцій, спрямованих на підвищення вмісту в синтез-газі CH_4 , CO та H_2 , деревне вугілля було оброблене залізо-кальцієвим розчином, щоб набути сорбційно-каталітичних властивостей.

Розрахунок кількості прекурсорів для обробки вугілля виконували за такими даними: діаметр частинок $d_{e-ef, \text{д.в.}} = 5$ мм; об'єм корпусу $V_{\text{кор}} = 0,0785$ м³; насипна щільність вугілля $\rho_{\text{д.в.}} = 247,4 \pm 4,47$ кг/м³ (дод. G2, табл. 11).

Дані по реактивам: вода дистильована; залізо (III) нітрат нонагідрат $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ ($M = 404$ г/моль); кальцій нітрат тетрагідрат $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ ($M = 236$ г/моль); розчин HNO_3 для попередньої обробки поверхні.

Масу вугілля визначали зважуванням з контрольним перерахунком за об'ємом корпусу $V_{\text{кор}}$ та його насипною щільністю $\rho_{\text{д.в.}}$ ($m_{\text{д.в.}} = 19,42$ кг). За [184] для обробки вугілля потрібно близько 5–7 % мас. Fe і 2–3% мас. Ca. Потрібний об'єм просочувального розчину та масу прекурсорів визначали за додатком L.

Для обробки кілограму вугілля потрібно 362 г солі заліза та 118 г солі кальцію. Отже, на обробку усієї маси вугілля $m_{\text{д.в.}} = 19,42$ кг потрібно 7,02 кг $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ і 2,29 кг $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$. Загальний об'єм просочувального розчину становив $V_{\text{роз.}} = m_{\text{д.в.}} \cdot q_{\text{д.в.}} = 19,42$ л. Сумарна концентрація солей у розчині становила 480 г/л, що не перевищило розчинність нітратів заліза і кальцію і не призводило до випадання осаду. Для видалення кисневмісних поверхневих груп рекомендують деревне вугілля додатково обробити розчином азотної кислоти HNO_3 концентрацією 0,1 моль/л [185]. Методика приготування розчину та обробка деревного вугілля цим розчином наведені в додатку L.

3.3.2.6. Методика визначення тривалості стадій нагрівання та сушіння сировини під час піролізно-газифікаційного розкладання

Тривалість стадій нагрівання та сушіння деревини граба визначали для експериментальної перевірки теплотехнічної складової математично встановленої залежності тривалості термічного розкладання біомаси від потужності електронагріву, вологості та діаметра частинок палива. Отримані дані дають змогу відокремити час прогрівання та видалення вологи від кінетичної тривалості розкладання, уточнити загальний час піролізно-газифікаційного процесу та розрахунок компонентного складу синтез-газу.

Вплив вологості W^p сировини на тривалість нагрівання $\tau_{нагр}$ і сушіння $\tau_{суш}$ досліджували за зміною температури паливного шару. Під час інтенсивного випаровування вологи підведена теплота витрачається на пароутворення, тому зростання температури сповільнюється і формується температурне плато поблизу 100°C. Після завершення сушіння температура шару знову зростає. За моментами початку та кінця плато визначали тривалість вказаних стадій.

Температуру шару реєстрували термопарою ТХА-2388 з виведенням показів на термометр ТМ902С. Час визначали електронним секундоміром. Для підготовки наважок сировини заданої вологості використовували терези Matarix MX-464 та сушильну шафу СНОЛ 58/350 (додаток G1).

За вимірюваними температурами визначали: t_0 – момент включення електронагрівачів; t_{100} – момент досягнення паливом 100°C (початок процесу випаровування); t_n – момент виходу температури шару з плато 100°C.

Наважку граба заданої вологості W^p завантажували в камеру піролізу. У шар палива встановлювали термопару, контролюючи занурення її робочого спаю в матеріал упродовж усього дослідів. Нагрівачі і секундомір вмикали ($t_0=0$) одночасно. Температура з термометра ТМ902С зчитувалася щохвилини з внесенням даних в протокол вимірювань до моменту відриву температури від плато 100°C. За зареєстрованими температурами визначався час t_{100} і t_n . Кожен дослід повторювали 5 разів. Час нагрівання граба до 100°C визначали як [157]:

$$\tau_{нагр} = t_{100} - t_0, \quad (3.8)$$

де: $\tau_{нагр}$ – час нагрівання палива до 100°C, хв.

Час випаровування води з шару палива визначався як [157]:

$$\tau_{вип} = t_n - t_{100}, \quad (3.9)$$

де: $\tau_{вип}$ – час випаровування W^p з палива (температурне плато 100°C), хв.

За результат для кожного значення вологості W^p палива приймали середнє арифметичне 5-ти паралельних дослідів із зазначенням похибки за додатком G2.

3.3.2.7. Методика визначення вмісту смол і домішок у синтез-газі

Вміст смол у синтез-газі визначали для оцінювання здатності шару деревного вугілля забезпечувати їх конверсію за режимних параметрів установки, встановлених аналітично та підтверджених експериментально. За результатами вимірювань обґрунтовували потребу у застосуванні додаткового очисного обладнання. Вміст механічних домішок визначали для визначення параметрів очисних фільтрів за швидкістю витікання і об'ємною витратою газу.

Дослідження проводилося спрощеним гравіметричним методом. Основне обладнання, яке використовували для дослідження наведене в додатку І. Методика розроблена здобувачем з використанням рекомендацій [33].

До вихідного патрубку установки було приєднано трубу довжиною 500 мм для зниження температури гарячого синтез-газу, який відбирався, до 400...450°C. На кінець труби кріпилася спеціальна кришка з фільтруючим матеріалом, призначеним для уловлювання механічних домішок. Оскільки температура кришки з фільтром була вищою за точку роси смол (150–350°C), то смолисті речовини на них не конденсувалися. Для осадження смол і конденсату слугувала скляна колба DURAN об'ємом 250 мл з охолоджувальною банею.

На початку досліду фільтр та колбу-уловлювач сушили при (105±5°C) до сталої маси, охолоджували в ексікаторі і зважували. Перед відбором зразків газу перевіряли герметичність вимірювального тракту методом вакуумної проби.

Відбір проб газу робили після виходу установки на усталений режим роботи. Фільтротримач прогрівали до 200°C, а колбу занурювали у ємність з льодом і сіллю. Вакуумним насосом кожні 15 хв пробу синтез-газу пропускали через фільтр і колбу-уловлювач. Одночасно газовим лічильником вимірювали об'єм прокачаного газу, а також міряли температуру і тиск на лічильнику.

Після кожного дослідів фільтр повторно висушували при (105±5°C) до сталої маси, охолоджували в ексікаторі та зважували. Маса механічних домішок визначали за формулою згідно [186]:

$$m_{\text{м.дом.}} = m_1 - m_0, \quad (3.10)$$

де: $m_{\text{м.дом.}}$, m_0 , m_1 , – відповідно маса домішок, фільтра до і після дослідів, г.

Колбу-уловлювач після дослідів висушували при 60–80°C до видалення конденсованої вологи і охолоджували в ексікаторі. Осаджені смоли змивали ацетоном, розчинник випаровували, а залишок зважували. Маса смол становила [187]:

$$m_{\text{смол.}} = m_1 - m_0, \quad (3.11)$$

де: $m_{\text{смол.}}$, m_0 , m_1 , – відповідно маса смол і колби до і після дослідження, г.

Об'єм відібраного газу зводили до н. у. за рівнянням 7 додатку І.

Масова концентрація включень визначалася за рівнянням згідно [187]:

$$C_{\text{включ.}} = m_{\text{включ.}} / V_{\text{с.газ}}, \quad (3.12)$$

де: $C_{\text{включ.}}$ – масова концентрація відповідних включень в газі, г/нм³.

3.3.3. Методика визначення технологічних показників роботи системи електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор»

3.3.3.1. Методика обґрунтування графіку роботи електронагрівачів

Графік роботи нагрівачів розробляли згідно вимог забезпечення теплових потреб кожної зі стадій процесу, орієнтуючись на покази термопар T_1 – T_3 , (див.

рис. 3.2). З моменту запуску установки реєстрація T_1-T_3 велася безперервно, а після досягнення заданого значення T потужність $P_{ел.н.}$ електронагрівачів змінювалася, або їх відключали. Час увімкнення $t_{увім}$ і вимкнення $t_{науза}$ нагрівачів фіксували секундоміром. За отриманими даними будували графіки роботи нагрівачів кожної із зон, які відображали режим їх роботи упродовж усього циклу роботи установки. Ступінчастий характер графіків відповідав зміні режимів нагрівання на окремих стадіях процесу. Температури T_1-T_3 контролювали термопарами ТХА-2388, які були підключені до термометрів ТМ902С. Потужність нагрівачів $P_{ел.н.}$ кожної із зон регулювали методом широтно-імпульсної модуляції (ШІМ) [188]:

$$P_{ел.н.} = \delta \cdot P_{ном}, \quad \delta = t_{ув} / (t_{ув} + t_n) = t_{ув} / T_u, \quad (3.13)$$

де: δ – шпаруватість ШІМ-сигналу; $P_{ном}$ – номінальна потужність нагрівачів, кВт; $t_{ув.}$, t_n , T_u – тривалість увімкнення, паузи, періоду модуляції, с.

Шпаруватість змінювали за показами термопар, тому рівні кривих графіка відповідали фактичним температурам у реакційних зонах. Перехід між етапами здійснювали після досягнення зоною заданої температури за показами термопар. Початкові значення шпаруватості визначали розрахунково, після чого уточнювали за показами термопар. Коригування виконували до досягнення в зоні заданої температури без її перевищення. Обробку результатів дослідження здійснювали за рівняннями (1–7) додатку G2.

3.3.3.2. Методика дослідження впливу потужності електронагрівачів, вологості та діаметру кускової біомаси на кількість електроенергії, виробленої системою електрогенерації на основі ВДЕ

За сталих паспортних значень ККД поршневого двигуна $\eta_{двз}=0,35$ та електрогенератора $\eta_{ел.ген.}=0,9$ виробіток електроенергії $E_{ел}$ визначається кількістю та енергетичними характеристиками виробленого газу. Питомий вихід, компонентний склад і теплота згоряння газу залежать від вологості W^p і ефективного діаметра частинок біомаси $d_{е-еф}$, а також від потужності нагрівачів

$P_{ел.н.}$. Для встановлення впливу цих чинників на електрогенерацію, визначення характеру їхньої взаємодії та одержання відповідного математичного рівняння слід провести багатофакторний експеримент. Інтервали варіювання незалежних факторів ($P_{ел.н.}$, W^p та d_{e-ef}) обрано з таких міркувань:

1. Методика обґрунтування та розрахунків раціонального діапазону d_{e-ef} для піролізно-газифікаційного процесу наведені в розділах 3.3.1.1 та 3.4.1.1 відповідно. За розрахунками раціональний діапазон значень d_{e-ef} становить 5 – 15 мм. Для дослідів приймемо d_{e-ef} рівними: 5, 10 і 15 мм.

2. Рівні варіювання вологості W^p подрібненого граба взято з розрахунків, виконаних в розділі 3.4.1.2, і вони склали: 10; 20; 30 %.

3. Рівні варіювання фактичної споживаної потужності електронагрівачів $P_{ел.н.}$ вибрано з умови забезпечення швидкості нагрівання палива 3–7°C/хв і необхідного температурного режиму зон піролізу та газифікації. Отже, рівні варіювання потужності $P_{ел.н.}$ наступні: 0,9; 1,5; 2,1.

Графіки роботи нагрівачів реакційних зон представлені на рис. 3.3–3.5.

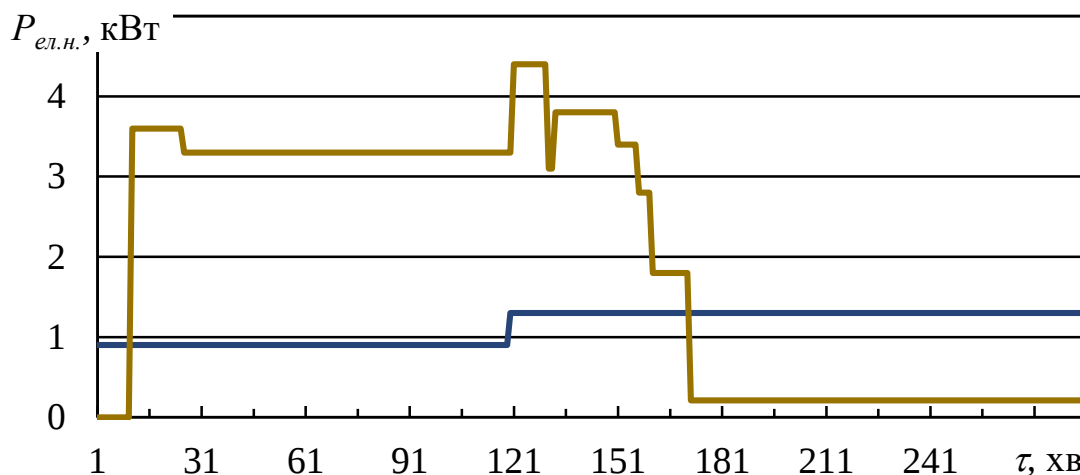


Рис. 3.3. Режим роботи електронагрівачів за швидкості нагрівання палива 3°C/хв: — електронагрівачі піролізу;
— електронагрівачі зони газифікації

За рис. 3.3 фактична споживана потужність електронагрівачів зони піролізу для забезпечення швидкості нагрівання 3°C/хв становить 0,9 кВт.

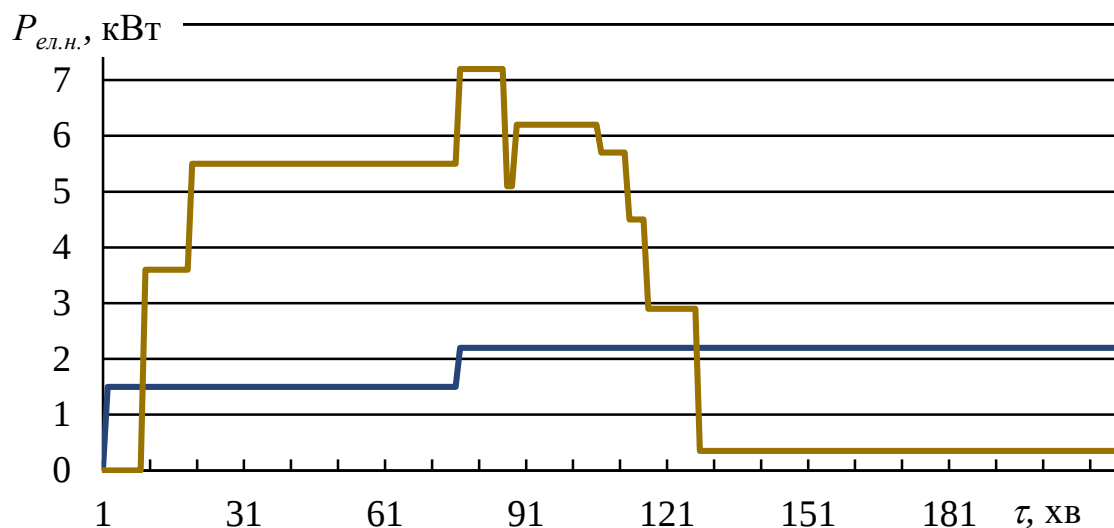


Рис. 3.4. Режим роботи електронагрівачів за швидкості нагрівання палива $5^{\circ}\text{C}/\text{хв}$: — електронагрівачі піролізу;
— електронагрівачі зони газифікації

За рис. 3.4 фактична споживана потужність електронагрівачів зони піролізу для забезпечення швидкості нагрівання $5^{\circ}\text{C}/\text{хв}$ становить 1,5 кВт.

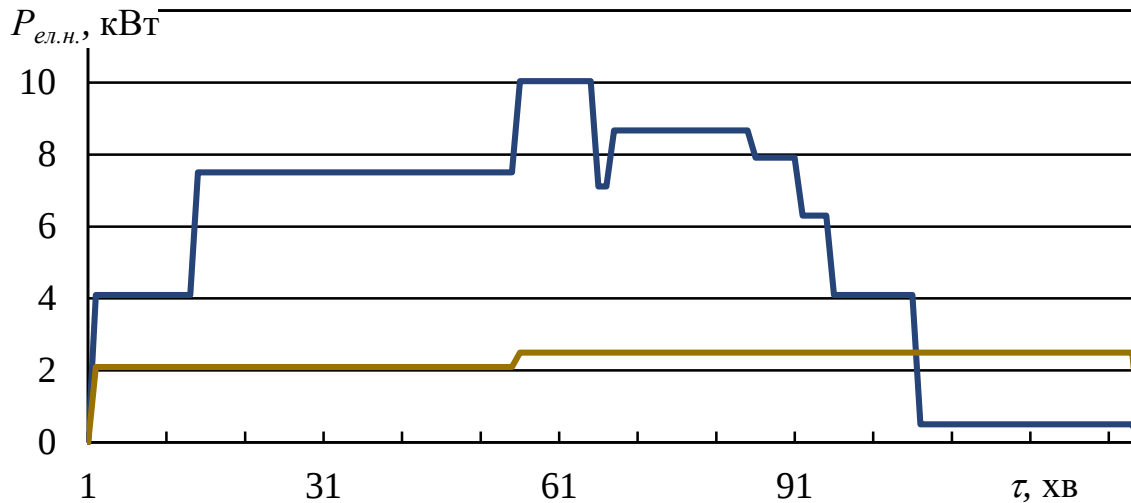


Рис. 3.5. Режим роботи електронагрівачів за швидкості нагрівання палива $7^{\circ}\text{C}/\text{хв}$: — електронагрівачі піролізу;
— електронагрівачі зони газифікації

За рис. 3.5 фактична споживана потужність електронагрівачів зони піролізу для забезпечення швидкості нагрівання $7^{\circ}\text{C}/\text{хв}$ становить 2,1 кВт.

Рівні варіювання змінних факторів наведено в табл. 3.1.

Таблиця 3.1

Змінні фактори та межі їх варіювання

Рівень варіювання фактору	Вологість подрібненого граба W^p , %	Ефективний діаметр частинок граба d_{e-ef} , мм	Потужність нагрівачів зони піролізу, $P_{ел.н.}$, кВт
Нижній рівень (–)	10	5	0,9
Основний рівень (0)	20	10	1,5
Верхній рівень (+)	30	15	2,1

Кодування факторів наведено в табл. 3.2.

Таблиця 3.2

Кодування факторів експерименту

Фактор	Позначення
Вологість подрібненого граба W^p , %	X_1
Ефективний діаметр частинок граба d_{e-ef} , мм	X_2
Потужність електронагрівачів зони піролізу, $P_{ел.н.}$, кВт	X_3

Для апроксимації експериментальних даних поліномами 2-го ступеня використано план Бокса-Бенкіна [181]. Такий план дає змогу отримати регресійні залежності 2-го порядку без композиційної схеми. Досліди проводили у випадковій послідовності за таблицею випадкових чисел. Такий підхід мінімізував вплив неконтрольованих чинників на результати експерименту.

Експериментальні дослідження проводилися на установці (див. рис. 3.2) і склалися з наступних етапів: завантаження в корпус установки попередньо підготовленого (додаток L) деревного вугілля; завантаження в камеру піролізу подрібненого граба із заданими згідно плану експерименту діаметром d_{e-ef} частинок і вологістю W^p ; підготовки до роботи електронагрівачів установки; підготовки до роботи скрубера, газгольдера, інверторної електростанції потужністю 10 кВт; налаштування приладів вимірювання вмісту компонентів газу, газового лічильника ін.; встановлення обладнання для відбирання проб газу; безпосереднього проведення дослідів; обробки результатів.

Фактична споживана потужність електронагрівачів установки змінювалася впродовж експерименту (рис. 3.3–3.5). Синтез-газ відбирали безнапірним методом в скляну колбу з двома одноходовими кранами на 500 мл. За компонентним складом газу визначали його нижчу теплоту згоряння.

Досліди проводили для подрібненого граба з ефективним діаметром частинок 5, 10 і 15 мм та вологістю 10, 20 і 30 %.

В додатку І представлено перелік контрольно-вимірювальних приладів.

У додатку М наведено методику проведення статистичної обробки результатів експерименту методами регресійного та дисперсійного аналізів.

3.3.3.3. Визначення технологічних показників роботи сонячної електростанції

Для зіставлення виробітку сонячної електростанції (СЕС) із добовим електроспоживанням корпусів БНАУ використано систему моніторингу Growatt (додаток N). Вона безперервно реєструє параметри роботи гібридного інвертора та розподіл потоків електроенергії між СЕС, мережею і споживачами. За отриманими даними визначали частку електроенергії, використану для власних потреб, отриману з мережі або передану до неї.

На основі масиву експлуатаційних даних побудовано узгоджені в часі графіки добового виробітку СЕС і споживання головних корпусів БНАУ. Це дало змогу оцінити відповідність між генерацією та фактичним навантаженням, а також визначити періоди надлишкового виробітку.

Оскільки споживана потужність піролізно-газифікаційної установки змінюється упродовж циклу виробництва синтез-газу, графік її навантаження необхідно узгодити з періодами надлишкової генерації СЕС. Дані Growatt дають змогу порівняти доступний надлишок електроенергії з потребою установки на окремих стадіях процесу. Для підвищення точності аналізу виробіток і споживання зіставляли з інтервалом 30 хв.

3.4. Аналіз і узагальнення результатів експериментальних досліджень

3.4.1. Визначення фізико-механічних властивостей лігноцелюлозної біомаси та обґрунтування їх раціональних діапазонів для піролізно-газифікаційного процесу

3.4.1.1. Обґрунтування розміру частинки палива

Оскільки першою стадією піролізно-газифікаційного процесу є піроліз, ефективний діаметр частинок визначали насамперед з умов їх швидкого та рівномірного прогрівання [180]. Зменшення розміру частинок прискорює теплообмін і скорочує тривалість піролізу, однак, водночас, підвищує гідравлічний опір шару. Відповідно до рівняння Ергуна його ламінарна складова обернено пропорційна d_{e-ef}^2 . Тому для забезпечення достатньої газопроникності нижню межу d_{e-ef} прийнято на рівні 5 мм, а верхню згідно рівняння (3.4) – 20 мм.

Для розрахунку параметру B_i прийнято: $K=0,2$ Вт/(м·°C), $h=50$ Вт/(м²·°C), $c_p=1670$ Дж/(кг·°C), $\rho=500$ кг/м³.

В табл. 3.3: d_e – еквівалентний діаметр, мм; τ – час прогрівання частинки, хв; ΔT – різниця температур на поверхні і в середніх шарах частинки палива, °C.

Таблиця 3.3

Значення параметру B_i та часу прогрівання частинок біомаси

d_{e-ef} , мм	d_e , мм	B_i	τ , хв	ΔT , °C	Режим
5 (6×13×2,8)	7,47±0,05	0,625	0,4	37	$B<1$ (р. 2/1)
10 (14×35×5)	16,8±0,18	1,25	1,7	147	$B>1$ (р. 1)
15 (26,5×53,5×7)	26,67±0,3	1,875	3,9	330	$B>1$ (р. 1)
20 (35×71×9)	34,96±0,5	2,5	7,0	587	$B>1$ (р. 1)

Для діапазону $d_{e-ef}=5-20$ мм значення $B_i=0,625-2,5$, тобто реалізується проміжний між 1 і 2 режим. За [190] максимальний перепад температури всередині частинки $d_{e-ef}=10$ мм становить 146,7°C. В таблиці 3.3 перепад

температури в середніх шарах частинки палива для різних значень d_{e-ef} розраховувався за рівнянням $\Delta T = 146,7 \cdot [d_{e-ef} / (d_{e-ef} = 10 \text{ мм})]^2$, °C.

За [174, 175, 190] рекомендовано, щоб для піролізу B_i не перевищував 2,0 ($d_{e-ef} = 15 \text{ мм}$). Дослідженнями встановлено, що при піролізно-газифікаційному розкладанні подрібненого граба збільшення d_{e-ef} з 16 до 20 мм призводить до зростання загального часу процесу з 224 хв до 259 хв при майже однаковому режимі перетворення. Продуктивність камери піролізу знизилася без якісної зміни режиму теплообміну. Подібні результати були отримані в [174, 175, 190], збільшення розміру палива понад 16 мм призводило до збільшення тривалості піролізу удвічі, а внутрішній тепловий опір перевищує зовнішній у 2,5 рази, що є неприйнятним, оскільки серцевина частинки не досягає повного піролізу. Рекомендовано приймати $d_{e-ef} < 16 \text{ мм}$. Виходячи із зазначеного, для подальших дослідів обрано діапазон d_{e-ef} 5 – 15 мм.

3.4.1.2. Обґрунтування граничних значень вологості біомаси для піролізно-газифікаційного процесу

З огляду на двостадійність піролізно-газифікаційного процесу граничну вологість палива слід визначати з урахуванням теплових режимів обох стадій, насамперед піролізу як первинного процесу. Пірогенетичної води, що утворюється під час термічного розкладання біомаси, достатньо для утворення H_2 . Натомість надлишкова волога є баластом: вона змінює рівновагу реакцій і потребує додаткових витрат теплоти на випаровування та нагрівання пари.

Підвищення вологості біомаси з 8 до 30% знижує ефективність її термохімічного розкладання на 14% [22]. Додаткові витрати теплоти зменшують температуру в камері, сповільнюють розкладання та збільшують вихід рідких продуктів із високим вмістом смол [14]. Смоли знижують частку горючих компонентів у газі, осідають на деревному вугіллі, погіршують його реакційну здатність і підвищують гідравлічний опір шару.

За даними [14, 20], раціональна вологість палива становить 10–20% для піролізу та 10–30% для газифікації, а найвища ефективність обох процесів

досягається за 10–15%. За вологості понад 30% кожне її подальше збільшення на 10% знижує нижчу теплоту згоряння газу на 0,8–1 МДж/нм³ [20, рис. 82].

Виходячи з зазначеного для подальших експериментальних досліджень було обрано нижнє граничне значення вологості палива для піролізно-газифікаційного процесу 10%, а верхнє – 30%.

3.4.1.3. Результати дослідження зольності, насипної і уявної щільності біомаси, кута природного ухилу, коефіцієнта тертя по сталі і порозності шару

Фізико-механічні властивості подрібненого граба є вихідними параметрами для визначення геометричних розмірів піролізно-газифікаційної установки: діаметру $d_{к.п.}$ і висоти $h_{к.п.}$ камери піролізу (рис. 3.2); об'єму деревного вугілля $V_{д.в.}$ зони газифікації, при якому досягається повнота протікання усіх хімічних реакцій процесу; висоти установки $H_{ус.}$. За геометричними параметрами камери піролізу і об'ємом вугілля $V_{д.в.}$, визначається внутрішній $D_{к. вн.}$ діаметр корпусу установки та висота зони $h_{з.б-з.}$ з деревним вугіллям. За W^p та d_{e-ef} біомаси визначають кількість теплоти, яку слід підвести в реакційні зони (кількість нагрівачів заданої потужності і місце їх кріплення), та товщину теплоізоляції.

Дослідження проводилися для трьох фракцій подрібненого граба з d_{e-ef} частинок 5, 10 і 15 мм. В усіх трьох фракціях вміст частинок з d_{e-ef} рівними 5, 10 і 15 мм становив близько 85%, решту складали більш дрібні частинки. Для фракції з $d_{e-ef}=5$ мм вміст дрібних частинок був наступний: $d_{e-ef}=4...4,9$ мм – 4%; $d_{e-ef}=3,5...3,9$ мм – 3%; $d_{e-ef}=3...3,4$ мм – 3%; $d_{e-ef}=2...2,9$ мм – 2%; $d_{e-ef}=1,5...1,9$ мм – 1,5%; $d_{e-ef}<1,5$ мм – 1,5%. Для фракції з $d_{e-ef}=10$ мм вміст дрібніших частинок був: $d_{e-ef}=7,5...9,9$ мм – 4%; $d_{e-ef}=6...7,4$ мм – 2,5%; $d_{e-ef}=4,5...5,9$ мм – 2%; $d_{e-ef}=3...4,4$ мм – 1,5%; $d_{e-ef}=2...2,9$ мм – 1,5%; $d_{e-ef}=1...1,9$ мм – 1%; $d_{e-ef}<1$ мм – 2,5%. Для фракції з $d_{e-ef}=15$ мм вміст дрібних частинок був: $d_{e-ef}=13...14,9$ мм – 4%; $d_{e-ef}=11...12,9$ мм – 2%; $d_{e-ef}=8...10,9$ мм – 2%; $d_{e-ef}=5...7,9$ мм – 1,5%; $d_{e-ef}=3...4,9$ мм – 1%; $d_{e-ef}=1,5...2,9$ мм – 1,5%; $d_{e-ef}<1,5$ мм – 3%.

За табл. 10 додатка G2 граб має невисоку зольність $A_{граб}=0,514\pm0,014\%$. Зола разом з непрореагованим коксовим залишком видаляється вручну з камери

піролізу щодоби. Зольність деревного вугілля $A_{д.в.}=2,1\pm0,2\%$ (табл. 14 додатку G2) є нижчою порівняно з біомасою, отже для безперебійної роботи установки достатньо стандартного об'єму зольника V_3 , спроектованого за нормами [22].

Насипна щільність подрібненого граба ρ , деревного вугілля $\rho_{д.в.}$ і золи $\rho_{золи}$, а також їх коефіцієнти тертя по сталі $\mu_{граб}$, $\mu_{д.в.}$ і $\mu_{золи}$ є вихідними даними для проектування камери піролізу, корпусу установки, колосникової решітки, зольника і засобів золовидалення. Фізико-механічні властивості деревини граба, деревного вугілля і золи наведені в таблицях 2–17 додатку G2.

На рис. 3.6 наведена залежність насипної щільності ρ подрібненого граба з $d_{е-еф}$ рівними 5, 10 і 15 мм від їх відносної вологості W^p . За рис. 3.6 і додатком G3 (рис. 1) із ростом W^p з 5 до 35% насипна ρ та уявна $\rho_{уяв.}$ щільності граба теж зростають відповідно на 34,4 і 14,3%.

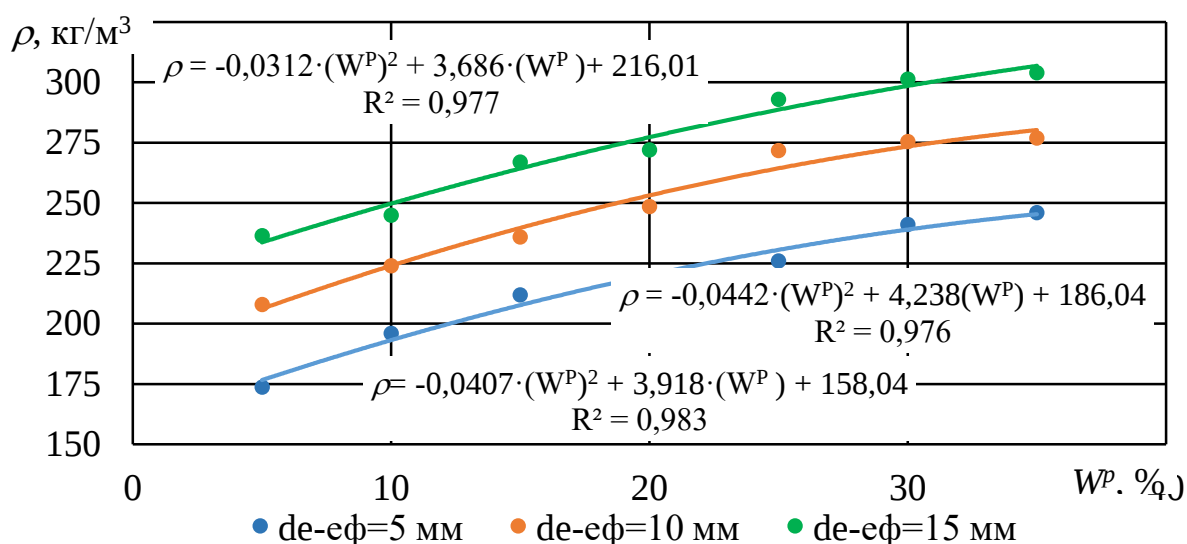


Рис. 3.6 Залежність насипної щільності ρ подрібненого граба з ефективними діаметрами частинок 5, 10 і 15 мм від їх відносної вологості W^p

Суттєве зростання насипної щільності частинок граба порівняно з уявною щільністю пояснюється двома явищами – приростом маси сорбованої води і набуханням матриці деревини. Зростання пластичності зволжених частинок призводить до зменшення кута внутрішнього тертя при засипанні граба в камеру піролізу і до зменшення частки міжчастинкового простору. При цьому маса

вологого палива збільшується, а вміст у ньому с.о.р. лишається незмінним. При роботі камери піролізу на такому паливі зростатимуть витрати теплоти на випаровування надлишкової вологи та падатиме питомий вихід суміші піролізних газів на одиницю об'єму камери, оскільки газоутворення залежить саме від маси сухої органічної речовини а не від загальної маси палива.

Виходячи із значень W^p і d_{e-ef} палива, насипної ρ та уявної $\rho_{уяв.}$ щільності, за яких забезпечується потрібна ε шару, було розраховано об'єм камери піролізу $V_{к.п.}=0,02$ м³ (діаметр камери $d_{к.п.}=200$ мм, робоча висота камери $h_{к.п.}=635$ мм), який забезпечує рівномірне піролітичне розкладання деревини граба вологістю 30%. Вимога щодо пропорцій конструкції $h_{к.п.}/d_{к.п.}\leq 2\dots 4$ також дотримується.

На рис. 3.7 наведено залежність порозності ε шару з граба з d_{e-ef} рівними від їх W^p . За рис. 3.7 збільшення вологості W^p часточок граба з 10 до 30% призводить до зменшення порозності шару через зростання сил зчеплення між частинками (спостерігається ущільнення шару в камері піролізу). Нерівномірною щільність шару зумовлює неоднорідність гідродинамічного опору, погіршує газопроникність в міжчастинковому просторі, сприяє перегріванню окремих зон і зниженню інтенсивності тепло- і масообмінних процесів.

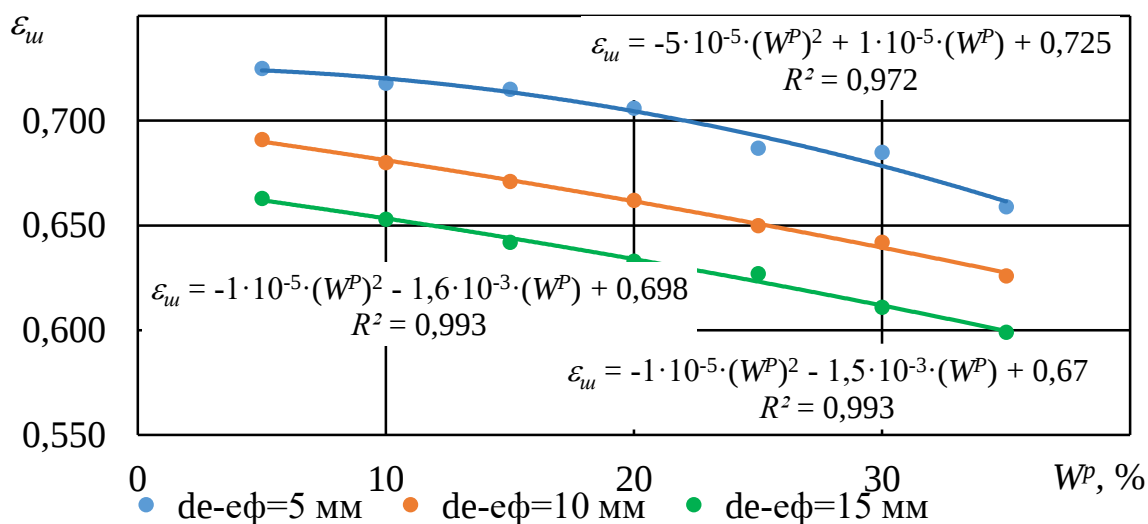


Рис. 3.7 Залежність порозності ε шару матеріалу з подрібненого граба з ефективними діаметрами частинок 5, 10 і 15 мм від їх відносної вологості W^p

При піролізі граба $W^p=30\%$ частина вологи разом з піролізними газами з камери надходить у зону газифікації. Зниження $\varepsilon_{d.v.}$ є критичним саме для цієї зони, оскільки відповідно з її зниженням підвищується гідравлічний опір шару біовугілля p , сповільнюючи циркуляцію горючих газів.

За рівнянням Ергуна перепад тиску є обернено пропорційним до порозності у кубі. За таких умов впродовж години роботи установки гідравлічний опір p зростає у 8–10 разів. Це погіршує газорозподіл, утворюються локальні застійні зони лише з частковим відновленням піролізних газів до синтез-газу. Теплота згоряння газу при цьому знижується на 10–12%. За таких умов, шар вугілля вважається стаціонарним, тобто з нерівномірним заміщенням вигорілого вугілля новим. В такому шарі часто мають місце утворення прогарів і стійких склепінь, що призводять до зависання вугілля і повної локалізації процесу. Отже, верхня межа W^p палива обґрунтована не лише тепловим балансом процесу, а і погіршенням газодинамічних характеристик шару зони газифікації.

Із ростом вологості W^p також збільшуються кут природнього ухилу φ подрібненого граба (додаток G3, рис. 2) та коефіцієнта $\mu_{вн}$ внутрішнього тертя між частинками (додаток G3, рис. 3), що обумовлено дією капілярних сил зчеплення між зволоженими частинками. За $W^p=30\%$ і кутах $\varphi>45^\circ$ паливо переходить у категорію когезійних сипких середовищ, які потребують крутіших кутів нахилу твірних завантажувальних бункерів та живильників для запобігання утворенню склепінь та створення умов самопливного переміщення палива в камеру піролізу.

Параметрами, від яких залежить геометрія корпусу установки, а також конструкція шнекових живильників і похилих ділянок трактів, є, відповідно, коефіцієнти тертя частинок деревного вугілля $\mu_{б.в.}$ і граба $\mu_{граб}$ по металу. Залежність коефіцієнту тертя спокою $\mu_{граб}$ граба з d_{e-ef} 5, 10 і 15 мм по сталі від їх відносної вологості W^p наведена в додаток G 3, рис. 4.

На рис. 3.8 наведена залежність коефіцієнту тертя $\mu_{д.в.}$ деревного вугілля з $d_{e-ef}=5$ мм по сталі від його відносної вологості W .

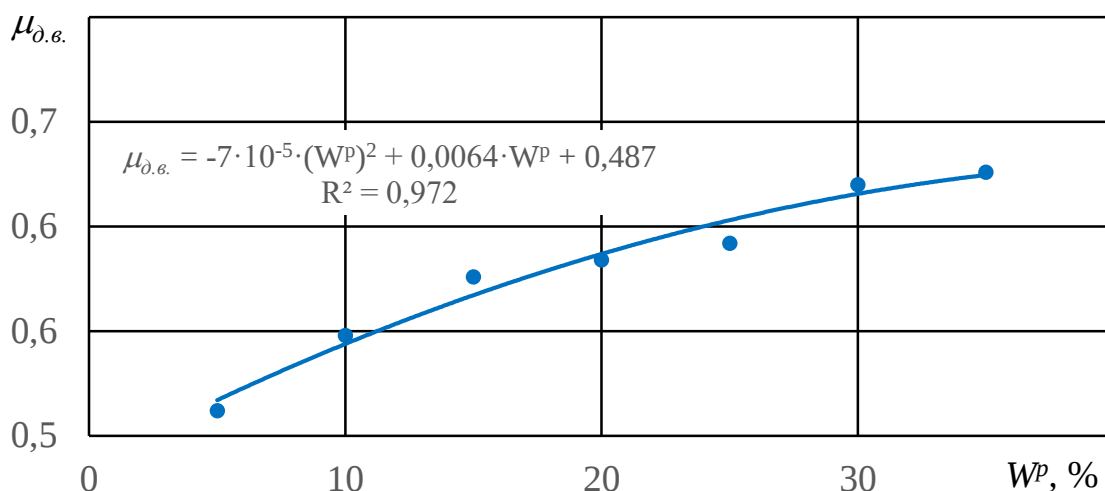


Рис. 3.8. Залежність коефіцієнту тертя $\mu_{д.в.}$ деревного вугілля з ефективним діаметром частинок 5 мм по сталі від його відносної вологості W^p

Оскільки при підвищенні W^p погіршується здатність сировини ковзати металевими елементами обладнання, то при проектуванні установки слід забезпечити, щоб усі кути сходження матеріалу цими поверхнями не перевищували значення кута тертя спокою $\alpha \geq \arctg(\mu)$ [20].

Під час експлуатації установки не спостерігалось утворення склепінь та золошлакових агломератів ні на колосниковій решітці, ні в зольнику, що свідчить про високу сипкість шару золи. Оскільки частинки золи мають високу рухомість, особливо при різкій зміні аеродинамічного опору шару, тому активна робоча площа колосникової спроектованої решітки є незначною, а сама решітка складатися з нерухомої (зовнішньої) і рухомої (внутрішньої) частин з можливістю регулювати кут нахилу внутрішньої частини до горизонту на величину, більшу за кут тертя спокою золи колосниками (додаток G2 табл. 17). Шар золи є тепловим акумулятором, який підтримує температуру перебігу ендотермічних реакцій відновлення з утворенням CO і H_2 . Як зниження, так і перевищення температури цього шару є негативним. У першому випадку збільшується вміст CO_2 в газі за рахунок CO і H_2 , у другому – утворюються золошлакові агломерати. Температура зольника має бути 550–600°C.

3.4.2. Визначення технологічних параметрів роботи піролізно-газифікаційної установки

3.4.2.1. Обґрунтування витрат часу та швидкості нагрівання палива під час стадії нагрівання і сушіння

Обґрунтування швидкості нагрівання деревного палива в камері піролізу виконувалося виходячи з результатів дослідження [190], де найвище виробництво піролізного газу при піролізі біомаси досягається за низьких швидкостей нагрівання до $10^{\circ}\text{C}/\text{хв}$. З цією метою в межах усього досліджуваного діапазону W^p і d_{e-ef} сировини розглянуті два крайні варіанти: найкращий для термохімічної конверсії – частинки граба з $d_{e-ef}=5$ мм і $W^p=10\%$ і найгірший – частинки з $d_{e-ef}=15$ мм і $W^p=30\%$. Результати вимірювання швидкості нагрівання обох видів палива зазначені в табл. 3.4.

Таблиця 3.4

Результати вимірювання швидкості нагрівання палива в камері піролізу

Крок, $^{\circ}\text{C}$	Час нагрівання, хв		Швидкість нагрівання, $^{\circ}\text{C}/\text{хв}$		Крок, $^{\circ}\text{C}$	Час нагрівання, хв		Швидкість нагрівання, $^{\circ}\text{C}/\text{хв}$	
	$d_{e-ef}=5$ мм, $W^p=10\%$	$d_{e-ef}=15$ мм, $W^p=30\%$	$d_{e-ef}=5$ мм, $W^p=10\%$	$d_{e-ef}=15$ мм, $W^p=30\%$		$d_{e-ef}=5$ мм, $W^p=10\%$	$d_{e-ef}=15$ мм, $W^p=30\%$	$d_{e-ef}=5$ мм, $W^p=10\%$	$d_{e-ef}=15$ мм, $W^p=30\%$
	t_1	t_2	$v_{нал1}$	$v_{нал2}$		t_1	t_2	$v_{нал1}$	$v_{нал2}$
20	0	0	-	-	90	8,16	10,83	8,62	6,49
30	1,17	1,55	8,55	6,45	100	9,33	12,38	8,55	6,45
40	2,33	3,1	8,62	6,45	110	14,96	27,3	1,78	0,67
50	3,5	4,64	8,55	6,49	120	25,18	54,01	0,98	0,37
60	4,66	6,19	8,62	6,45	130	39,35	90,7	0,71	0,28
70	5,83	7,73	8,55	6,49	140	56,05	133,1	0,6	0,24
80	7	9,29	8,55	6,41	150	74,55	179	0,54	0,22

При температурі 150°C похибка термометра TM902C склала $\pm 2,13^{\circ}\text{C}$. Похибка секундоміра рівна ± 4 с. Сумарна похибка вимірювання швидкості нагрівання частинок граба обох розмірів не перевищувала 2,32%.

Згідно даних таблиці 3.4 частинки граба з $d_{e-ef}=15$ мм і $W^p=30\%$ через вищий W^p та більший d_{e-ef} майже у 2,4 рази довше нагріваються до температури 150°C порівняно з частинками з $d_{e-ef}=5$ мм і $W^p=10\%$. Швидкість досягнення цими частинками температурної межі між стадіями нагрівання і сушіння ($100\ldots 105^{\circ}\text{C}$) також, в середньому, у 1,3 разів вища. Середня швидкість нагрівання на стадії випаровування для частинок $d_{e-ef}=5$ мм і $W^p=10\%$ становить $8,58^{\circ}\text{C/хв}$, а для частинок $d_{e-ef}=15$ мм і $W^p=30\%$ – $6,46^{\circ}\text{C/хв}$. На фізі сушіння – $0,922$ і $0,36^{\circ}\text{C/хв}$ відповідно.

Отримано, що при сталому тепловому потоці швидкість нагрівання палива в діапазоні температур від 20 до 100°C істотно вища за швидкість сушіння, що протікає в діапазоні від 100 до 150°C . Отже, час сушіння частинок палива вологістю 10 і 30% відповідно у 9,3 та 18 разів більший. Низька швидкість нагрівання палива на стадії сушіння ($100\text{--}150^{\circ}\text{C}$) пояснюється витратою теплоти нагрівачів не на підвищення температури палива, а на випаровування.

Нагрівання, за того ж самого теплового потоку, відбувається істотно повільніше. Питома теплота пароутворення водяної пари (2257 кДж/кг) є енергією фазового переходу і за абсолютною величиною істотно перевищує кількість теплоти, яка необхідна на нагрівання тієї самої маси деревини ($1,5$ кДж/(кг $\cdot^{\circ}\text{C}$) чи води ($4,19$ кДж/(кг $\cdot^{\circ}\text{C}$) від 20 до 100°C , що пояснює відмінність у витратах часу на випаровування води та у швидкостях нагрівання палива $W^p=10$ і $W^p=30\%$. При швидкостях нагрівання, зазначених в табл. 3.4, особливо для частинок з $d_{e-ef}=15$ мм і $W^p=30\%$, мало місце неповне їх піролітичне розкладання, виражене наявністю (по закінченню повного циклу піролізно-газифікаційного процесу) на дні камери піролізу близько 18–22 % коксового залишку з оплавленою поверхнею і непрореагованою серцевиною. Це пояснюється недостатніми часом перебування частинок в зоні піролізу і

кількістю теплоти, підведеної до цієї зони. Підведення більшої кількості теплоти при незмінній швидкості нагрівання призводило до більшого виходу піролізної олії за рахунок газу. Поступове зниження швидкості нагрівання зменшувало відсоток непрореагованого палива, досягнувши 6% при $5^{\circ}\text{C}/\text{хв}$ (нижня межа режиму повільного піролізу за [190]). Подальші дослідження підтвердили, що $v_{\text{наг}}=5^{\circ}\text{C}/\text{хв}$ є достатньою, щоб за поступового нагрівання палива уся волога встигала випаровуватися до початку піролітичного розкладання геміцелюлози, і, водночас, забезпечує прийнятну тривалість стадій нагрівання і сушіння без термоудару та нерівномірного прогрівання частинок.

Аналіз фізики процесу показує, що скоротити витрати часу на стадії нагрівання і сушіння можна шляхом збільшення кількості теплоти, підведеної до палива. Проте, ефективна робота дослідної установки передбачає узгодження часу роботи зон піролізу та газифікації. При запуску установки час нагрівання палива в камері піролізу не може бути меншим за час нагрівання деревного вугілля зони газифікації до заданої температури. Збільшення кількості теплоти, спрямованої на сушіння палива, потребує пропорційного збільшення кількості теплоти, яка підводиться до зони газифікації, щоб компенсувати додаткові теплові витрати, зумовлені підвищенням надходженням вологи до зони.

3.4.2.2. Результати дослідження аеродинамічного тиску шару деревного вугілля

Точки вимірювання аеродинамічного тиску шару деревного вугілля наведені на рис. 3.2. точка А – у зоні ІІІ (газифікації), над колосниковою решіткою. Точка В – у верхній частині зони ІІ, нижче патрубку відбирання газу 8. Між точками А і В висота шару деревного вугілля складала 575 мм. Умови проведення експерименту наступні: продуктивність установки за синтез-газом – $19 \text{ м}^3/\text{цикл}$; тривалість циклу – 3 години 16 хвилин; порозність шару $\varepsilon_{\text{д.в.}}=0,44\pm0,0039$; $a=176$, $b=1,8$; сферичність частинок $\varphi_{\text{д.в.}}=0,911$ при

ефективному діаметрі частинок $d_{e-ef.д.в.}=5$ мм; температури $T_{зони(II)}=700^{\circ}\text{C}$, $T_{зони(III)}=900^{\circ}\text{C}$. Результати дослідження представлені в табл. 3.5.

Оскільки в обох зонах питомий опір шару деревного вугілля майже однаковий і становить 78 Па/м, то повний опір склав $\Delta p_{a.д.} = \Delta p_{a.д.}/h \cdot 0,575 = 45$ Па (або 4,6 мм вод. ст.). При цьому $Re < 10$, а $Re/(\varepsilon_{д.в.}-1) \ll 500$, отже фільтрація газу крізь шар вугілля відбувається у в'язкісному режимі. При цьому інерційна складова не перевищує 4% опору, тому залежність $\Delta p_{a.д.}$ від витрати синтез-газу є лінійною. Таким чином, рівняння 7 додатку G2 було застосоване коректно.

Таблиця 3.5

Результати дослідження питомого опору шару деревного вугілля

№	Зона	Температура в зоні, °	Швидкість фільтрації газу ϖ , м/с	Число Рейнольдса Re	$\frac{Re}{(\varepsilon_{д.в.}-1)}$	Питомий опір шару $\Delta p_{a.д.}/h$, Па/м
1	II	700	0,063	3,79	6,76	77,7
2	III	900	0,057	2,51	4,48	78,5

Малий аеродинамічний опір шару 45 Па свідчить про те, що газ виходить самопливом. Створюваний газом надлишковий тиск багаторазово перевищує опір шару деревного вугілля, тому в примусовому відбиранні синтез-газу потреби не має. За в'язкісного режиму основний вплив на величину аеродинамічного тиску шару чинять параметри частинок шару вугілля $\varphi_{д.в.}$ і $\varepsilon_{д.в.}$, тоді як густина $\rho_{с.газ}$ і динамічна в'язкість $\mu_{с.газ}$ синтез-газу впливають слабо. В нашому випадку надлишковий статичний тиск шару $p_{надл}$ був приблизно рівним аеродинамічному опору шару $\Delta p_{a.д.}$ (45 Па). Це пояснюється наступним. Оскільки між шаром вугілля і верхнім торцем камери піролізу є вільний простір, то над точкою B тиск практично рівний атмосферному. Теплова тяга, зумовлена різницею густин зовнішнього повітря і гарячого газу у шарі вугілля висотою 575 мм склала 5,4 Па. Ця складова є істотно меншою порівняно з $\Delta p_{a.д.}$, спрямована вгору, чим частково сприяє висхідній фільтрації газу, знижуючи надлишковий тиск газу. За умови вільного витікання газу $p_{надл}$ повністю компенсує $p_{a.д.}$ шару, тобто чисельно є рівним перепаду тиску на ньому: $p_{надл} = \Delta p_{a.д.}$.

3.4.2.3. Результати дослідження залежності температур в реакційних зонах установки, синтез-газу у газовідбірному патрубку та тривалості піролізно-газифікаційного процесу від гранулометричного складу біомаси

Дане дослідження передбачало встановлення залежності температур в реакційних зонах установки (T_1 – T_3), синтез-газу (T_4) у газовідбірному патрубку та тривалості піролізно-газифікаційного процесу τ від гранулометричного складу біомаси $d_{e-ef}=5$ мм; $d_{e-ef}=10$ мм; $d_{e-ef}=15$ мм.

Дані залежності представлені на рис. 3.9–3.15.

На рис. 3.9 наведено залежність температури зони піролізу та тривалості процесу від ефективного діаметра частинок граба.

За рис. 3.9, незалежно від d_{e-ef} частинок, при включенні електронагрівачів впродовж перших 12 хв температура T_1 зони піролізу різко зростає з 20 до 100°C (стадія нагрівання палива, коли перенесення теплоти відбувається через поверхні частинок). З 12 по 55 хв T_1 стабілізується на рівні 100°C (виражене плато), і це явище є ідентичним для частинок усіх розмірів. Стабілізація T_1 свідчить про перебіг процесу сушіння, коли теплота, підведена до зони, витрачається на випаровування вологи з палива, що узгоджується із залежностями (2.73), (2.76).

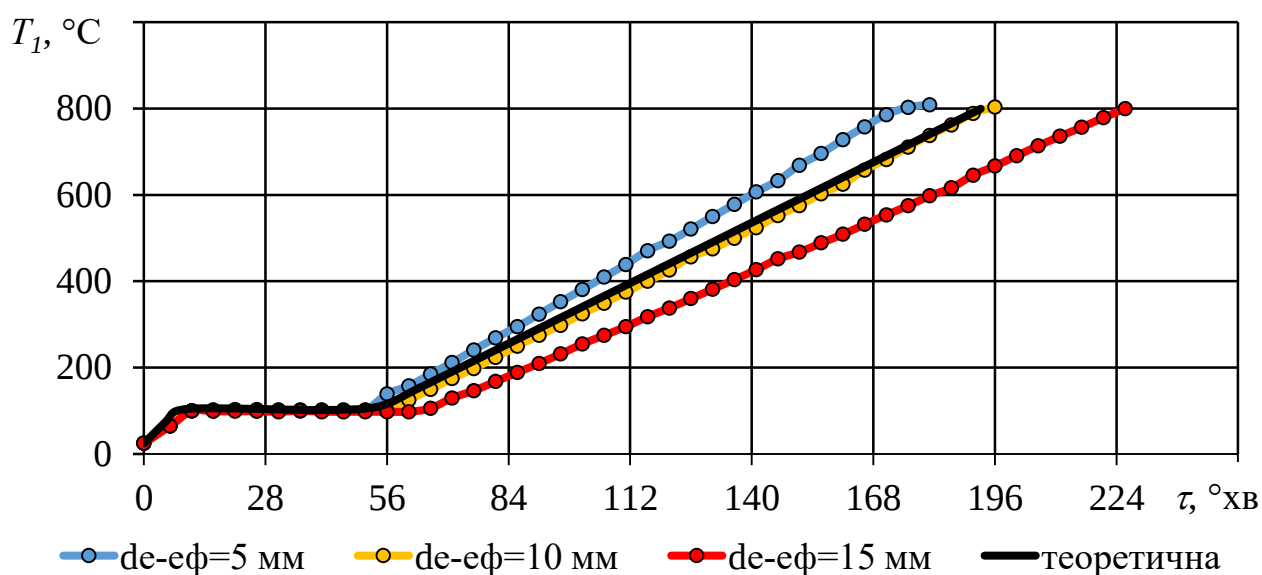


Рис. 3.9. Залежність температури зони піролізу та тривалості процесу від ефективного діаметра частинок граба

З 55 хвилини розпочинається піроліз біомаси, який триває доки T_1 не досягне 800°C , після чого нагрівачі вимикають. Ріст T_1 зі 100 до 800°C є доволі різким. У міру росту температури послідовно розкладаються геміцелюлоза, целюлоза і лігнін. Саме з 55 хвилини прослідковується вплив d_{e-ef} частинок на тривалість усього процесу τ . Час, впродовж якого частинки з d_{e-ef} рівними 5, 10 і 15 мм досягають $T_1=800^\circ\text{C}$, становить 180, 196 та 226 хв відповідно. Тобто дрібніші частинки з $d_{e-ef}=5$ мм прогріваються на 50 хв (або на 25%) швидше порівняно з більшими $d_{e-ef}=15$ мм. Нерівномірність нагрівання пояснюється різними значеннями відношення площі поверхні частинок до їх об'єму. Для частинок з $d_{e-ef}=5$ мм це відношення більше, тому теплота від поверхні до середніх шарів частинки поширюється швидше, а температурний градієнт в перерізі є меншим.

У частинок з $d_{e-ef}=15$ мм теплота від поверхні до серцевини надходить довше, і, відповідно, тривалість усіх стадій процесу збільшується. Лінійні ділянки кривих мають близькі значення кутів нахилу, тоді як із збільшенням розміру частинок відбувається пропорційне зміщення кривих у напрямку більших значень часу τ , що підтверджується квадратичною залежністю часу нагрівання від d_{e-ef} , описаної рівнянням (2.70) і рівнянням тривалості процесу (2.85). Повільне нагрівання палива на ділянці сушіння зумовлене його низькою теплопровідністю $0,21\text{--}0,71 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$, значним внутрішнім перепадом температур (до $146,7 \text{ К}$ для $d_{e-ef}=10$ мм, що узгоджується (2.94)) та тепловою інерційністю шару. Це підтверджують дослідження інших авторів [99, 190].

На рис. 3.10 представлено залежність температури зони газифікації та тривалості процесу від ефективного діаметра частинок граба. Перші 12 хв спостерігається різке зростання T_3 майже 1000°C . Для всіх фракції характер температурних кривих є подібним, що свідчить про істотний вплив зовнішнього теплопідведення та початкових екзотермічних перетворень на динаміку нагрівання. Досягши 1000°C , температура поволі починає падати до 850°C (часовий інтервал 12...70 хв). При цьому крива, що відповідає частинкам з $d_{e-ef}=15$ мм, проходить над кривою, яка належить частинкам з $d_{e-ef}=5$ мм, що

свідчить про вищу теплову інерцію більших частинок, отже накопичена теплота віддається повільніше. Зниження T_3 свідчить про завершення окислювальних процесів. Починають переважати ендотермічні реакції відновлення CO_2 та H_2O вуглецем (реакції Будуара (1.50) та водяного газу (1.48)), які протікають з поглинанням частини теплоти зони. Також криві, які належать частинкам з різним d_{e-ef} , починають віддалятися одна від одної. З 70 хвилини встановлюється квазістаціонарний режим. Температура T_3 стабілізується на рівні 820–850°C і утримується до кінця спостереження (до 226 хвилини). Стабілізація T_3 свідчить про встановлення стійкого саморегульованого автотермічного режиму.

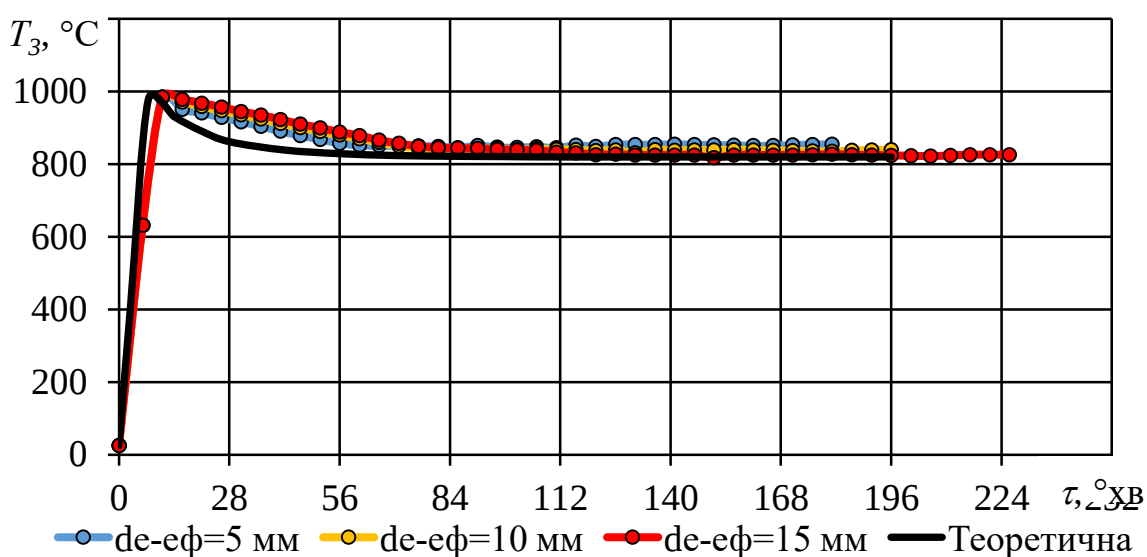


Рис. 3.10. Залежність температури зони газифікації та тривалості процесу від ефективного діаметра частинок граба

В діапазоні T_3 від 820 до 860°C (ділянка 70–226 хв) криві для різних фракцій майже співпадають. Це пояснюється тим, що в умовах стаціонарного режиму T_3 визначається тепловим балансом реактора, а не d_{e-ef} палива, як описано рівнянням (2.92). Загалом, дана зона є найбільш високотемпературною. Одночасно з утворенням CO та H_2 протікають реакції водяного зсуву, парового риформінгу вуглеводнів і високотемпературного крекінгу смол, що сприяє підвищенню якості синтез-газу. У діапазоні 700–900°C починалося інтенсивне розкладання смол і складних вуглеводнів. Початкове перевищення T_3 щодо рівня стаціонарного режиму з подальшим зниженням до робочого плато пояснюється

перехідним режимом розігрівання зони, коли тепловиділення від реакцій окислення ще домінує над поглинанням в ендотермічних реакціях відновлення.

В цій зоні температура деревного вугілля та тривалість перебування в ньому газу визначають ступінь конверсії смол. Ці параметри описано рівняннями (2.84), (2.91) і (2.92), а вміст смол у синтез-газі – рівняннями (2.95) і (2.96).

Розглянемо процеси, які протікають у зоні очищення газу.

На рис. 3.11 наведено залежність температури зони очищення синтез-газу та тривалості процесу від ефективного діаметра частинок граба.

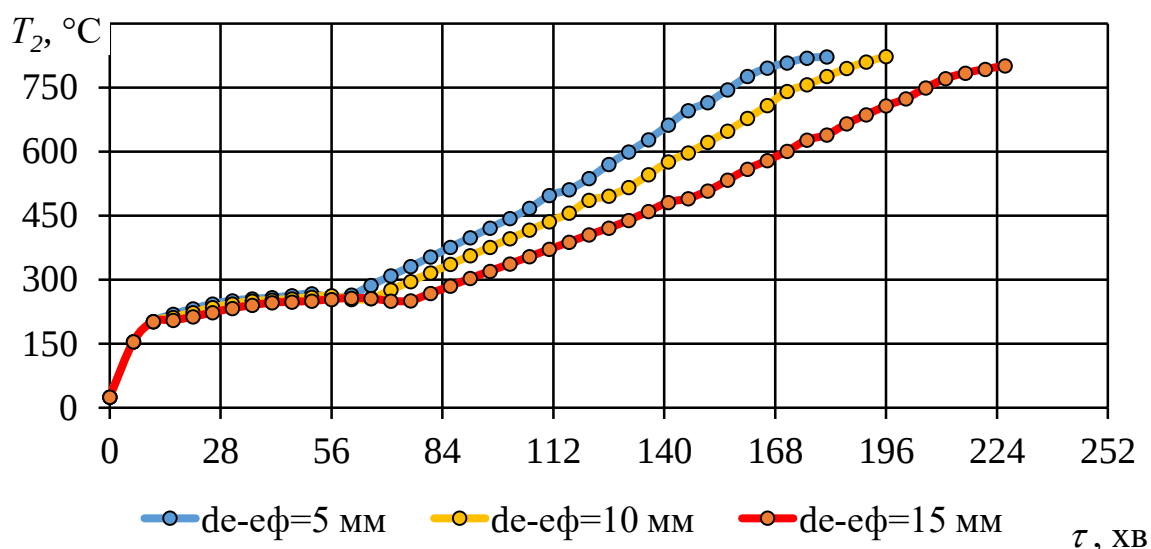


Рис. 3.11. Залежність температури зони очищення синтез-газу та тривалості процесу від ефективного діаметра частинок граба

Перші 12 хвилин також має місце різке зростання T_2 зони до 200 °C, при цьому характер кривих не залежить від d_{e-ef} . З 12 до 62 хв тривалості процесу темп росту T_2 зони різко падає. Усі криві на рівні $T_2 = 200$ –270 °C утворюють полого ділянку, яка простягається вздовж часової осі до 50 хв. Деревне вугілля зони нагрівається і віддає теплоту камері піролізу, в якій, в цей момент, протікає стадія сушіння палива і вивільнення летких речовин. Температурне плато 250–270 °C схоже, пов'язане з конденсацією та повторним випаровуванням важких органічних сполук і піролізної вологи, а також з інерцією шару. Починаючи з 62–70 хв T_2 зростає майже лінійно до 800–820 °C. Температурні криві зміщуються одна відносно одної залежно від d_{e-ef} , що свідчить про відмінності в

інтенсивності тепло- та масообмінних процесів. При розкладанні частинок з $d_{e-ef}=5$ мм температура T_2 зони сягає максимуму у $800\text{--}820^\circ\text{C}$ на 48 хв швидше (близько 27%) порівняно з частинками з $d_{e-ef}=15$ мм. На відміну від зони газифікації, де d_{e-ef} майже не впливав на ріст T_3 , в зоні очищення синтез-газу реалізується перехідний режим з монотонним підвищенням T_2 . За цих умов d_{e-ef} палива є визначальним фактором впливу на τ процесу упродовж усього часу.

На рис. 3.12 представлено залежність температури синтез-газу у газовідбірному патрубку та тривалості процесу від ефективного діаметра частинок граба. Температура T_4 є змінною і залежить від: конструкції установки, W^p та d_{e-ef} палива, тощо. Але в межах роботи певної установки і за умов розкладання одного і того палива, T_4 буде змінюватися до встановлення стабільного режиму роботи установки. На початку роботи T_4 є найнижчою, поступово зростаючи до верхньої межі. Першу годину ріст T_4 відбувається досить повільно. Це ділянка кривої в часовому інтервалі 28–56 хв, де T_4 коливається в межах $280\text{--}340^\circ\text{C}$. Це стадія інтенсивного випаровування і вивільнення летких, що потребує значних витрат теплоти. Лише після прогрівання усіх зон, T_4 різко зростає майже до 820°C . Температуру газу T_4 у газовідбірному патрубку починали міряти з 15 хв роботи установки.

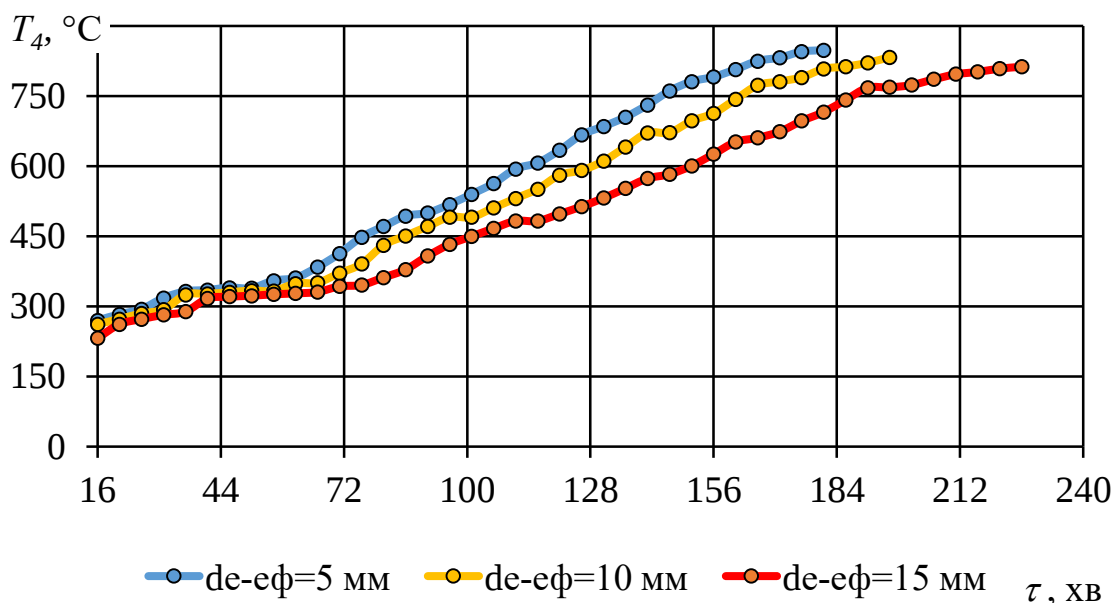


Рис. 3.12. Залежність температури синтез-газу у газовідбірному патрубку та тривалості процесу від ефективного діаметра частинок граба

При розкладанні палива з $d_{\text{с-сф}}=5$ мм T_4 є вищою порівняно з паливом, у якого $d_{\text{с-сф}}$ рівне 10 і 15 мм відповідно. Дрібніші частинки інтенсивніше виділяють піролізні гази, які, пройшовши через реакційні зони установки, уже у вигляді синтез-газу виносять з собою більшу кількість теплоти, ніж великі частинки палива. Температура T_4 у газовідбірному патрубку корелює з T_1 зони піролізу: чим швидше прогрівається зона піролізу, тим вищою є T_4 , і тим раніше починається виділення синтез-газу. Цей зв'язок відображено рівнянням міжфазного теплообміну (2.88). Різниця у часі досягнення газами, виділеними з найбільшої і найменшої фракцій палива, становить близько 60 хв.

З рис. 3.12 видно, в період стабільної роботи установки T_4 газу постійно коливається. Ці коливання напряду пов'язані з коливаннями T_1 зони піролізу і є показниками наявності своєрідних пульсацій, обумовлених нерівномірністю нагрівання палива, провалами вугільного шару зон II і III тощо.

Пульсації, виходячи з аналізу роботи системи електрогенерації на синтез-газі, відбиваються на роботі поршневого ДВЗ електрогенератора, потужність якого починає падати. Дослідження піролізно-газифікаційного процесу свідчать, що усі ці коливання розкидані навколо деякого середнього значення, яке, по мірі росту температури в установці, також росте. Вказане підтверджується як даними температурного режиму установки T_1-T_3 , так і температурою синтез-газу T_4 . Оскільки ці коливання мають місце впродовж короткого відрізка часу, то їх можна суттєво зменшити шляхом згладжування пульсацій при мікроманометричних вимірюваннях. Це виконується живленням ДВЗ середнім складом синтез-газу. Технічно вказане досягається встановленням між установкою та поршневим ДВЗ газгольдера. Оскільки при зберіганні в газгольдері гарячого газу можуть мати місце зворотні реакції окислення CO до CO₂ то перед ним варто встановити систему очищення і охолодження синтез-газу. Це не лише забезпечує рівномірну роботу ДВЗ при повному навантаженні, але і гнучку роботу на режимі дроселювання і полегшення пуску.

В додатку О додатково наведено криві, які ілюструють характер зміни T_1-T_4 упродовж циклу роботи установки для частинок з $d_{\text{с-сф}}$ рівними 5, 10 і 15 мм.

3.4.2.4. Результати визначення компонентного складу, теплоти згоряння та питомого об'ємного виходу синтез-газу з деревини граба

В рамках даного дослідження визначено хімічний склад (H_2 , CO , CH_4 , CO_2), об'ємний вихід $V_{c.газ}$, і нижчу теплоту Q^p_H згоряння синтез-газу та встановлено вплив вологості W^p на ці показники. Вміст вуглеводнів C_2H_4 у синтез-газі було прийнято рівним розрахунковим значенням. В діапазоні вологості деревини граба від 10 до 30% вміст C_2H_4 у синтез-газі змінювався від 3 до 2%об. (дані експерименту). Розрахунок похибок вимірювань наведено в додатку К.

Усі дослідження були проведені для подрібненого граба з $d_{e-ef}=10$ мм.

Подальша інтерпретація залежностей (3.13–3.18) зумовлена конструкцією установки (див. рис. 3.2). Температуру шару деревного вугілля підтримують електронагрівом, тому, на відміну від автотермічних газогенераторів, вона мало залежить від інтенсивності окиснювальних реакцій, що описано рівнянням (2.92). Волога палива, перетворена на пару в зоні піролізу, надходить до розігрітого каталізованого шару як реагент, а не лише як тепловий баласт. У цьому полягає принципова відмінність досліджуваного процесу від відомих технологій газогенерації [192].

Зі зростанням W^p збільшується кількість пари для ендотермічних реакцій газифікації та риформінгу за сталої температури зони. Збільшуються також витрати енергії на випаровування води і забезпечення температурного режиму. Тому потрібен компроміс між позитивним впливом пари та додатковим споживанням електроенергії.

На рис. 3.13 наведено вплив вологості палива на вміст метану в синтез-газі.

Зі збільшенням вологості W^p палива від 10 до 30% вміст CH_4 у синтез-газі монотонно зменшувався. Максимальне значення 17,9 % об. одержано при газифікації граба за вологості $W^p=10\%$. Підвищення вологості до 30% зумовило зниження вмісту CH_4 до 15,6 % об., тобто 13,1% відносно початкового значення.

Поліноміальна залежність з високою точністю апроксимує експериментальні дані ($R^2=0,989$) та відтворює закономірне зниження вмісту CH_4 у синтез-газі зі збільшенням вологості граба W^p .

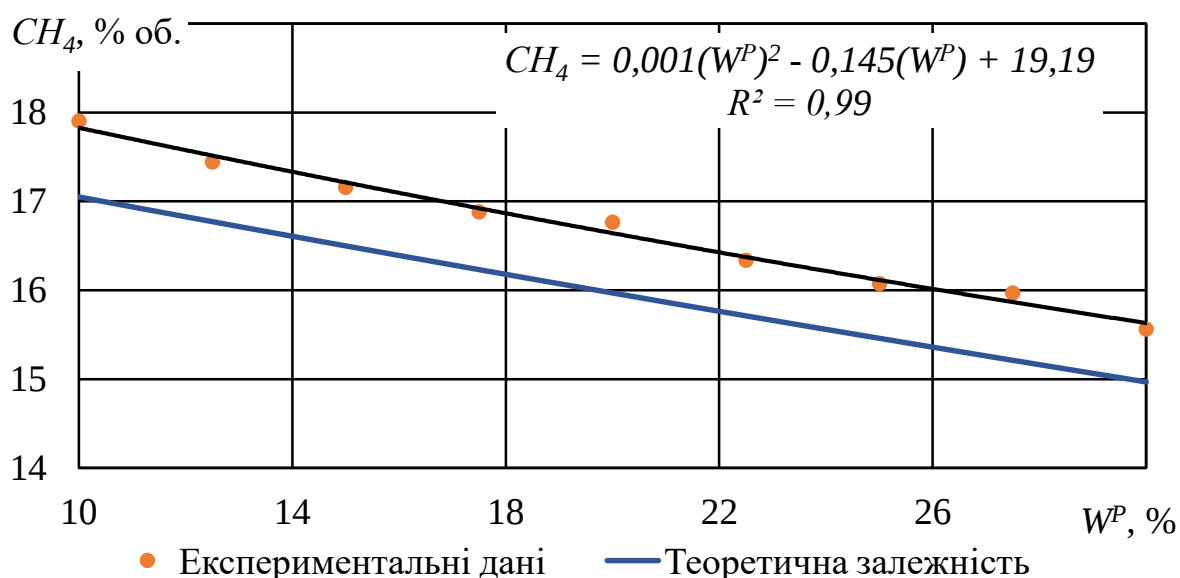


Рис. 3.13. Вплив вологості палива на вміст метану в синтез-газі

За даними рис. 3.13 за вологості палива $W^P=10\%$ розрахунковий вміст CH_4 становив 17,05 % об., тоді як експериментальне значення становило 17,9 % об. За $W^P=30\%$ ці показники були відповідно 14,97 і 15,6 % об. Відносна розбіжність між експериментальними та розрахунковими даними зменшувалася від 5 % за $W^P=10\%$ до 4% за $W^P=30\%$, що свідчить про задовільну точність апроксимації.

Отриману закономірність можна пояснити особливостями утворення та подальшого перетворення CH_4 . Метан є одним із продуктів первинного піролізу біомаси. Використаний Fe-Са-каталізатор на основі деревного вугілля не виявляє високої активності в реакціях парового риформінгу CH_4 , характерної для нікелевих каталізаторів. Тому значна частина метану не зазнає вторинного перетворення, а його вміст у синтез-газі залишається відносно високим (15,6–17,9 об. %). Помірне зниження вмісту CH_4 із ростом W^P палива зумовлене частковим риформінгом CH_4 надлишковою парою за температур понад 800°C зони газифікації, а також зростанням частки CO в газі за рахунок розкладання частини CH_4 . Оскільки і Fe, і Са мають обмежену активність щодо каталітичної конверсії CH_4 , то зниження вмісту CH_4 , у газі відбувається поступово і визначається впливом W^P та зміною співвідношенні газових компонентів.

Розташування аналітичної кривої нижче дослідних даних (див. рис. 3.13) узгоджуються з дослідженнями [192].

На рис. 3.14 наведено вплив вологості палива на вміст водню в синтез-газі.

З рис. 3.14 випливає, що на відміну від метану, вміст водню в синтез-газі мало залежить від вологості палива.

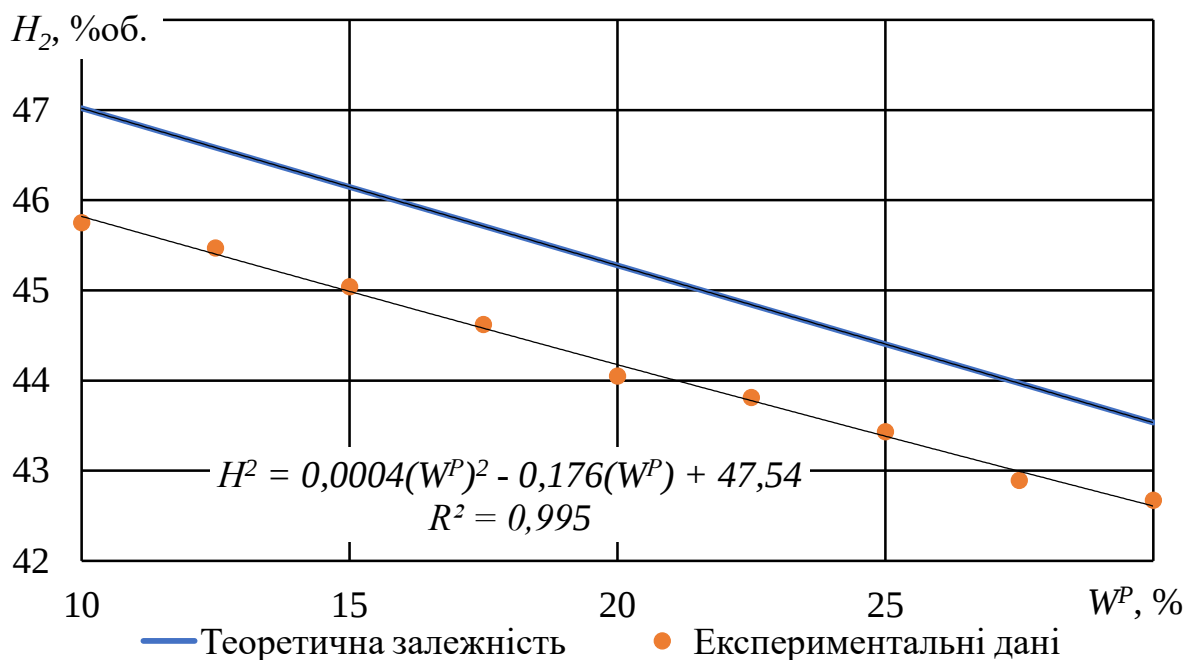


Рис. 3.14. Вплив вологості палива на вміст водню в синтез-газі

Зі збільшенням вологості W^P палива від 10 до 30% вміст H_2 у синтез-газі зменшився з 45,7 до 42,7 % об., тобто на 6,7 % відносно початкового значення. Незначне розсіювання експериментальних даних відносно апроксимуючої кривої та коефіцієнт детермінації $R^2=0,995$ свідчать про достатньо тісний зв'язок між вологістю палива і вмістом водню. Відносна сталість концентрації H_2 зумовлена одночасним перебігом реакцій його утворення та споживання. Зі збільшенням W^P зростає кількість водяної пари, що надходить до зони газифікації та бере участь у відповідних реакціях. Це є причиною інтенсифікації реакцій парової газифікації вуглецю і є джерелом утворення H_2 ($C+H_2O \rightarrow CO+H_2$; $C+2H_2O \rightarrow CO_2+2H_2$). Водночас, за температур понад 800–900°C, залізо зміщує термодинамічну рівновагу реакції водяного зсуву у бік утворення CO та H_2O шляхом часткового розкладання водню

($\text{CO}_2 + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$). Інтенсивний ріст вмісту CO в синтез-газі призводить до зменшення відносної частки H_2 . Розрахункова залежність, як і експериментальні дані, відтворює тенденцію до зменшення вмісту H_2 у синтез-газі зі збільшенням вологості палива W^p . Розрахункові значення в усьому дослідженому діапазоні дещо вищі за експериментальні. За $W^p=10\%$ розрахунковий вміст H_2 становив 47,04 % об., а експериментальний – 45,7 % об. За вологості 30% зазначені вище величини становили 43,5 і 42,7% об відповідно. Отже, із ростом вологості палива розбіжність між розрахунковими та експериментальними даними збільшується.

Вплив W^p палива на вміст CO в синтез-газі наведено на рис. 3.15.

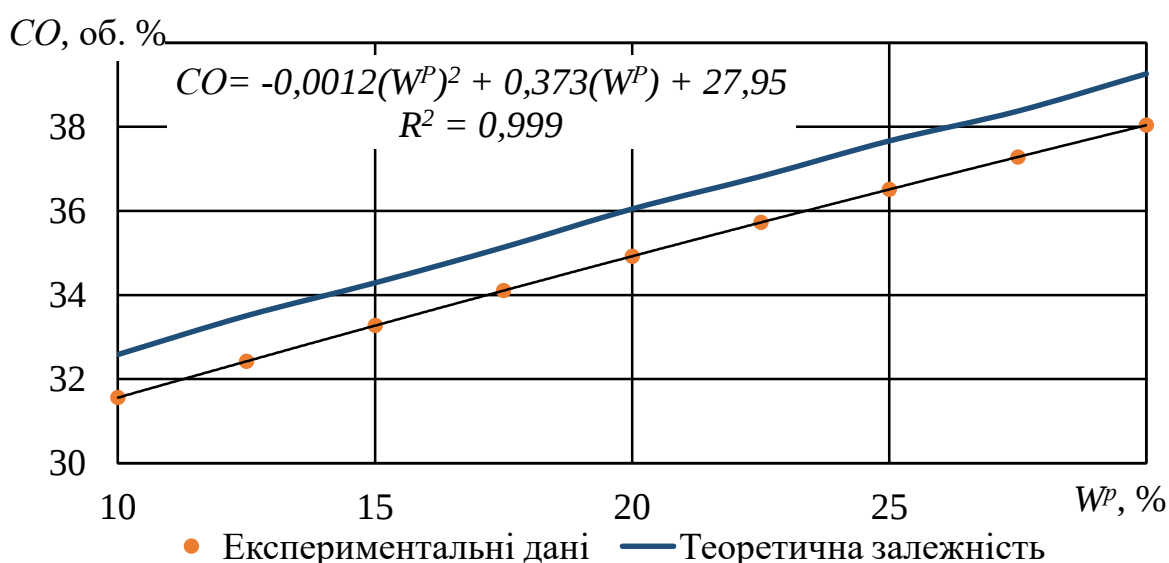


Рис. 3.15. Вплив вологості палива на вміст окису вуглецю в синтез-газі

На відміну від H_2 і CH_4 , вміст CO зростає з підвищенням W^p палива. За $W^p=10\%$ експериментально отримали вміст CO в синтез-газі рівний 31,6 % об., а за 30% – майже 38 % об., що на 20,5% вище за порівнюване значення. Розрахункова залежність має висхідний характер, проте розташована над дослідними точками. Маємо за вологості $W^p=10\%$ вміст CO в газі 32,6 % об., а за $W^p=30\%$ – 39,3 % об.

В роботі [192] наведено інші результати, за якими вміст CO із ростом вологи палива зменшується. Це явище автори пояснили майже двократним зниженням температури зони окислення через втрати теплоти на випаровування додаткової вологи.

Оскільки температура реакційних зон установки (див. рис. 3.2) підтримується електронагрівом, то класичний механізм зниження температури зони [185, 189, 192] не діє, натомість додаткова волога у вигляді пари сприяє реакціям утворення СО. Основною реакцією зони газифікації є реакція Будуара, перебіг якої каталізується сполуками Fe через циклічні окислювально-відновлювальні перетворення $Fe^0/Fe^{2+}/Fe^{3+}$: $C+CO_2 \rightarrow 2CO$ ($\Delta H^\circ=172$ кДж/моль). Це пояснює чому вміст СО у газі сягає 31,6–38 % об., а CO_2 лишається на рівні нижче 0,5 % об. Ріст вологості палива теж сприяє утворенню СО шляхом парової газифікації вуглецю ($C+H_2O \rightarrow CO+H_2$). Кальцій у формі основного оксиду СаО, в свою чергу, шляхом хемосорбції зв'язує CO_2 , зменшуючи його вміст в газовій фазі та зміщуючи рівновагу процесів газифікації у бік утворення СО.

Завдяки електронагріву ендотермічні реакції [193, 194] протікають без істотного впливу вологи палива на температурний режим піролізно-газифікаційного процесу, внаслідок чого концентрація СО зі збільшенням W^p палива росте. Тому спостережуваний висхідний тренд є інверсією спадання, встановленого в роботах [14, 192–194].

На рис. 3.16 наведено вплив вологості палива на вміст двоокису вуглецю в синтез-газі. За результатами експерименту вміст CO_2 у синтез-газі із підвищенням вологості палива поступово зменшується. Поліноміальна залежність описує експериментальні дані з високим ступенем відповідності ($R^2=0,985$). Дана залежність є дзеркально протилежною залежності зростання СО при збільшенні в паливі вмісту вологи, оскільки CO_2 розкладається за тих самих каталітичних реакцій, при яких утворюється СО. Це реакція Будуара, прискорена каталізатором на основі оксиду заліза, та зворотна реакція водяного зсуву, яку автори роботи [193] вважають базовою хімічною реакцією зони газифікації. Додатковим чинником є хімічна адсорбція CO_2 основним оксидом СаО, спрямована на посилене зв'язування і відновлення CO_2 на вуглецевій поверхні.

За температур понад $800^\circ C$ рівновага обох зазначених вище реакцій зміщується в бік СО, тому вміст CO_2 стабільно залишається низьким – до 0,22–0,31% об.

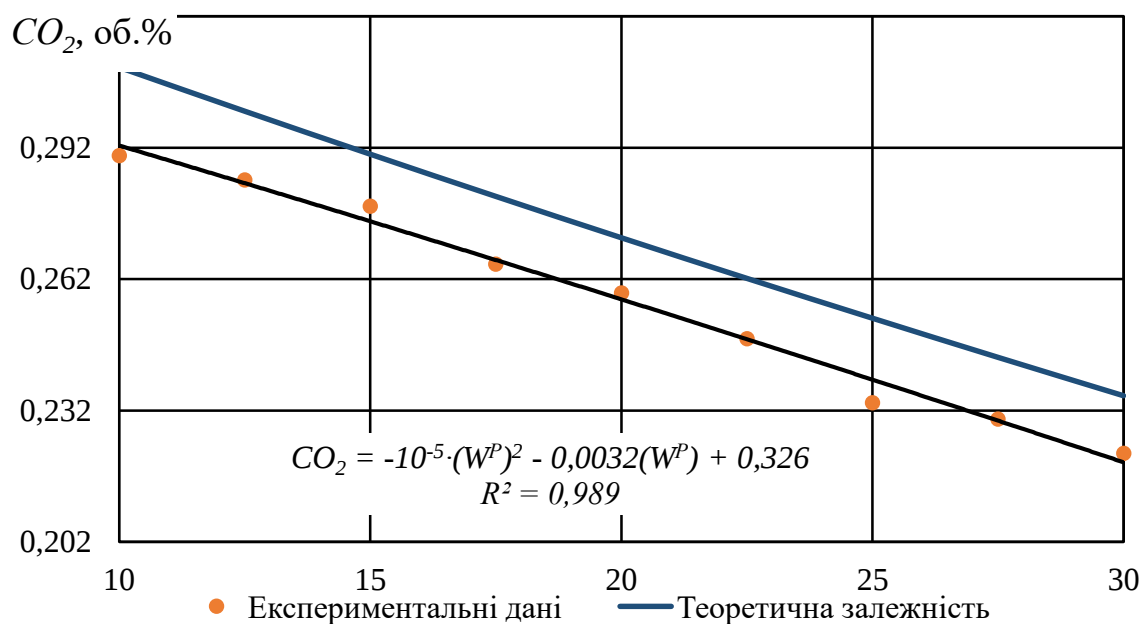


Рис. 3.16. Вплив вологості палива на вміст двоокису вуглецю в синтез-газі

Розрахункова крива на рис. 3.16 проходить над дослідними даними на всьому досліджуваному діапазоні вологості палива, що цілком узгоджується з залежностями рис. 3.15.

На рис. 3.17 наведено залежність впливу вологості палива на нижчу теплоту згоряння синтез-газу.

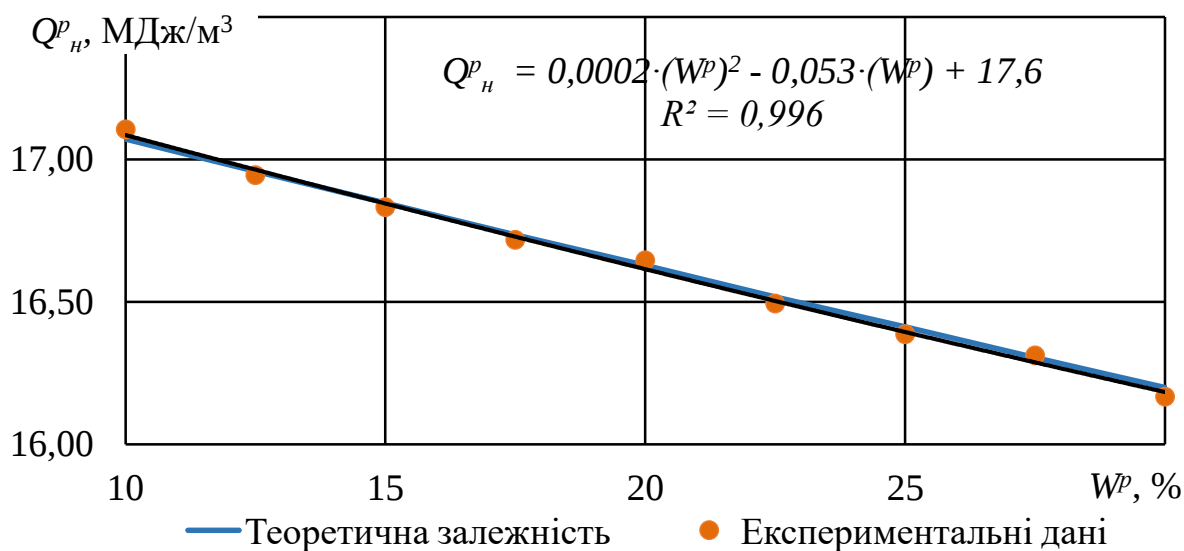


Рис. 3.17. Вплив вологості палива на нижчу теплоту згоряння синтез-газу

Нижча теплота згоряння Q^p_H сухого синтез-газу рівномірно зменшується із ростом W^p палива з 17,1 МДж/м³ за $W^p=10\%$ до 16,2 МДж/м³ при $W^p=30\%$. Отже, загальне падіння теплоти згоряння становить 0,9 МДж/м³, або близько 5%.

Попри відносно невисокий вміст C_2H_4 в газі (до 3%) складова цього компонента в енергетичному балансі помітна через його високу питому теплоту згоряння (59 МДж/м³). Також внесок C_2H_4 у розрахунок Q^p_H синтез-газу слід розглядати як орієнтовний, оскільки на практиці він не вимірювався.

Для палива з $W^p=10\%$ нижча теплота згоряння газу $Q^p_H=17,1$ МДж/м³ формується переважно за рахунок питомої теплоти згоряння H_2 і CH_4 . Частка CH_4 – 6,41 МДж/м³ (37,5% від загальної теплоти), H_2 – 4,94 МДж/м³ (або 28,8%), CO – 3,99 МДж/м³ (або 23,3%), C_2H_4 – 1,78 МДж/м³ (відповідно 10,4%).

Як показано вище, зі збільшенням вологості палива кількість водяної пари, що надходить із зони піролізу до високотемпературного шару деревного вугілля, зростає, інтенсифікуючи реакції парового риформінгу та термічного крекінгу вуглеводнів. Через це CH_4 і C_2H_4 перетворюються на менш енергоємні компоненти CO і H_2 . Етилен є менш термостійким, ніж метан, тому піддається термічному крекінгу інтенсивніше. Хоча вміст CO в газі високий, він, маючи майже втричі меншу об'ємну теплоту порівняно з CH_4 і C_2H_4 , не компенсує енерговтрат від зменшення вмісту цих компонентів. Як наслідок, теплота згоряння Q^p_H падає.

Слід зазначити, що наявна на рис. 3.17 розбіжність між теоретичною і дослідною кривими в усьому діапазоні вологості палива, на нашу думку, пояснюється як похибками при вимірюванні, так і тим, що процес піролізу є досить складним і змоделювати його з високою точністю досить важко.

Під час проведення чисельних дослідів іноді мало місце явище різкого падіння теплоти згоряння синтез-газу, особливо при вологості палива понад 25%. Це пояснюється тим, що зона газифікації дослідної установки переставала справлятися із значною кількістю водяної пари, яка надходила з камери піролізу.

Надлишок водяної пари знижував температуру зони газифікації нижче граничного рівня, що сповільнювало реакції та зменшувало теплоту згоряння

синтез-газу. Отже, за високої вологості палива потужність електронагрівачів необхідно збільшувати для підтримання заданого температурного режиму.

Вплив вологості палива на питомий об'ємний вихід синтез-газу наведено на рис. 3.18. Аналітичні і експериментальні залежності мають високий ступінь збігу, зокрема в діапазоні вологості від 10 до 20%.

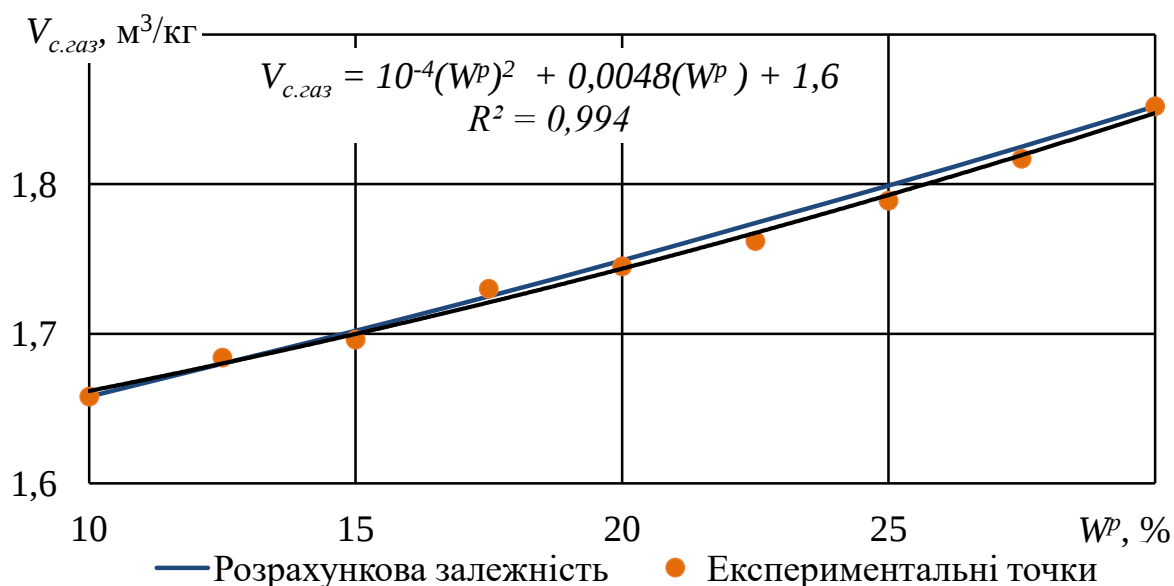


Рис. 3.18. Вплив вологості палива на питомий об'ємний вихід синтез-газу

Незначні розбіжності між розрахунками та даними експериментів зумовлені складністю моделювання піролізу. За $W^p > 18\%$ спостерігалось зниження об'ємного виходу газу, що пов'язано з недостатньою потужністю та недосконалим регулюванням нагрівачів зони газифікації дослідної установки.

За достатнього теплопідведення водяна пара вступає у реакцію водяного газу з утворенням H_2 та CO , збільшуючи об'єм газоподібних продуктів. За нестачі теплоти частина пари не реагує, тому вихід синтез-газу знижується. Отже, підвищення W^p може сприяти зростанню $V_{с.газ}$, однак перероблення надмірно вологої сировини потребує збільшення потужності нагрівачів і модернізації системи їх регулювання.

За цикл роботи установки із 10 кг граба (з витратою близько 1,85 кг деревного вугілля, сорбційно-каталітичного матеріалу шару зони газифікації, на виробництво газу) в середньому одержано 17 м³ синтез-газу, що відповідає

питомому об'ємному виходу газу $V_{c.газ}=1,67-1,85 \text{ м}^3/\text{кг}$ граба. Деревне вугілля періодично поповнюється і до розрахунку питомого виходу газу не включалося.

Експериментально визначений склад газу з деревини граба ($d_{e-ef}=10 \text{ мм}$, $W^p=10-30\%$) підтвердив математичні залежності (2.54), (2.57), (2.58) за якими визначалися маси компонентів, енергетичний вміст та об'ємний вихід синтез-газу та тривалість процесу з врахуванням кінетичної складової (2.85). Це доводить можливість прогнозувати склад газу для алотермічних піролізно-газифікаційних установок з розділеними зонами піролізу і газифікації. Розрахункові дані добре узгоджені з результатами експерименту, про що свідчать коефіцієнти детермінації, наведені на рис. 3.13–3.16.

3.4.2.5. Результати дослідження тривалості стадій нагрівання та сушіння подрібненого граба під час піролізно-газифікаційного розкладання

На рис. 3.19 наведено вплив вологості подрібненого граба на тривалість стадії її нагрівання в камері піролізу до температури 100°C . Проведений аналіз рис. 3.19 свідчить, що із ростом початкової вологості W^p шару палива тривалість $\tau_{нагр}$ його нагрівання до температури 100°C зростає. Така тенденція спостерігається в усьому досліджуваному діапазоні вологості.

Якщо аналізувати розрахункові дані, то $\tau_{нагр}$ шару палива при зростанні W^p з 10% до 30% збільшується на 166 с. Під час експериментальних вимірювань зафіксовано, що в дійсності цей час значно більший і становить $\tau_{нагр}=172 \text{ с}$ (з 525 с при $W^p=10\%$ до 697 с при $W^p=30\%$).

Отже, збільшення W^p на 20% супроводжується більш тривалим (на 33% довшим) нагріванням шару палива. Причиною є те, що теплоємність води, яка складає близько $4,19 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$, приблизно втричі більша за теплоємність абсолютно сухої деревини, що становить $1,4 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$. Кожен додатковий відсоток вологи підвищує ефективну теплоємність суміші за правилом адитивності, отже, для досягнення шаром температури, рівної 100°C , потрібно підвести більше теплоти.

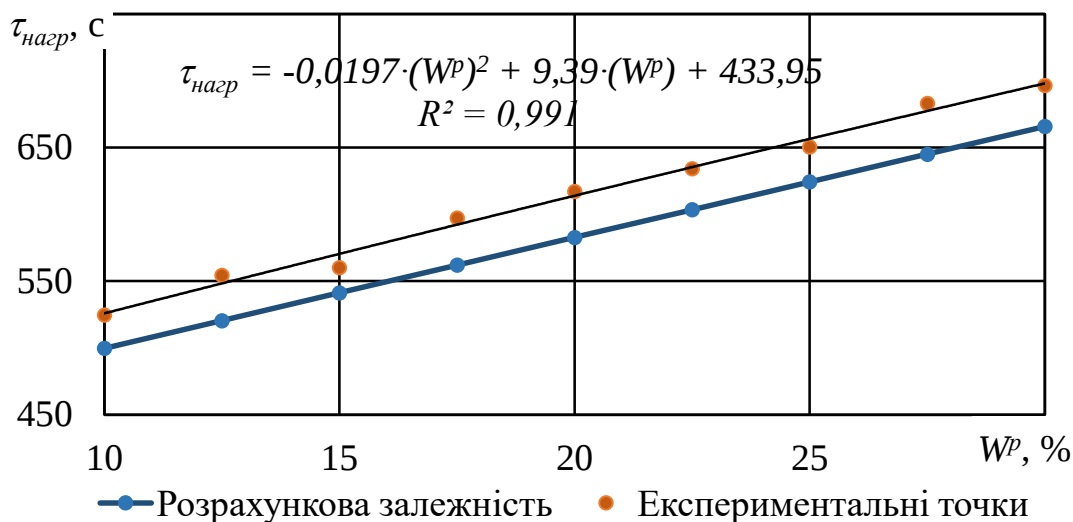


Рис. 3.19. Вплив вологості подрібненого граба на тривалість стадії її нагрівання в камері піролізу до температури 100°C

В діапазоні вологості W^p від 10% до 30% ефективна теплоємність зростає з 1,68 до 2,24 кДж/(кг·К), а кількість теплоти, потрібна для її нагрівання до 100°C – від 1259 до 1678 кДж відповідно. За сталої потужності електронагрівачів підвищення вологості збільшує тривалість нагрівання. Загальний час τ процесу зростає помірно, оскільки до 100°C теплота витрачається на нагрівання палива та води, а температурний інтервал до початку кипіння є відносно невеликим.

Розрахункова і поліноміальна криві мають подібний характер, однак експериментальні значення перевищують розрахункові на 18–35 с, або 3–6%. Розбіжність зумовлена тепловими втратами реальної установки, використанням у моделі усереднених параметрів теплопередачі та неврахуванням часткового суміщення нагрівання шару з локальним випаровуванням води.

Вплив вологості подрібненої деревини граба на тривалість випаровування наведено на рис. 3.20.

Експериментальне значення $\tau_{вип}$ зросло майже у 2,5 рази – з 1110 до 2756 с, розрахункове – з 1142,8 до 2871,17 с. Експериментальні дані дещо нижчі за розрахункові, але відтворюють характер аналітичної залежності.

Причиною різкого зростання тривалості стадії є домінування прихованої теплоти пароутворення, яка прямопропорційна масі води. Із ростом W^p від 10

до 30% маса води в наважці зростає втричі (з 1 до 3 кг), і, як наслідок, втричі зростає прихована складова теплоти, з 2300 до 6900 кДж. Саме ця складова визначає сумарні витрати теплоти і тривалість стадії $\tau_{\text{вип}}$.

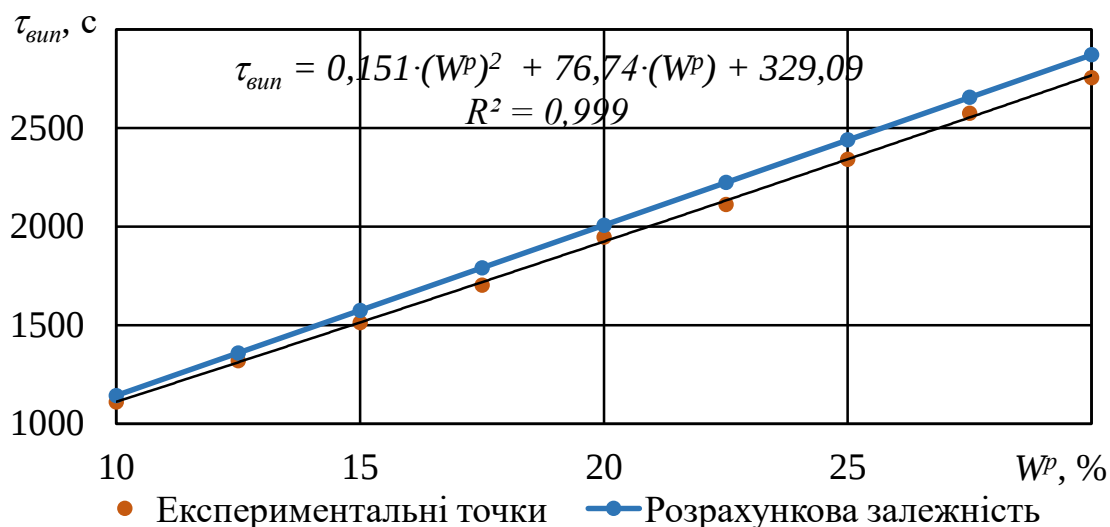


Рис. 3.20. Вплив вологості подрібненого граба на тривалість стадії її випаровування

Загалом, для нагрівання кілограму води від 25 до 100°C потрібно витратити близько 314 кДж теплоти, тоді як випаровування цієї ж кількості води потребує близько 2300 кДж енергії, тобто майже у 7 разів більше. Тому стадія випаровування є більш тривалою і більш залежною від вологості шару на відміну від стадії нагрівання.

Така стадійність узгоджується з кінетикою сушіння деревини [195], яка охоплює періоди сталого та спадного темпу. Їх розділяє критична вологість, що зменшується із ростом температури і початкової вологості W^p . Нижчі експериментальні значення $\tau_{\text{вип}}$ пояснюються одночасним перебігом нагрівання палива та випаровування вологи, тоді як у розрахунках ці процеси розглянуто окремо. На відміну від автотермічної газифікації [191–193] в нашому випадку надлишок вологи палива збільшив тривалість стадії сушіння, не знижуючи робочої температури шару за рахунок електронагріву.

3.4.2.6. Результати визначення вмісту смол і механічних домішок у виробленому синтез-газі

Метою дослідження було експериментально перевірити, чи забезпечує високотемпературний каталізований шар деревного вугілля конверсію смол під час перероблення деревини з $W^p=10\text{--}30\%$ та з d_{e-ef} частинок $5\text{--}15$ мм. Критерієм був вміст смол у газі не вище 50 мг/м^3 [196], що є прийнятним для спалювання в газопоршневому ДВЗ без додаткового очищення. Для аналізу брали газ, який виходив, безпосередньо з установки, без попереднього очищення.

Вміст забруднюючих речовин в синтез-газі визначався після того, як установка виходила на стабільний режим роботи і встановлювався стійкий факел горіння синтез-газу. Це дозволяло відбирати проби синтез-газу, готового до спалювання в поршневому ДВЗ електрогенератора.

На рис. 3.21 наведено залежність вмісту смол у синтез-газі при переробці граба з діаметром частинок $5, 10$ і 15 мм від його вологості.

Середній вміст смол в синтез-газі з деревини граба з $d_{e-ef}=5$ мм, $d_{e-ef}=10$ мм; $d_{e-ef}=15$ мм становив відповідно $19\pm3,07\text{ мг/м}^3$, $26,5\pm3,36\text{ мг/м}^3$, $35,5\pm4,68\text{ мг/м}^3$. З підвищенням вологості палива з 10 до 30% концентрація смол у газі зростала. Якщо отримані результати (для d_{e-ef} рівному $5, 10$ і 15 мм) усереднити по усім дослідом, то вміст смол зростав від $(21,5\text{ до }32)\pm8,6\text{ мг/м}^3$, тобто майже у $1,5$ рази. Вказане пояснюється тим, що при збільшенні d_{e-ef} з 5 до 15 мм їх питома поверхня зменшується майже втричі.

Як наслідок ускладнюються процеси тепло і масоперенесення як в частинці, так і в усьому шарі палива. Температура зон піролізу та газифікації починають знижуватися, що погіршує перебіг реакцій вторинного термічного крекінгу смол та відновлення піролізних парів до синтез-газу. Частина важких органічних сполук не встигає перетворитися на низькомолекулярні газоподібні продукти (CO , H_2 і CH_4) і виходить з установки в складі газу у вигляді смол. Особливо помітно вміст смол росте за вологості палива $W^p\geq30\%$.

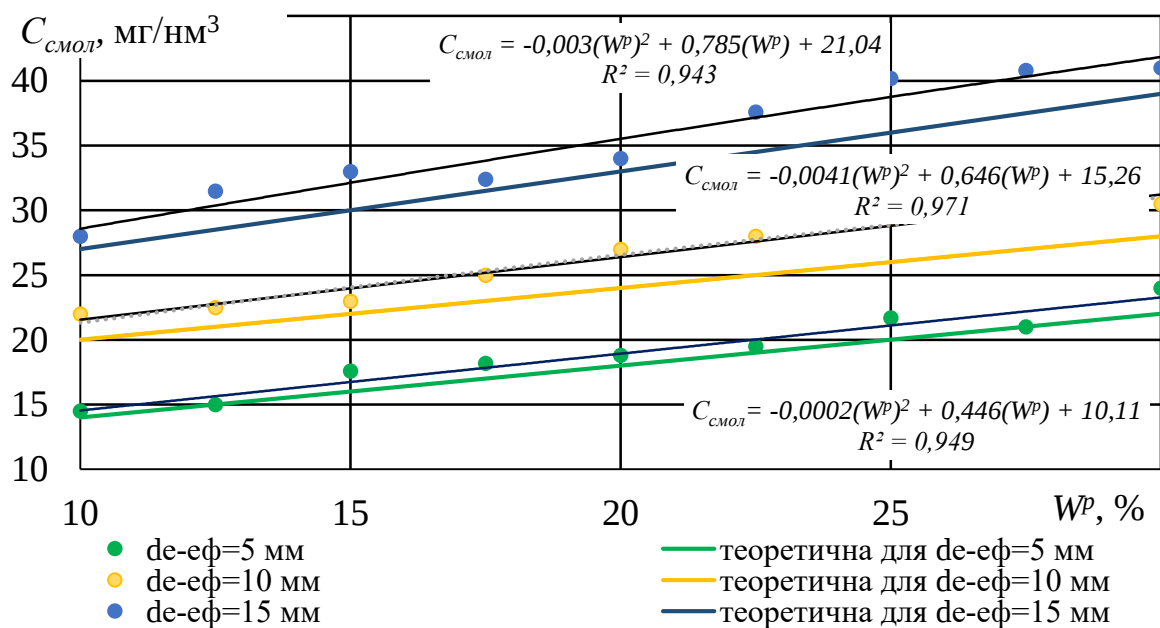


Рис. 3.21. Залежність вмісту смол у синтез-газі при переробці граба з діаметром частинок 5, 10 і 15 мм від його вологості

В жодному з досліджених нами випадків вміст смол не перевищив даний показник. Навіть при переробці граба вологістю 30% з $d_{e-ef} = 15$ мм вміст смол становив 41 мг/нм³, що менше гранично допустимого значення.

На рис. 3.22 наведено метод візуального визначення моменту виведення піролізно-газифікаційної установки на стабільний режим роботи за стійким факелом горіння синтез-газу.



Рис. 3.22. Візуальне визначення виведення піролізно-газифікаційної установки на стабільний режим роботи за стійким факелом горіння синтез-газу

Середня концентрація механічних домішок у синтез-газі коливалася в межах 90...115 мг/нм³, а максимальне отримане значення становило 127 мг/нм³. Вміст домішок в газі практично не залежав ані від вологості, ані від фракційного складу палива і був зумовлений конструкцією установки.

Як зазначалося раніше, піролізні гази, утворені в окремій камері піролізу, для подальшої газифікації проходили крізь високотемпературний шар деревного вугілля, розміщений у корпусі установки. Тверді частинки біомаси при цьому залишалися в камері піролізу і майже не потрапляли до газового потоку. Тому джерелом механічних домішок у синтез-газі було не вихідне паливо, а дрібнодисперсні вуглецеві частинки, що виносилися з деревного вугілля. Саме цей шар, який, насамперед, виконував функцію зони газифікації, визначав вміст механічних домішок в газі. Важливу роль відігравало розташування цього шару по висоті. Оскільки він лежав лише на кілька сантиметрів (залежно від ступеню вигорання) нижче патрубку відбору синтез-газу, дрібнодисперсні вуглецеві частинки, захоплені висхідним потоком газу, не встигали осісти і надходили до газовідбірного патрубку. Тому вміст домішок у газі визначався, передусім, станом самого шару вугілля, зокрема його дисперсністю та газовим навантаженням, а не характеристиками біомаси, що термічно перероблялася.

Для зменшення вмісту механічних домішок до гранично допустимої концентрації у 50 мг/нм³, синтез-газ пропускали через барботажний скруббер. Коефіцієнт корисної дії такого скруббера за пилом (з розміром частинок 1–10 мкм і більше) в середньому становив близько 75–80%. Скруббер досить ефективно уловлював частинки розміром понад 10 мкм, тоді як якість уловлювання частинок розміром 3–10 мкм була помітно нижчою. Субмікронний пил (частинки менші за 1 мкм) скруббер практично не уловлював ($\eta_{\text{фільтр}}=10\text{--}30\%$). Водночас його частка в синтез-газі становила близько 16%. Після очищення газу у барботажному скруббері вміст домішок зменшився до 28–47 мг/м³, тобто для усіх досліджуваних випадків виробництва синтез-газу був нижчим за 50 мг/м³. Проте за максимального зафіксованого значення (47 мг/м³), яке є близьким до допустимої межі, доцільно додатково застосовувати фільтр тонкого очищення.

3.4.3. Визначення технологічних показників роботи системи електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор»

3.4.3.1. Обґрунтування графіку роботи електронагрівачів

На рис. 3.23 наведено графік роботи електронагрівачів, який був розроблений виходячи з умови скорочення тривалості технологічного циклу установки з одночасним забезпеченням заданих показників якості синтез-газу.

На початку роботи піролізно-газифікаційної установки фактична споживана потужність електронагрівачів зони піролізу становила 3,6 кВт. За такої потужності деревне паливо нагрівалося до 100°C за 7,5 хв за швидкості нагрівання $5^{\circ}\text{C}/\text{хв}$. За цей самий час температура в зоні газифікації мала сягати майже 1000°C , тому споживана потужність нагрівачів цієї зони складала 7,1 кВт (майже 94% від їх номінальної потужності). В результаті сумарна фактична споживана потужність нагрівачів обох зон становила 10,7 кВт.

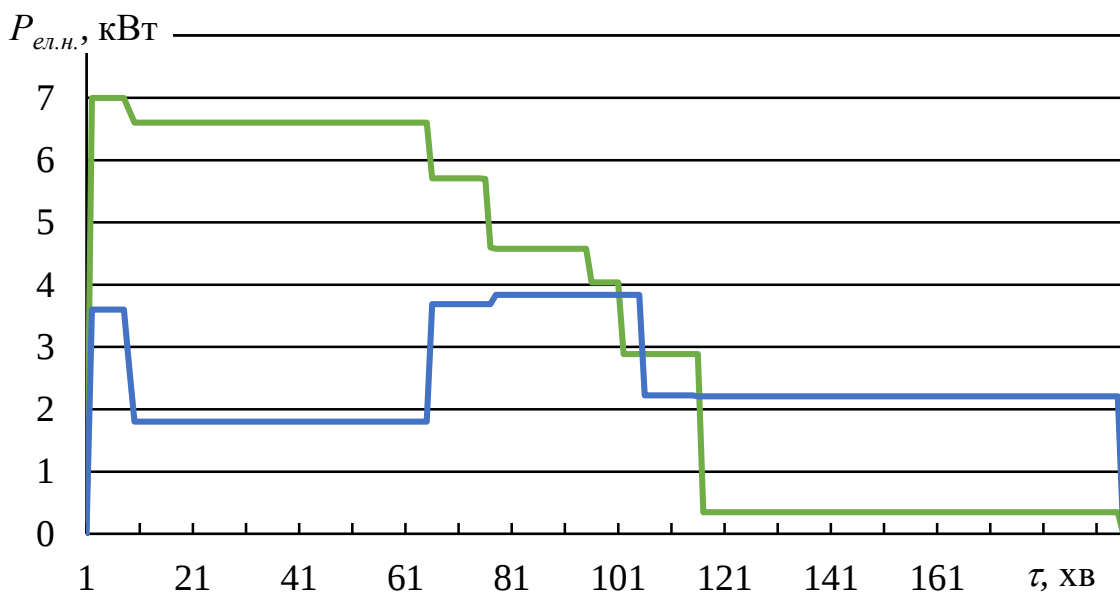


Рис. 3.23. Графік роботи електронагрівачів:

- електронагрівачі зони піролізу;
- електронагрівачі зони газифікації

Наступний етап тривав 57 хв. В цей час протікали процеси випаровування вологи з деревини та її нагрівання до 150°C . Споживана потужність нагрівачів зони піролізу становила 1,8 кВт. В свою чергу, споживана потужність нагрівачів зони газифікації становила 6,6 кВт, що забезпечувало нагрівання водяної пари до температури близько 800°C та перебіг реакцій збагачення синтез-газу CO і H_2 . На цьому етапі сумарна споживана потужність обох зон становила 8,4 кВт.

Під час процесу піролізу майже незмінними лишаються лише витрати енергії на нагрівання палива. Інші складові енергоспоживання залежать від виду сировини, її хімічного складу та температурного режиму процесу.

Після досягнення шаром палива температури 150°C розпочинається процес термічного розкладання основних компонентів деревини. В цей час поряд з деполімеризацією протікають реакції дегідратації, внаслідок яких утворюється хімічно зв'язна вода. Для геміцелюлози ці процеси активізуються в інтервалі температур $210\text{--}370^{\circ}\text{C}$, для лігніну – при $200\text{--}600^{\circ}\text{C}$, а для целюлози – при $260\text{--}410^{\circ}\text{C}$. Саме в цьому температурному діапазоні зростає потреба в підведенні теплоти до зони піролізу, оскільки процес розкладання сировини потребує додаткових енерговитрат. Одночасно тепло підводять до зони газифікації, де водяна пара нагрівається до температури близько $800\text{--}1000^{\circ}\text{C}$ та бере участь у реакціях збагачення газу. При цьому поряд з ендотермічними реакціями відбуваються і екзотермічні, які частково компенсують витрати теплоти.

Температурні межі розкладання окремих компонентів палива частково перекриваються, в результаті чого одночасно протікає кілька процесів з різною потребою в теплоті. Саме цим зумовлені ступінчасті зміни навантаження нагрівачів зон піролізу та газифікації з 65 до 117 хв роботи установки.

Після завершення активної стадії піролізу починають переважати процеси вторинного крекінгу смол та карбонізації. Їх потреби в енергії істотно нижчі, ніж під час активного розкладання сировини, тому до моменту завершення процесу піролізу і досягнення температури $820\text{--}1000^{\circ}\text{C}$ потужність нагрівачів майже не змінюється (робота нагрівачів в інтервалі від 117 до 196 хв).

3.4.3.2. Дослідження впливу потужності електронагрівачів, вологості та ефективного діаметру частинок палива на кількість електроенергії, виробленої системою електрогенерації на основі ВДЕ

Шляхом проведення багатофакторного експерименту встановлено вплив потужності електронагрівачів $P_{ел.н.}$, вологості W^p та ефективного діаметру частинок d_{e-ef} на кількість електроенергії $E_{ел.}$, виробленої системою електрогенерації.

Значення кількості енергії $E_{ел.}$ виробленої системою електрогенерації «СЕС – ПГУ – ДВЗ – електрогенератор» представлені в таблиці 3.6.

Розрахунки виконано в програмі «Statistica». Першим кроком оцінено розсіювання вихідного параметра за результатами трьох експериментів у центрі плану (№5, 10, 15) згідно [181].

На основі отриманих експериментальних даних та відповідно до методики побудови математичної моделі зі статистичною оцінкою її адекватності, наведеної в додатку М, було визначено: дисперсію вихідного параметра, яка склала $S^2(E_{ел.сер.})=0,0075$; середнє квадратичне відхилення – $S_e=0,086$.

Однорідність дисперсії перевірялася за критерієм Кохрена. Довірчі інтервали коефіцієнтів регресії визначено за критерієм Стюдента [181].

Далі регресійну модель спрощували шляхом виключення статистично незначущих членів. Для цього розраховані коефіцієнти (додаток М, табл. 2) порівнювали з відповідними довірчими інтервалами і виключали ті, які не задовольняли умову статистичної значущості. В результаті статистичної обробки дослідних даних отримано рівняння регресії, що описує залежність виробництва електроенергії $E_{ел.}$ від змінних факторів ($P_{ел.н.}$, W^p та d_{e-ef}):

$$E_{ел.} = 27,849 - 0,107 \cdot X_1 - 2,397 \cdot X_2 + 0,3 \cdot X_3 + 0,159 \cdot X_1 \cdot X_2 - 0,111 \cdot X_1 \cdot X_3 + 0,131 \cdot X_2 \cdot X_3 - 1,289 \cdot X_1^2 - 2,999 \cdot X_2^2 - 0,449 \cdot X_3^2, \quad (3.13)$$

де: $E_{ел.}$ – кількість виробленої електричної енергії, кВт·год; X_1 – кодоване значення вологості подрібненого граба W^p , %; X_2 – кодоване значення ефективного діаметра частинок граба d_{e-ef} , мм; X_3 – кодоване значення потужності електронагрівачів $P_{ел.}$, кВт.

Таблиця 3.6

Матриця плану багатфакторного експерименту

Нецентральний композиційний план																		
Номер досліджу		Методика планування експерименту										Результати експериментів				Перевірка адекватності моделі		
		X_0	X_1	X_2	X_3	$X_1 \cdot X_2$	$X_1 \cdot X_3$	$X_2 \cdot X_3$	X_1^2	X_2^2	X_3^2	$E_{ел.1}$	$E_{ел.2}$	$E_{ел.3}$	$E_{ел.сер.}$	$E_{ел.сер.p.}$	$(E_{ел.сер} - E_{ел.сер.p.})$	$(E_{ел.сер} - E_{ел.сер.p.})^2$
1	9	+	+	+	0	+	0	0	+	+	0	20,9	21,23	21,38	21,17	21,22	-0,05	0,0025
2	11	+	+	-	0	-	0	0	+	+	0	26,03	25,66	25,5	25,73	25,69	0,04	0,0016
3	7	+	-	+	0	-	0	0	+	+	0	20,92	21	21,3	21,07	21,11	-0,04	0,0016
4	3	+	-	-	0	+	0	0	+	+	0	26,45	26,36	26	26,27	26,22	0,05	0,0025
5	5	+	0	0	0	0	0	0	0	0	0	27,53	27,86	28,01	27,8	27,85	-0,05	0,0025
6	6	+	+	0	+	0	+	0	+	0	+	26,58	26,2	26,06	26,28	26,19	0,09	0,0091
7	15	+	+	0	-	0	-	0	+	0	+	25,58	25,66	25,96	25,73	25,81	-0,08	0,0064
8	14	+	-	0	+	0	-	0	+	0	+	26,89	26,8	26,44	26,71	26,63	0,08	0,0064
9	12	+	-	0	-	0	+	0	+	0	+	25,45	25,78	25,93	25,72	25,81	-0,09	0,0081
10	8	+	0	0	0	0	0	0	0	0	0	28,25	27,88	27,72	27,95	27,85	0,1	0,01
11	10	+	0	+	+	0	0	+	0	+	+	22,24	22,32	22,62	22,39	22,44	-0,05	0,0025
12	4	+	0	+	-	0	0	-	0	+	+	21,88	21,79	21,43	21,7	21,57	0,13	0,0169
13	2	+	0	-	+	0	0	-	0	+	+	26,57	26,9	27,05	26,84	26,97	-0,13	0,0169
14	13	+	0	-	-	0	0	+	0	+	+	26,97	26,6	26,44	26,67	26,63	0,04	0,0016
15	1	+	0	0	0	0	0	0	0	0	0	27,65	27,72	28,02	27,8	27,85	-0,05	0,0025
Значення коефіцієнтів регресії																		
$b_0=27,849$		$b_1=-0,107$		$b_2=-2,397$		$b_3=0,3$		$b_{12}=0,159$		$b_{13}=-0,111$		$b_{23}=0,131$		$b_{11}=-1,289$		$b_{22}=-2,999$		$b_{33}=-0,449$

Адекватність рівняння регресії підтверджено критерієм Фішера, оскільки розрахункове значення $F_{роз}=1,88$ менше за табличне $F_T=2,53$ (додаток М)

Після переходу від кодованих до натуральних значень факторів рівняння набуває такого вигляду:

$$E_{ел.} = 12,885 + 0,5 \cdot W^p + 1,791 \cdot d_{e-ef} + 4,175 \cdot P_{ел.н.} + 0,0032 \cdot W^p \cdot d_{e-ef} - 0,0185 \cdot W^p \cdot P_{ел.н.} + 0,0437 \cdot d_{e-ef} \cdot P_{ел.н.} - 0,0129 \cdot (W^p)^2 - 0,12 \cdot d_{e-ef}^2 - 1,247 \cdot P_{ел.н.}^2, \quad (3.14)$$

де: $E_{ел.}$ – кількість виробленої електричної енергії, кВт·год; W^p – вологість подрібненого граба, %; d_{e-ef} – ефективний діаметр частинок граба, мм; $P_{ел.н.}$ – потужність нагрівачів, кВт.

За даними багатофакторного експерименту побудовано графічні залежності (рис. 3.24–3.26).

За результатами аналізу залежності $E_{ел.}$ від d_{e-ef} та $P_{ел.н.}$ при фіксованих значеннях W^p , рівних 10, 20 і 30% (рис. 3.24) можна зробити висновок, що із збільшенням d_{e-ef} з 5 до 7,5 мм виробництво електроенергії $E_{ел.}$ зростає.

За $d_{e-ef} \leq 7,5$ мм спостерігається погіршення тепло- і масообмінних процесів у шарі палива. Через щільне розташування частинок пористість шару зменшується, а міжчастинкові канали звужуються, що ускладнює відведення летких продуктів піролізу з реакційної зони, підвищуючи гідравлічний опір шару. Рух суміші гарячих газів, продуктів піролізу та частинок палива стає нерівномірним, виникають канали і застійні зони, що призводять до того, що важкі вуглеводні і смоли не розкладаються, а переходять до складу газу.

На рис. 3.24 наведено графічну залежність $E_{ел.}$ від d_{e-ef} , $P_{ел.н.}$ при $W^p=20\%$.

Рациональним є діапазон значень діаметрів $d_{e-ef}=7,5-10$ мм, в якому має місце найвище виробництво електроенергії $E_{ел.}$ на рівні 27–28,3 кВт·год. В цьому діапазоні значень d_{e-ef} проникність шару для руху газів найкраща. Частинка встигає рівномірно прогрітися як зовні, так і всередині. Із подальшим збільшенням d_{e-ef} понад 10 мм виробництво електроенергії помітно спадає, проте причиною цього явища є вже внутрішній тепловий опір самих частинок.

Із збільшенням d_{e-ef} зростає час прогрівання частинок, тому піроліз протікає, переважно, у поверхневих шарах, тому вихід летких продуктів падає, а частина органічної речовини залишається в коксовому залишку.

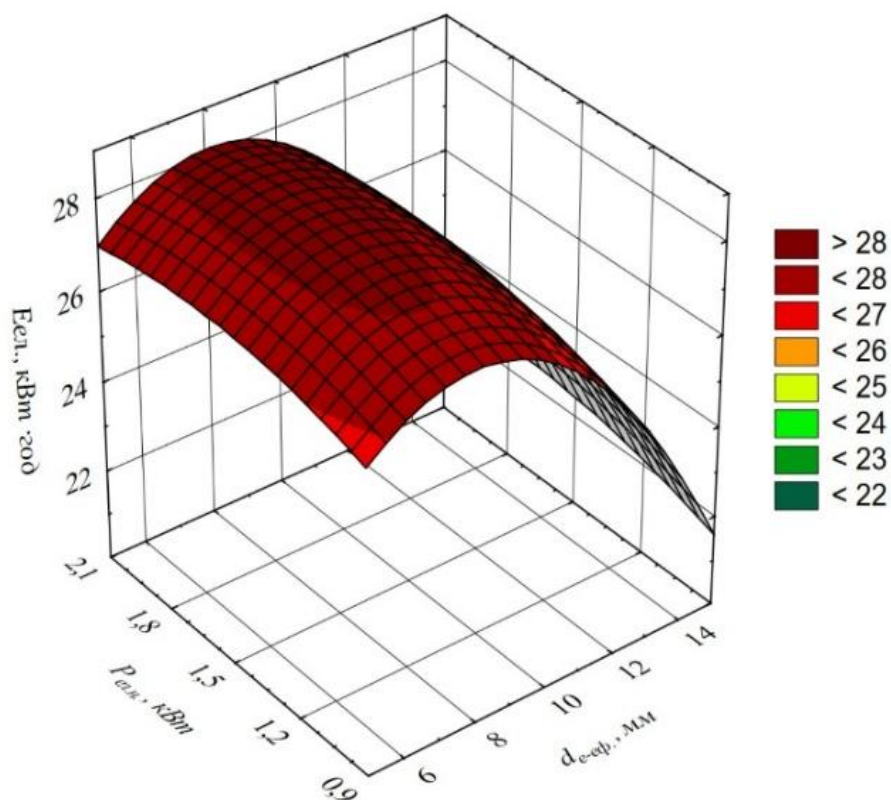


Рис. 3.24. Залежність кількості виробленої електроенергії $E_{ел.}$ системою електрогенерації на основі ВДЕ від ефективного діаметра d_{e-ef} частинки та потужності електронагрівачів $P_{ел.н.}$ при вологості палива рівній $W^p=20\%$

На рис. 3.25 наведено графічну залежність $E_{ел.}$ від W^p , $P_{ел.н.}$ при $d_{e-ef}=10$ мм.

Чіткий максимум виробництва електроенергії $E_{ел.}$ системою електрогенерації спостерігається в діапазоні вологості $W^p=14\text{--}20\%$. Виходячи з зазначеного в розділі 3.4.2.4, збільшення вологості W^p палива від 5 до 20% сприяє підведенню більшої кількості водяної пари для забезпечення перебігу ендотермічних реакцій газифікації та риформінгу за фіксованої електронагрівом температури зони. Проте піролізно-газифікаційне розкладання палива вологістю $W^p>25\%$ потребує додаткових витрат енергії на випаровування води та підтримання температури в реакційних зонах, що зумовлює необхідність збільшення потужності нагрівачів. Крім того, за однакової швидкості нагрівання шару підвищення вологості палива збільшує загальну тривалість процесу на 40–55 хв, що підтверджують результати, наведені на рис. 3.9–3.12 (розділ 3.4.2.3).

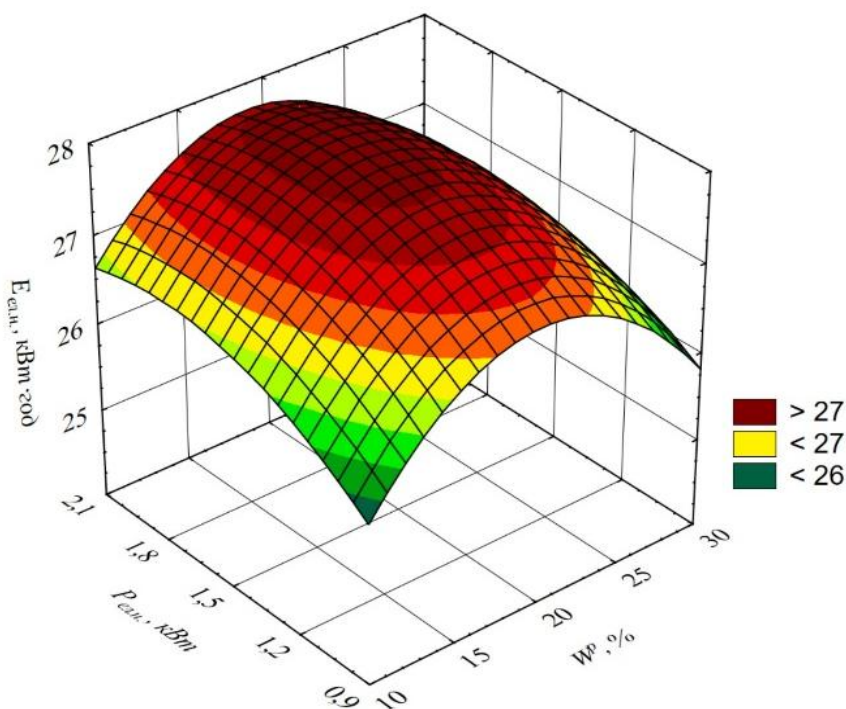


Рис. 3.25. Залежність кількості виробленої електроенергії $E_{ел.}$ системою електрогенерації на основі ВДЕ від вологості W^p палива та потужності електронагрівачів $P_{ел.н.}$ при ефективному діаметрі частинок палива рівному $d_{e-ef}=10$ мм

На рис. 3.26 наведено залежність $E_{ел.}$ від W^p , d_{e-ef} при $P_{ел.н.}=1,5$ кВт.

Рациональна потужність $P_{ел.н.}$ нагрівачів зони піролізу становить 1,5–1,9 кВт. У цьому діапазоні процес відбувається найбільш стабільно, а виробництво електроенергії $E_{ел.}$ досягає 27–28,3 кВт·год. Найвище значення (близько 28,3 кВт·год) отримано за потужності нагрівачів 1,8 кВт.

Зменшення потужності $P_{ел.н.}$ нижче за 1,5 кВт призводить до дефіциту теплоти в зоні піролізу. Як наслідок, температура шару зростає повільніше, збільшується тривалість стадії прогрівання $\tau_{наг}$ і сушіння $\tau_{суш}$ палива, погіршується інтенсивність його термічного розкладання. В результаті вихід синтез-газу зменшується, що позначається на виробництві електроенергії. За потужності нагрівачів близько 0,9 кВт $E_{ел.}$ становить лише 26,5–27 кВт·год.

Підвищення потужності електронагрівачів $P_{ел.н.}$ понад 1,9 кВт не збільшує виробіток електроенергії $E_{ел.}$, а, навпаки, знижує його до 27,5–27,7 кВт·год, що свідчить про недоцільність подальшого підведення теплоти за таких умов.

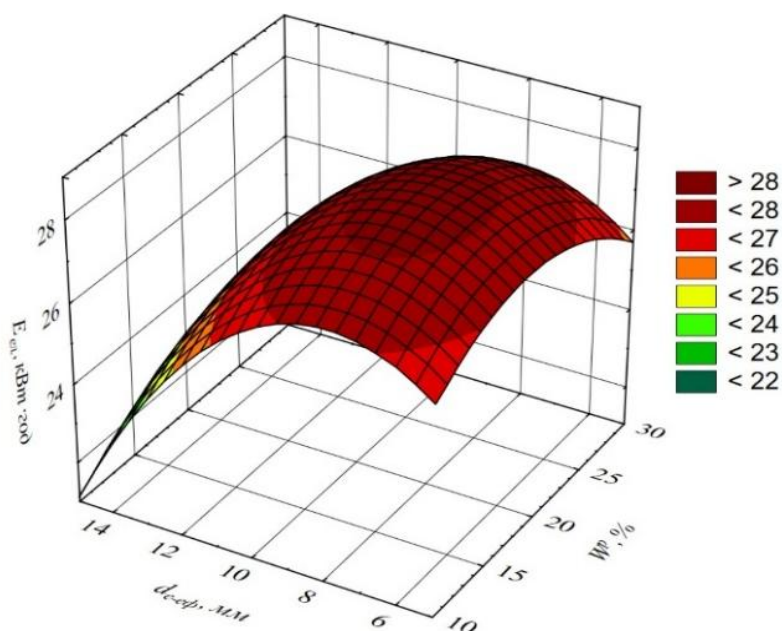


Рис. 3.26 Залежність кількості виробленої електроенергії $E_{ел.}$ системою електрогенерації на основі ВДЕ від вологості W^p та ефективного діаметра d_{e-ef} частинки палива при потужності електронагрівачів рівній $P_{ел.н.}=1,5$ кВт

Після досягнення необхідного температурного режиму швидкість процесу визначається кінетикою термохімічних перетворень, тому збільшення потужності $P_{ел.н.}$ нагрівачів не приводить до підвищення виходу $V_{с.газ.}$ синтез-газу. Зі збільшенням $P_{ел.н.}$ зростає власне споживання енергії установкою. Як наслідок, погіршується її енергетична ефективність без приросту цільового продукту.

Отже, для забезпечення стабільної роботи установки та максимального виробництва електроенергії $P_{ел.н.}$ доцільно підтримувати в межах 1,5–1,9 кВт.

Оцінювання впливу факторів на $E_{ел.}$ виконано за абсолютними значеннями коефіцієнтів регресії в кодованих змінних (рівняння 3.13). За ступенем впливу на $E_{ел.}$ фактори можна розташувати в такій послідовності: ефективний діаметр частинок d_{e-ef} ; вологість палива W^p ; потужність електронагрівачів $P_{ел.н.}$.

За результатами цього дослідження найбільший виробіток електроенергії становив $E_{ел.}=28,3$ кВт·год і був отриманий при розкладанні деревини граба з $d_{e-ef}=7,5$ мм, $W^p=20\%$ та $P_{ел.н.}=1,8$ кВт. Отримані дослідні дані добре узгоджуються з результатами математичного моделювання, наведеними на рис. 2.1–2.3, що підтверджує адекватність розробленої моделі.

3.4.3.3. Обґрунтування графіку сумісної роботи сонячної електростанції та піролізно-газифікаційної установки

Для забезпечення електронагріву реакційних зон установки надлишком енергії, виробленої СЕС, потрібно узгодити графіки роботи СЕС та ПГУ.

На рис. 3.27 наведено графіки виробітку електроенергії СЕС, установленної на даху одного з корпусів БНАУ, та її споживання корпусами університету станом на 24.03.2026. За рис. 3.27 споживання та виробіток електроенергії змінюються нерівномірно. Обидві залежності мають локальні максимуми, тоді як на графіку виробітку є діапазон, в якому СЕС електроенергію не виробляє.

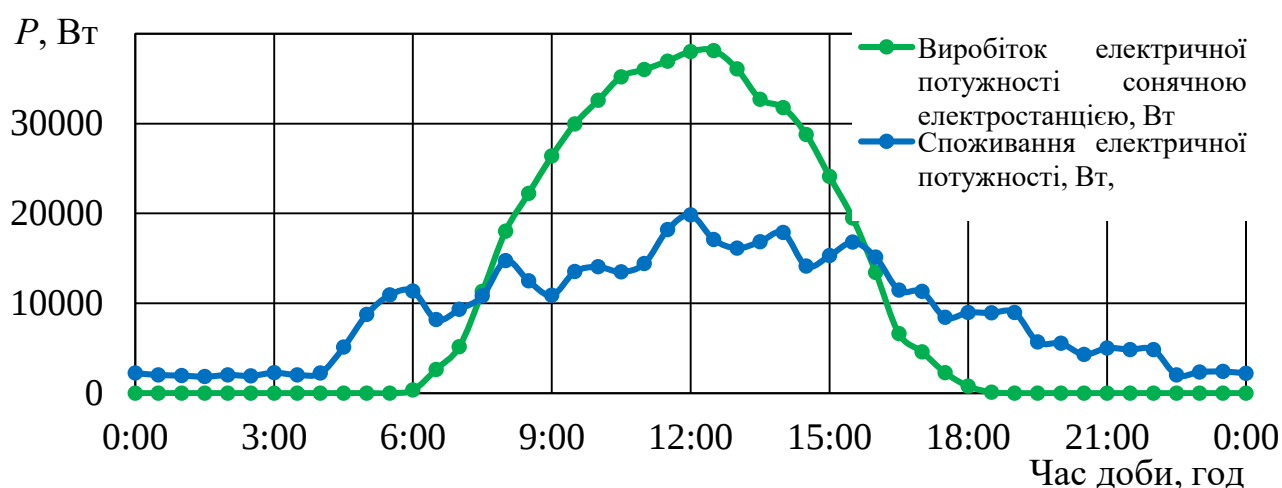


Рис. 3.27. Виробіток та споживання електроенергії центральними корпусами БНАУ впродовж доби

З рис. 3.27 видно, що електрогенерація починає зростати приблизно з 6:00. Максимального значення вона досягає о 12:30, після цього виробіток поступово зменшується і близько 18:30 припиняється. Форма кривої пов'язана з рівнем сонячної радіації в цей період року. На окремих ділянках помітні короточасні зниження генерації. Імовірно, причиною є зменшення інтенсивності сонячного випромінювання через хмарність. Методи підвищення електрогенерації СЕС шляхом підвищення ефективності встановлення фотовольтаїчних модулів, зокрема вибору кута їх нахилу до горизонту та кута падіння сонячних променів, та застосуванням трекінгу, досліджено нами в роботах [197–199].

Крива (див. рис. 3.27) має свої виражені мінімум і максимум. Після 22:00 і до 4:00 ранку споживання електроенергії корпусами є мінімальним – 2 кВт. З

4:00 годин воно швидко зростає досягаючи пікового значення у 20 кВт, після чого знову поступово спадає. Такий характер споживання пояснюється специфікою роботи навчальних і адміністративних корпусів та власної котельні.

З графіку видно, що криві перетинаються близько 7:30 та 16:30. В цей проміжок часу виробіток СЕС цілком покриває потреби корпусів БНАУ в електроенергії. В інший час доби сонячної генерації недостатньо, тому частина навантаження компенсується за рахунок центральної електромережі.

Добове споживання електроенергії корпусами університету становить майже 221 кВт·год. З них 145 кВт·год компенсує СЕС, маючи загальний добовий виробіток на рівні 270 кВт·год (див. рис. 3.27). Решта, близько 76 кВт·год, надходить з електромережі. Більша частина цієї енергії споживається в ранкові, вечірні та нічні години, коли генерація СЕС відсутня.

На рис. 3.28 наведено споживання піролізно-газифікаційною установкою надлишку електричної потужності, виробленої СЕС.

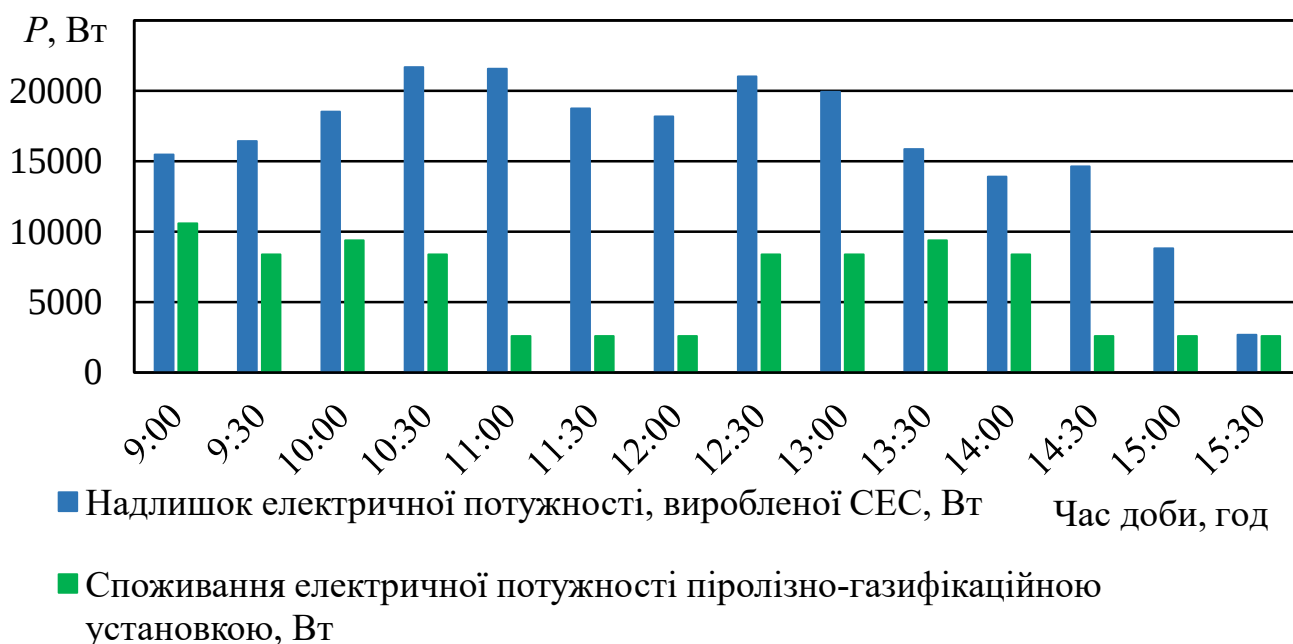


Рис. 3.28. Споживання піролізно-газифікаційною установкою надлишку електричної потужності, виробленої СЕС

З 7:30 до 16:30 СЕС виробляє на 125 кВт·год більше електроенергії, ніж споживається будівлями. Цей надлишок можна використовувати для роботи установки. Проте, самого добового балансу недостатньо, щоб оцінити

можливість живлення установки від СЕС, оскільки її споживання впродовж циклу роботи змінюється. Тому доцільно порівняти ще й зміну потужності в часі

Надлишкової потужності СЕС достатньо для реалізації двох повних циклів піролізно-газифікаційного розкладання палива упродовж доби (див. рис. 3.28). За два повні цикли роботи установки з синтез-газу можна виробити 55,58 кВт·год електроенергії. Це дає змогу повністю компенсувати витрати енергії на нагрівання зони піролізу (30,56 кВт·год) та одержати додатковий корисний енергетичний вихід (25,02 кВт·год). Для виробництва 5 кВт·год електроенергії в нічний час система електрогенерації споживає близько 8 м³ газу на годину. Також перевагою є якість електроенергії: на противагу інверторним СЕС [179], синхронний генератор ДВЗ на газі формує напругу без гармонічних спотворень.

3.5. Висновки до розділу

За результатами експериментальних досліджень виконано техніко-технологічне обґрунтування параметрів роботи піролізно-газифікаційної установки у складі системи електрогенерації на основі ВДЕ:

1. Встановлено, що піролізно-газифікаційне перетворення сировини визначається, насамперед, її фракційним складом і вологістю. За ефективного діаметра частинок $d_{e-ef}=5\text{--}15$ мм та вологості $W^p=10\text{--}30\%$ порозність шару становить $\varepsilon_{ш}=0,72\text{--}0,61$. При цьому надлишковий статичний тиск шару $p_{надл}$ палива практично є рівним його аеродинамічному опору $\Delta p_{a.0}=45$ Па. За таких умов установка працює в режимі самопливного відведення синтез-газу.

2. Експериментально встановлено, що за швидкості нагрівання палива 5°C/хв тривалість виходу установки на робочий режим температур визначається вологістю та фракційним складом біомаси. За однакової швидкості нагрівання частинки з $d_{e-ef}=5$ мм досягають температури 150°C у 2,4 швидше, ніж частинки з $d_{e-ef}=15$ мм, а температури 800°C – на 48–50 хв (25–27%) раніше. Вплив вологості є більш вираженим. За її зростання з 10 до 30% час нагрівання палива збільшується з 8,75 до 11,62 хв, а час випаровування вологи – з 18,5 до 45,9 хв.

3. Експериментально обґрунтовано спосіб одержання висококалорійного синтез-газу, придатного для роботи двигунів внутрішнього згорання без

очищення, шляхом риформінгу піролізної парогазової суміші у високотемпературному шарі вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу за умов алотермічного режиму роботи установки з електронагріванням і просторово-температурним розділенням зон піролізу та газифікації:

– встановлено, що шар вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу зони газифікації забезпечує виробництво синтез-газу з високим вмістом H_2 , CO та CH_4 . При термічній переробці граба вологістю 30% з ефективним діаметром частинок 10 мм вміст H_2 становив 42,7 % об., CO – 38 % об., а CH_4 – 15,6 % об. За такого компонентного складу теплота згоряння газу становила 16,2–17,1 МДж/м³, а об’ємний вихід на рівні $V_{c.газ}=1,67\text{--}1,85$ м³/кг. За цих даних теплопродуктивність установки становила 284–300 МДж/цикл роботи.

– встановлено, що вміст смол у синтез-газі за найменш сприятливих умов ($W^p=30\%$ і $d_{e-ef}=15$ мм) не перевищував 41 мг/нм³, тобто був нижчим за рекомендовану для живлення двигунів внутрішнього згоряння межу 50 мг/нм³. Максимальний вміст механічних домішок сягав 127 мг/нм³ і був знижений до 28–47 мг/м³ шляхом разового пропускання газу через барботажний скрублер. Отже технологічно можна досягти високої якості газу без вартісного очищення.

4. Багатофакторним експериментом встановлено, що найбільший виробіток електроенергії системою електрогенерації становить $E_{ел.}=27\text{--}28,3$ кВт·год і цього можна досягти піролізно-газифікаційним розкладанням граба вологістю $W^p=14\text{--}20\%$ і діаметром частинок $d_{e-ef}=7,5\text{--}10$ мм при потужності електронагріву зони піролізу $P_{ел.н.}=1,5\text{--}1,9$ кВт. Найбільшого виробітку електроенергії у 28,3 кВт·год отримано при розкладанні граба з діаметром частинок 7,5 мм, вологістю 20% та потужності нагріву 1,8 кВт.

6. Розроблено автономну систему електрогенерації «СЕС – ПГУ – ДВЗ – електрогенератор», у якій надлишкова електроенергія сонячної електростанції використовується для конверсії біомаси в синтез-газ як акумульований енергоносіє, що забезпечує кероване виробництво електроенергії за зниження або відсутності інсоляції. За два цикли роботи установки із синтез-газу вироблено 55,58 кВт·год електроенергії, з яких 30,56 кВт·год компенсували витрати на нагрівання зони піролізу, а корисний вихід становив 25,02 кВт·год.

РОЗДІЛ 4

МЕТОД ІНЖЕНЕРНОГО РОЗРАХУНКУ ТА ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНА ОЦІНКА РОБОТИ ПІРОЛІЗНО-ГАЗИФІКАЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ У СКЛАДІ СИСТЕМИ ЕЛЕКТРОГЕНЕРАЦІЇ

4.1. Метод інженерних розрахунків піролізно-газифікаційної установки у складі системи електрогенерації

На основі результатів математичного моделювання, підтверджених експериментальними даними, розроблено метод інженерного розрахунку алотермічних піролізно-газифікаційних установок на біомасі, який наведено в табл. 4.1. Метод, виходячи з властивостей біомаси, дає змогу розрахувати конструкційні параметри установки, визначити раціональні режими її роботи, що забезпечують виробництво синтез-газу з низьким вмістом смол і високою теплотою згоряння, придатного до використання в газопоршневих двигунах електрогенераторів систем на основі ВДЕ.

Таблиця 4.1

Метод інженерного розрахунку піролізно-газифікаційної установки у складі системи електрогенерації на основі ВДЕ

Параметр	Позначення	Розмірність	Діапазон значень	Рівняння, джерело
1	2	3	4	5
Фізико-механічні властивості лігноцелюлозної сировини (деревина граба)				
Вміст золи	A^P	%	$0,514 \pm 0,014$	[124, 125]
Діаметр частинки палива	d_{e-ef}	мм	5–15	п. 3.4.1.1
Вміст вологи	W^P	%	10–30	п. 3.4.1.2
Насипна щільність при $W^P=20\%$ і $d_{e-ef}=10$ мм	ρ	кг/м ³	$248,6 \pm 5$	додаток G2, таблиця 3
Уявна щільність при $W^P=20\%$ і $d_{e-ef}=10$ мм	$\rho_{уяв}$	кг/м ³	735 ± 19	додаток G2, таблиці 4.1, 4.2

Продовження табл. 4.1

1	2	3	4	5
Кут природного ухилу при $W^P=20\%$ і $d_{e-ef}=10$ мм	φ	градусів	43,6±0,8	додаток G2, таблиця 6
Коефіцієнт внутрішнього тертя при $W^P=20\%$ та $d_{e-ef}=10$ мм	$\mu_{вн.}$		0,954±0,03	додаток G2, таблиця 7
Коефіцієнт тертя по сталі при $W^P=20\%$ і $d_{e-ef}=10$ мм	$\mu_{граб}$		0,496±0,01	додаток G2, таблиця 8
Порозність матеріалу при $W^P=20\%$ і $d_{e-ef}=10$ мм	$\varepsilon_{ш}$		0,662±0,01	додаток G2, таблиця 9
Вміст речовин на абсолютно суху масу	Целюлози	%	43	[200]
	геміцелюлози	%	30	
	лігніну	%	25	
	екстрактивів	%	1,45–2	
Вміст летких речовин	V_d	%	64–67	
Вміст сірки	S	%	0,11	
Вміст хлору	Cl	%	0,07–0,08	
Нижча теплота згоряння при $W^P=20\%$	Q_n^P	МДж/кг	14,4–14,7	-
	$Q_{H(граб)}^P=0,339 \cdot C^P+1,03 \cdot H^P-0,109 \cdot O^P-0,025 \cdot W^P$			
Склад і параметри синтез-газу				
Склад сухого синтез-газу	CH_4	% об.	15,6–17,9	рис. 3.13
	H_2	% об.	45,7–42,7	рис. 3.14
	CO	% об.	31,6–38	рис. 3.15
	CO_2	% об.	0,22 – 0,3	рис. 3.16
	C_2H_4	% об.	3–1	розділ 2.1
Середній питомий вихід синтез-газу з деревини грабу	$V_{с.газ}$	м³/кг	1,7	рис. 3.18
Нижча теплота згоряння синтез-газу	Q_H^P	МДж/м³	16,2–17,1	рис. 3.17
Температура газу у газовідбірному патрубку	T_4	°С	близько 750	рис. 3.12
Густина синтез-газу за н. у.	$\rho_{с.газ}$	кг/м³	0,57	
		$\rho_{сз}=\rho_{CO}V_{CO}+\rho_{H_2}V_{H_2}+\rho_{CO_2}V_{CO_2}+\rho_{H_2O}V_{H_2O}+\rho_{CH_4}V_{CH_4}$		

Продовження табл. 4.1

1	2	3	4	5
Ізобарна теплоємність синтез-газу при 800°C	$c_{с.газ}$	$\frac{кДж}{м^{3,0} K}$	1,65–1,7	розраховано за [158]
Властивості водяної пари та параметри стадії піролізу сировини				
Кількість водяної пари, виділена при піролізі 1 кг деревини граба $W^P=20\%$	$m_{пар}$	кг/кг	0,28	розділ 2.1
Частка водяної пари, виділена при 100–150°C	$\varphi_{в.п.1}$	%	52	розділ 2.1, [157]
Частка водяної пари, виділена при 290–350°C	$\varphi_{в.п.2}$	%	42	розділ 2.1, [157]
Питома теплоємність пари при сталому тиску	$c_{пар}$	$\frac{кДж}{кг \cdot K}$	2,2	[158, 157]
Питома енергія пароутворення	L	кДж/кг	2260	[158, 157]
Температура фази нагрівання деревини граба	$t_{нагр}$	°C	до 100	[158, 157]
Температура фази сушіння деревини граба	$t_{суш}$	°C	100–150	[93]
Температура розкладання геміцелюлози	$t_{гц}$	°C	210–370	[93]
Температура розкладання целюлози	$t_{ц}$	°C	260–400	[93]
Температура розкладання лігніну	$t_{л}$	°C	200–600	[93]
Результати розрахунку теплотехнічних параметрів процесу				
Витрати теплоти на нагрів граба $W^P=20\%$ до 100°C	$Q_{нагр}$	кДж	1445	розділ 2.1
Витрати теплоти на пароутворення	$Q_{вип}$	кДж	4600	розділ 2.1
Витрати теплоти на нагрівання зони III до 1000°C	$Q_{в.-з.}$	кДж	3169	розділ 2.1
Витрати теплоти на нагрівання пари до 800°C	$Q_{пари}$	кДж	3248	розділ 2.1
Запас теплоти зони III	$Q_{д.в.}$	кДж	923,4	розділ 2.1
Витрати теплоти на утворення водяного газу	Q_p	кДж	14556	розділ 2.1
Витрати теплоти на утворення CH_4	Q_m	кДж	1454	розділ 2.1

Продовження табл. 4.1

1	2	3	4	5
Споживана потужність нагрівачів, що нагрівають граб при $W^p=20\%$ до 100°C	$P_{ел.н.1}$	кВт	3,6	розділ 2.1
Споживана потужність нагрівачів, що нагрівають зону III до 1000°C	$P_{ел.н.2}$	кВт	7,1	розділ 2.1
Споживана потужність нагрівачів на пароутворення	$P_{ел.н.3}$	кВт	0,752	розділ 2.1
Споживана потужність нагрівачів на утворення H_2	$P_{ел.н.4}$	кВт	4,71	розділ 2.1
Споживана потужність нагрівачів на піроліз с.о.р. біомаси	$P_{ел.н.5}$	кВт	0,762	розділ 2.1
Номінальна потужність нагрівачів зони III	$P_{15ел.н.}$	кВт	7,2	-
Кількість нагрівачів зони III	z_{15}	шт	4	рис. 3.2
Номінальна потужність нагрівачів зони I	$P_{12ел.н.}$	кВт	5,2	-
Кількість нагрівачів зони I	z_{12}	шт	4	рис. 3.2
Параметри установки і електрогенератора, що працює на синтез-газі				
Маса палива на процес	m	кг	10	розділ 3
Продуктивність установки за газом	$P_{с.газ}$	м^3	17	$P_{с.газ}=m_{нал} \cdot V_{с.газ}$
Витрати електроенергії на піролізно-газиф. процес	$E_{вит}$	кВт·год	15,28	рівняння (2.99)
Тривалість циклу роботи установки	τ	год	3,27	рівняння (2.85)
Кількість енергії, яку згенеровано за цикл	$E_{ел}$	кВт·год	27–28,3	рис.3.24–3.26
Кількість циклів роботи установки за добу	n	циклів	2	-
Конструкційні параметри піролізно-газифікаційної установки				
Внутрішній діаметр камери піролізу	$D_{кп}$	м	0,2	розділ 3.2
Товщина стінки камери піролізу	δ_k	м	0,008	розділ 3.2
Внутрішній діаметр корпусу установки	$D_{корп}$	м	0,4	розділ 3.2

Продовження табл. 4.1

1	2	3	4	5
Зовнішній діаметр корпусу установки	$D_{з.корп}$	м	0,42	розділ 3.2
Діаметр установки з утеплювачем	D_{Σ}	м	0,6	розділ 3.2
Площа одного сектора теплопередачі	$S_{сек}$	м ²	0,06	розрахунок
Площа поперечного перерізу камери	$F_{кам}$	м ²	0,0314	$F_{кам} = \pi D_{кп}^2 / 4$
Ширина одного сектора обігріву камери	b	м	0,172	рис 3.2
Площа одного сектора обігріву камери	$F_{сек}$	м ²	0,0324	розділ 3.2
Об'єм камери піролізу	$V_{кам}$	м ³	0,022	$V_{кам} = F_{кам} \cdot h_{к.п}$
Висота робочої зони камери піролізу	$h_{к.п.}$	м	0,7	розділ 3.2
Висота зони відновлення та збагачення газу (газифікації)	$h_{газиф}$	м	0,02	розділ 3.2
Висота зольникової частини установки	$h_{зол}$	м	0,2	розділ 3.2
Відстань від колосникової решітки до днища камери піролізу	$h_{к.реш.}$	м	0,3	розділ 3.2
Висота установки	$H_{уст}$	м	1,1	розділ 3.2

(Джерело: розробка автора на основі даних [19, 159])

Достовірність розробленого здобувачем методу розрахунку алотермічних піролізно-газифікаційних установок на біомасі експериментально перевірено на установці, розміщеній у Білоцерківському національному аграрному університеті. Метод дає змогу визначати конструкційні параметри установки та раціональні режими її роботи для одержання синтез-газу з низьким вмістом смол і високою теплотою згоряння та виконаний на основі даних [19, 159].

Метод впроваджено в освітній процес кафедри електроенергетики, електротехніки та електромеханіки агробіотехнологічного факультету БНАУ і кафедри електрифікації, автоматизації виробництва та інженерної екології факультету інженерії та енергетики Поліського національного університету (дод.

Q). Його використання підвищує рівень викладання програмного матеріалу при підготовці здобувачів ОС «Бакалавр» за спеціальністю «Електрична інженерія».

4.2. Техніко-економічна оцінка роботи системи електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор» на синтез-газі

За умов нестабільної роботи централізованих електромереж потреба в автономних, або резервних джерелах енергії істотно зростає. Варіантом вирішення цієї задачі є прості в експлуатації акумуляторні системи (АС) та зарядні станції. Недоліком є їх висока вартість, а за потреби збільшення потужності та тривалості автономної роботи, вона зростає в рази.

Одним із можливих варіантів технічного рішення автономного енергозабезпечення може слугувати система «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор» з відповідним допоміжним обладнанням.

Щоб оцінити доцільність такого рішення, потрібно порівняти витрати на впровадження та подальшу експлуатацію обох варіантів. Насамперед, слід визначити початкові інвестиції, витрати на обслуговування, очікувану економію та термін окупності вкладень. Оскільки в роботі розглядається лише зміна системи енергозабезпечення, порівняння доцільно виконувати саме для енергетичного блоку. Постійні витрати, пов'язані із загальним технологічним процесом і є незмінними незалежно від обраної системи, не будуть враховані. Розрахунки виконано за методиками, наведеними в роботах [201, 202].

4.2.1. Вихідні дані для оцінки економічної доцільності впровадження технічних рішень

Вхідні дані для розрахунку складаються з вартості елементів обладнання обох систем та вихідних потреб в енергозабезпеченні в межах технічних

можливостей системи. Для коректного порівняння потрібно задати час автономної роботи. Приймаємо тривалість резервного електроживлення рівною 8 год. Потужність 17 кВт визначається розрахунковим енергоспоживанням ПГУ. Додаткові дані для проведення порівняльного розрахунку економічної ефективності наведено в табл. 4.2.

Таблиця 4.2.

Вихідні дані для розрахунку порівняльної економічної ефективності системи безперебійного живлення (СБЖ) на основі ПГУ

Параметр	Од. вимірювання	Значення
Вартість подрібненої деревини граба з $W^p=20\%$	грн/т	2800
Витрати палива на цикл завантаження	кг	10
Вартість піролізно-газифікаційної установки	грн	75000
Вартість барботажного скрубера	грн	12000
Вартість газгольдера	грн	25000
Вартість інверторної електростанція потужністю 10 кВт та системи автоматики	грн	75000
Загальна вартість додаткового обладнання	грн	187000
Загальні витрати електроенергії на процес термічного розкладання деревини граба	кВт·год	30,56 (за 2 цикли)
Витрати електроенергії на перекачування газу в газгольдер	кВт·год	1,0
Вартість електроенергії за зеленим тарифом	грн/кВт·год	6,52
Вартість електроенергії за промисловим тарифом	грн/кВт·год	13,28
Тривалість циклу роботи ПГУ	год	3,27
Продуктивність ПГУ за синтез-газом (за цикл)	м ³	18
Нижча теплотворна здатність синтез-газу	МДж/м ³	17
Коефіцієнт корисної дії електростанції	част. од.	0,35
Кількість електроенергії, згенерованої за цикл роботи ПГУ	кВт·год	27,79
Рекомендована кількість циклів на добу	циклів	2

Експериментально встановлений виробіток електроенергії електрогенератором з газопоршневим ДВЗ становить 27,79 кВт·год. Це значення є меншим за теоретичне і було прийнято для подальших розрахунків. За один

цикл роботи ПГУ витрати електроенергії на перекачування синтез-газу до газгольдера становлять 1 кВт·год.

Ефективність впровадження ПГУ порівнювалась з аналогічною системою зберігання енергії на базі акумуляторної системи (АС) відповідної потужності. Технічні дані щодо цієї системи наведені в табл. 4.3.

Обидві розглянуті системи встановлені на базі БНАУ і призначені для формування запасу електроенергії, що виробляється СЕС. Якщо АС відсутня, то надлишкова електроенергія передається до зовнішньої мережі, а БНАУ отримує компенсацію за «зеленим тарифом». Водночас цей тариф є нижчим за вартість електроенергії, яку ВНЗ закуповує для власних потреб, що зменшує економічну доцільність такого режиму роботи. Коли електроенергія відсутня, зокрема під час блекаутів, передати згенеровану електроенергію до загальної мережі неможливо. В таких умовах система накопичення дає змогу використовувати надлишкову генерацію для власних потреб БНАУ. За її відсутності робота СЕС є менш ефективною, а ВНЗ зазнає економічних втрат.

Таблиця 4.3.

**Дані для розрахунку порівняльної економічної ефективності системи
безперебійного живлення на базі АС**

Параметр	Од. вимірювання	Значення
Вартість станції резервного живлення	грн	445000
Вартість монтажу та налаштування обладнання	грн	120000
Вартість електроенергії за зеленим тарифом	грн/кВт·год	6,52
Вартість електроенергії за промисловим тарифом	грн/кВт·год	13,28
Ресурс роботи акумуляторів	циклів зарядки	3500
Коефіцієнт корисної дії електростанції	%	90
Рекомендована кількість циклів за добу	циклів	2

Перевагами станції є безшумність, відсутність додаткових робіт в циклі, миттєве перемикавання. Але система потребує значних капітальних вкладень та

має обмежений ресурс роботи, наприкінці якого акумулятори, вартість яких складає понад 70% вартості всієї системи, потребують повної заміни.

4.2.2. Техніко-економічна оцінка роботи піролізно-газифікаційної установки у складі системи електрогенерації на основі ВДЕ

Загальний обсяг фінансових вкладень у створення системи безперервного живлення (СБЖ) визначається за рекомендаціями [201, 202]:

$$B_{\text{СБЖ}} = ПВ + НВ, \quad (4.1)$$

де: $B_{\text{СБЖ}}$ – обсяг фінансових вкладень у створення СБЖ; $ПВ$ –прямі капітальні витрати на виготовлення СБЖ, грн; $НВ$ – накладні витрати, грн.

Прямі витрати розрахуємо виходячи з витрат на покупні вироби (вузли, запчастини), фонду оплати праці технічного персоналу, вартості сировини і матеріалів на виготовлення конструкції, і вони складають [201, 202]:

$$ПВ = ФЗП + ВПК + ВОМ, \quad (4.2)$$

де: $ФЗП$ – фонд оплати праці технічного персоналу, грн; $ВПК$ – витрати на покупні вироби (вузли, запчастини), грн; $ВОМ$ – вартість сировини і матеріалів на виготовлення конструкції.

Видатки на оплату праці розраховуються на основі витрат робочого часу на виконання даного виду робіт [201, 202]:

$$ФЗП = [T \cdot (1 + B_{\text{соц}}) K_{\text{дз}} \cdot C_{\text{год}}] / 60, \quad (4.3)$$

де: $C_{\text{год}}$ – тарифна ставка працівника, грн/год; T – норма часу на виконання операції, год; $K_{\text{дз}}$ – коефіцієнт доплат до тарифної ставки заробітної плати (приймаємо $K_{\text{дз}}=1,4$), част. од.; $B_{\text{соц}}$ – обов'язкові нарахування та утримання, пов'язані з оплатою праці, %.

Розмір $B_{\text{соц}}$ є змінним і залежить від чинного законодавства. В межах цього розрахунку $B_{\text{соц}}$ прийнято як фіксовану розрахункову величину рівну 45% (18% – податок з доходів фізичних осіб; 5% – військовий збір; 22% – єдиний соціальний внесок).

Оцінка економічної доцільності пропонованого здобувачем рішення базується на виборі еталона для порівняння робочих параметрів нового обладнання з традиційними аналогами. Для обох систем рахують витрати на розробку, монтаж, експлуатацію, після чого визначають економічний ефект, який може отримати БНАУ після впровадження рішення у життя. Порівняння передбачає врахування як капітальних, так і операційних витрат. Капітальні витрати включають сукупну вартість обладнання, виробничих майданчиків, інженерних комунікацій, а операційні – заробітну плату, амортизаційні відрахування з вартості обладнання, витрати енергії ін.

На основі даних таблиць 4.1 і 4.2 оцінено додаткові капітальні витрати на створення СБЖ. Результати розрахунку наведено в табл. 4.4.

Таблиця 4.4.

Додаткові витрати на створення системи безперебійного живлення

№	Стаття витрат	Сума, тис. грн.	
		з ПГУ	з акумуляторною станцією
1.	Вартість дослідних робіт	80,0	-
2.	Витрати на основне обладнання та комплектуючі	187,0	445,0
3.	Заробітна плата робітників, які здійснюють виготовлення та монтаж установки	48,5	-
4.	Вартість монтажу та пуско-налагодження установки	-	120,0
5.	Додаткові витрати на придбання, доставку, технічну підготовку, наладку обладнання	25,0	-
6.	Витрати на технічні заходи та засоби з охорони навколишнього середовища та безпеки праці	20,0	-
РАЗОМ		360,5	565,0

Річні амортизаційні відрахування становлять [201, 202]:

$$A = (T_{обл} \cdot HA \cdot BBO) / (\Phi PC \cdot 6000), \quad (4.4)$$

де: A – амортизаційні відрахування, %; HA – норма амортизації для даного виду обладнання, яка складає 15%; BBO – балансова вартість обладнання, грн; $T_{обл}$ – річний фонд робочого часу обладнання, год; ΦPC – річний фонд часу роботи обладнання, год/рік.

За умови цілодобового використання обладнання $T_{обл}/\Phi PC=1$.

Витрати на паливо, яким для СБЖ на основі ПГУ є подрібнена деревина граба, описуються рівнянням [201, 202]:

$$B_{нал} = (G_{кг/кВт} \cdot P \cdot C_n / 60 \cdot \eta_{ПГУ}) + (E \cdot C_e), \quad (4.5)$$

де: $B_{нал}$ – витрати на паливо; $\eta_{ПГУ}$ – коефіцієнт корисної дії ПГУ; $G_{кг/кВт}$ – питома витрата деревини граба на виробництво електроенергії, кг/кВт·год; P – потужність СБЖ, кВт; C_e – ціна 1 кВт·год електроенергії, грн/кВт·год; C_n – ціна кілограму подрібненого граба, грн/кг; E – витрати електроенергії СБЖ для реалізації одного циклу ПГУ, кВт·год/рік.

Порівняльну ефективність пропонованого рішення оцінюють за річним економічним ефектом, визначеним як різниця між приведеними витратами базового і проєктного варіантів [201, 202]:

$$E_{річ} = (B_{Акум} - B_{ПГУ}) P_{річ}, \quad (4.6)$$

де: $E_{річ}$ – порівняльна ефективність пропонованого рішення; $B_{ПГУ}$ – приведені витрати СБЖ на основі ПГУ, віднесені до одиниці згенерованої електроенергії, грн/кВт·год; $B_{Акум}$ – приведені витрати акумуляторної СБЖ, віднесені до одиниці акумульованої електроенергії, грн/кВт·год; $P_{річ}$ – річна продуктивність за електроенергією (акумульованій / генерованій), кВт·год/рік.

Окрім основних економічних показників, зокрема коефіцієнта економічної ефективності та терміну окупності капітальних вкладень, при порівнянні СБЖ важливо враховувати вартість акумульованої, збереженої та відновленої енергії. Збереження енергії в часі має свою ціну, однак її оцінка для розглянутих в цьому розділі систем відрізняється.

Акумуляторна СБЖ лише заряджається і розряджається, тому кількість енергії, яку вона віддає, є меншою відповідно до її ККД. СБЖ на основі ПГУ

працює в інший спосіб: енергія трансформується у проміжне біопаливо, а її відновлення більшою мірою забезпечується за рахунок додаткових об'ємів твердого біопалива (подрібненої деревини граба).

Складові вартості електроенергії, отриманої від обох типів СБЖ, загальні характеристики систем та значення вартості 1 кВт·год цієї енергії наведено в табл. 4.5.

Таблиця 4.5

Порівняння характеристик СБЖ на основі АС та ПГУ

№	Показник	Од. вимір.	Тип СБЖ	
			з АС	з ПГУ
1.	Потужність	кВт	17	28
2.	Автономність	год	8	необмежена за наявності палива
3.	Капітальні вкладення	тис. грн.	565,0	360,5
4.	Вартість 1 кВт·год електроенергії при роботі від:			
4.1.	- сонячної електростанції	грн	7,06	5,59
4.2.	- загальної електромережі	грн	14,76	9,07
5.	Ресурс приведений	-	3500 циклів перезарядки	100 тис. кВт·год
6.	Ресурс часу	тис.год	7	10
7.	Обслуговування	-	мінімальне	постійне
8.	Шум	-	відсутній	низький
9.	Паливо		-	деревина граба

Виходячи з даних, наведених в табл. 4.5, між вартістю 1 кВт·год електроенергії, збереженої за допомогою СБЖ з АС, і СБЖ на основі ПГУ є відчутна різниця. Оскільки значну частку цієї вартості становить електроенергія, спожита для реалізації циклу піролізно-газифікаційного процесу, то за умови її використання із загальної електромережі різниця у вартості електроенергії істотно зростає.

Водночас СБЖ на основі ПГУ має певні обмеження у застосуванні. Насамперед, це стосується об'єктів, де неможливо залучити обслуговуючий персонал, або потрібен максимальний ступінь автоматизації переходу на СБЖ.

4.2.3. Оцінка виробництва електроенергії піролізно-газифікаційною установкою у складі системи електрогенерації на основі ВДЕ за LCOE

Для об'єктивного порівняння економічної ефективності різних джерел енергії використано вирівняну вартість електроенергії (*LCOE*) [203–205].

LCOE – це фінансовий показник, що відображає середню собівартість виробництва 1 кВт·год електроенергії упродовж життєвого циклу енергогенеруючого обладнання [203–205] і визначається за [206, 207]:

$$LCOE = \left(\sum_{t=1}^n \frac{I_t + M_t + F_t}{(1+r)^t} \right) / \left(L \cdot \sum_{t=1}^n \frac{E_t}{(1+r)^t} \right), \quad (4.7)$$

де: n – термін експлуатації системи електрогенерації на основі ВДЕ, років; r – ставка дисконтування, %/рік; E_t – обсяг електроенергії, виробленої за період t , кВт·год; F_t – енергетичні витрати (паливо, ін.) за період t , грн; M_t – експлуатаційні витрати та витрати на технічне обслуговування за період t , грн; I_t – інвестиційні витрати (капіталовкладення) за період t .

Виконаємо розрахунки для СБЖ з АС та СБЖ на основі ПГУ.

$$LCOE_{AC} = \frac{565 + (84,8 + 45,2 + 56,5)7}{12,247} = 21,83 \text{ грн/кВт·год.}$$

$$LCOE_{ПГУ} = \frac{360,5 + 205,9 \cdot 10}{20,5610} = \frac{2419,5}{205,6} = 11,76 \text{ грн/кВт·год.}$$

Вважається, що якщо розрахований *LCOE* є нижчим за ринковий тариф на електроенергію, то проєкт є прибутковим та економічно доцільним [206]. На момент проведення розрахунків СБЖ на основі ПГУ має вирівняну вартість згенерованої електричної енергії в межах комерційних розцінок, на відміну від АС. Використання СБЖ на основі ПГУ дозволяє знизити вартість однієї кіловат-

години з 14,76 грн до 9,07 грн. Це досягається завдяки використанню дешевої біомаси замість акумуляторів та електроенергії з загальної мережі.

В табл. 4.6 наведено техніко-економічні показники СБЖ на основі АС та ПГУ.

Таблиця 4.6

Техніко-економічні показники СБЖ на основі АС та ПГУ

№	Показник	Од. вим.	Тип СБЖ	
			з АС	з ПГУ
1.	Додаткові капітальні вкладення	тис. грн.	565,0	360,5
2.	Ресурс часу	тис. год	7	10
3.	Затрати на зарплату і ЄСВ	тис. грн	-	50,9
4.	Амортизаційні відрахування (15%)	тис. грн	84,8	54,1
5.	Відрахування на ремонт і ТО (8%)	тис. грн	45,2	28,8
6.	Інші експлуатаційні витрати (10%)	тис. грн	56,5	36,1
7.	Витрата на додаткове паливо	тис. грн.	-	36,0
8.	Сума експлуатаційних витрат	тис. грн.	186,5	205,9
9.	Річна продуктивність за електроенергією	тис. кВт·год	12,24	20,56
10.	Розрахунок економічної ефективності за умови живлення СБЖ із загальної енергомережі			
10.1	Вартість 1 кВт·год	грн	14,76	9,07
10.2	Коефіцієнт економічної ефективності	-	-	0,57
10.3	Термін окупності додаткових капітальних вкладень	років	-	1,74
11	Розрахунок економічної ефективності за умови живлення СБЖ за допомогою генерації сонячної електростанції			
11.1.	Вартість 1 кВт·год	грн	7,06	5,59
11.2.	Коефіцієнт економ. ефективності	-	-	0,71
11.3.	Термін окупності додаткових капітальних вкладень	років	-	1,4
12	Вирівняна вартість електроенергії $LCOE$	грн/кВт·год	21,83	11,76

Коефіцієнт порівняльної економічної ефективності $E_{річ}$ та термін окупності додаткових капітальних вкладень $T_{ок}$ визначено за повною питомою вартістю електроенергії [201, 202]:

$$C = (K / n + M + F) / P_{річ}, \quad (4.8)$$

де: C – повна питома вартість електроенергії, грн/кВт·год; F – річні енергетичні витрати, тис. грн; M – річні експлуатаційні витрати без енергетичної частини (186,5 та 169,9 тис. грн. відповідно); K – капітальні вкладення, тис. грн; n – ресурс часу (АС – 7 р.; ПГУ – 10 р.).

Порівняльна ефективність пропонованого рішення [201, 202]:

$$E_{річ} = (C_{АС} - C_{ПГУ}) P_{річ} / K_{ПГУ}; \quad T_{ок} = 1 / E_{річ}, \quad (4.9)$$

де: $C_{АС}$, $C_{ПГУ}$ – повна питома вартість електроенергії, вироблена АС та ПГУ відповідно, грн/кВт·год; $K_{ПГУ}$ – капітальні вкладення на ПГУ, тис. грн.

$LCOE$ за рівнянням (4.7) пораховано без дисконтування ($r=0$) за термін n і без врахування вартості електроенергії, спожиту на цикли, оскільки її враховано у енергоскладовій вартості 1 кВт·год.

Інвестиційна привабливість системи з ПГУ доволі висока. Хоча загальні експлуатаційні витрати для системи з ПГУ вищі на 10,4% через оплату праці обслуговуючого персоналу та витрати на паливо, капітальні витрати на створення СБЖ нижчі на 204,5 тис. грн. Термін окупності капітальних вкладень становить 1,74 р. при роботі від загальної мережі і 1,4 р. при використанні енергії, згенерованої СЕС. Варіант з ПГУ має в 1,6 вищу річну продуктивність, а саме 20,56 тис. кВт·год порівняно з 12,24 тис. кВт·год. Це пояснюється залученням твердої біомаси до циклу відновлення енергії. Це є доцільним для об'єктів із постійним і стабільним енергоспоживанням. СБЖ на основі ПГУ дає змогу збільшити обсяг отриманої електричної енергії, що може бути важливим у періоди зниженої сонячної активності.

4.2.4. Оцінка спроектованої піролізно-газифікаційної установки за показником енергоекономічної ефективності

Спроектовану піролізно-газифікаційну установку оцінено за показником енергоекономічної ефективності та порівняно з установками електричною потужністю від 10 до 750 кВт, які розглянуті в підпункті 1.4 і наведені в додатку С. Для порівняння використано такі параметри: електричну і теплову

потужність; вологість палива; загальні та питомі витрати палива; нижчу теплоту згоряння газу; продуктивність за газом і питому вартість установки.

За пріоритетами та ваговими коефіцієнтами оцінюваних параметрів, наведеними в табл. 1.3, коефіцієнт енергоекономічної ефективності спроектованої установки склав 0,775. Для інших установок у вибірці цей показник знаходиться у межах 0,44–0,69, що свідчить про вищу енергоекономічну ефективність розробленої конструкції.

Результати порівняння розробленої здобувачем установки з іншими піролізно-газифікаційними (стадійної конверсії біомаси на синтез-газ) установками наведено в додатку С1.

4.3. Висновки до розділу

1. Розроблено метод інженерних розрахунків, який пов'язує параметри піролізно-газифікаційної установки з фізико-механічними властивостями біомаси та дає змогу обґрунтувати умови стабільного виробництва синтез-газу для подальшого його використання системою електрогенерації на основі ВДЕ.

2. За результатами порівняння розробленої піролізно-газифікаційної установки з відомими аналогами встановлено, що коефіцієнт її енергоекономічної ефективності становить $K=0,775$. Це зумовлено одержанням синтез-газу з низьким вмістом смол і високою теплотою згоряння за низької питомої витрати палива. Для інших установок вибірки значення цього показника становить 0,44–0,69.

3. Встановлено, що за додаткових капітальних вкладень 360,5 тис грн система електрогенерації на синтез-газі забезпечує річну продуктивність за електроенергією 20,56 тис. кВт·год за річних експлуатаційних витрат 205,9 тис. грн. Використання СБЖ на основі ПГУ дозволяє знизити вартість однієї кіловат-години з 14,76 грн до 9,07 грн. Термін окупності капітальних вкладень становить 1,74 р. при роботі від загальної мережі і 1,4 р. при використанні енергії, згенерованої СЕС.

ВИСНОВКИ

1. Підтверджено доцільність застосування багатостадійної газифікації біомаси в щільному нерухомому шарі палива для одержання синтез-газу з подальшим виробництвом електроенергії в системах на основі ВДЕ. Встановлено математичну залежність, що пов'язує показник енергоекономічної ефективності піролізно-газифікаційних установок з їх техніко-економічними і енергетичними параметрами. Оцінка за цим показником дає змогу визначати перспективні типи піролізно-газифікаційних установок для подальшого їх використання в гібридних системах електрогенерації. Аналіз показав, що для спроектованої установки показник енергоекономічної ефективності склав 0,775, тоді як для інших типів установок становить 0,44–0,69.

2. Визначено залежності, які пов'язують температуру шару вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу зони газифікації, час перебування в ньому парогазової суміші і загальну тривалість піролізно-газифікаційного процесу з вологістю і ефективним діаметром частинок палива та режимом електронагрівання реакційних зон алотермічної піролізно-газифікаційної установки, які дають змогу прогнозувати вміст смол і компонентний склад синтез-газу, а також обсяг електроенергії, згенерованої з синтез-газу системою «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор».

3. Обґрунтовано режим роботи алотермічної піролізно-газифікаційної установки і експериментально доведено можливість виробництва калорійного синтез-газу з низьким вмістом смол:

– за ефективного діаметра частинок 5–15 мм і вологості палива 10–30% порозність шару становить 0,72–0,61, а аеродинамічний опір 45 Па забезпечує самопливне відведення синтез-газу з виходом 1,67–1,85 м³/кг, теплотою згоряння 16,2–17,1 МДж/м³ і теплопродуктивністю установки 284–300 МДж за цикл;

– час, за який установка виходить на робочий температурний режим залежить від вологості і фракційного складу палива. Зменшення діаметру частинок з 15 до 5 мм прискорює нагрівання палива до 800°C на 48–50 хв.

Зростання вологості з 10 до 30% збільшує час нагрівання палива майже на 3 хв, а час випаровування води – у 2,5 рази;

– наявність в шару вуглецевого сорбційно-каталітичного матеріалу зони газифікації забезпечує виробництво синтез-газу з високим вмістом H_2 , CO і CH_4 . При розкладанні граба вологістю 30% з ефективним діаметром частинок 10 мм вміст H_2 становив 42,7 % об., CO – 38 % об., а CH_4 – 15,6 % об. З ростом вологості біомаси вміст CH_4 , H_2 та CO_2 в газі зменшується на 13,1, 6,7 та 23,4% відповідно, а CO – зростає на 20,5%; нижча теплота згоряння газу знижується на 0,9 МДж/м³, а об'ємний вихід зростає на 11,7%. Найвищий вміст смол у газі становить 41 мг/м³, що нижче гранично допустимого рівня для ДВЗ, рівного 50 мг/м³. Максимальний вміст механічних домішок в газі становить 127 мг/м³, який можна знизити до 28–47 мг/м³ шляхом разового пропускання газу через скруббер.

4. Розроблено автономну систему електрогенерації «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згоряння – електрогенератор», у якій надлишкова електроенергія сонячної електростанції спрямовується на конверсію біомаси в синтез-газ, що дає змогу керовано виробляти електроенергію за недостатньої або відсутньої інсоляції. Максимальний виробіток електроенергії 28,3 кВт·год отримано при вологості палива 20%, ефективному діаметрі 7,5 мм і потужності нагріву 1,8 кВт, що узгоджується з результатами математичного моделювання: $W^p=14\text{--}20\%$; $d_{ef}=7,5\text{--}10$ мм; $P_{ел.н.}=1,5\text{--}1,9$ кВт. За два цикли роботи установки з газу отримано 55,58 кВт·год електроенергії, що компенсує витрати на нагрівання зони піролізу 30,56 кВт·год, і забезпечує додатковий вихід 25,02 кВт·год.

5. Розроблено метод інженерного розрахунку, що пов'язує параметри установки з властивостями біомаси і дає змогу визначати умови стабільного виробництва газу для систем на основі ВДЕ. За капітальних вкладень 360,5 тис. грн система виробляє 20,56 тис. кВт·год електроенергії на рік за експлуатаційних витрат 205,9 тис. грн. Застосування системи безперебійного живлення на основі піролізно-газифікаційної установки знижує собівартість електроенергії на 38,6%. Термін окупності становить 1,74 року за живлення від мережі та 1,4 року за використання електроенергії СЕС.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Атлас енергетичного потенціалу відновлюваних джерел енергії України : видання третє, оновлене / за заг. ред. С. О. Кудрі. Київ : Інститут відновлюваної енергетики НАН України, 2024. 56 с. URL: <https://www.ive.org.ua/wp-content/uploads/atlas.pdf> (дата звернення: 10.08.2024).
2. Відновлювані джерела енергії / А. А. Барило, М. Бенменні, М. О. Будько та ін. ; за заг. ред. С. О. Кудрі. 2-ге вид., допов. Київ : Інститут відновлюваної енергетики НАН України, 2024. 492 с. URL: https://www.ive.org.ua/wp-content/uploads/Monografia_final_21.12.2020.pdf (дата звернення: 12.08.2024).
3. Geletukha G., Zheliezna T., Drahniev S., Haidai O. Analysis of actions for Ukraine to replace Russian natural gas. *Ecological Engineering & Environmental Technology*. 2022. Vol. 23, № 4. P. 1–9. <https://doi.org/10.12912/27197050/149458>
4. Lobunets Y., Klus V., Zurian O. A combined source of thermal and electrical energy based on a gas-generator burner and a thermoelectric generator. *Vidnovluvana Energetika*. 2023. № 4(75). P. 20–28. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2023.4\(75\).20-28](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2023.4(75).20-28)
5. Geletukha G., Drahniev S., Zheliezna T., Zubenko V., Haidai O. Technologies for energy production from lignocellulosic agricultural residues. *Innovative Renewable Waste Conversion Technologies*. 2021. P. 281–345. DOI: 10.1007/978-3-030-81431-1_12
6. Zheliezna T., Drahniev S. Analysis of trends for bioenergy development and reduction of greenhouse gas emissions in the EU. *Thermophysics and Thermal Power Engineering*. 2025. Vol. 47, № 2. P. 92–101. <https://doi.org/https://doi.org/10.31472/ttpe.2.2025.9>
7. Geletukha G., Zheliezna T., Kucheruk P., Drahniev S. Analysis of prospective directions for using Ukraine's biomass potential for energy. *Thermophysics and Thermal Power Engineering*. 2023. Vol. 45, № 2. P. 77–86. <https://doi.org/https://doi.org/10.31472/ttpe.2.2023.9>

8. Geletukha G., Zheliezna T., Matveev Yu. et al. Energy Production from Biomass in Ukraine: Technologies, Development and Prospects. Kyiv : Akademperiodyka, 2022. 373 p. DOI: 10.15407/akademperiodyka.464.373
9. Драгнєв С. В., Желєзна Т. А. Оцінка енергетичного балансу вирощування кукурудзи на зерно з відчуженням її побічної продукції для потреб біоенергетики. *Механізація та електрифікація сільського господарства*. 2021. Вип. 13. С. 187–195. URL: http://nbuv.gov.ua/UJRN/mesg_2021_13_23 (дата звернення: 05.03.2025).
10. Klyus V., Lobunets Y., Zurian O., Chetveryk H., Masliukova Z. Pyrolysis furnace of continuous combustion. *Vidnovluvana Energetika*. 2024. № 4(79). P. 145–151. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2024.4\(79\).145-151](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2024.4(79).145-151)
11. Maitlo G., Ali I., Mangi K. H., Ali S., Maitlo H. A., Unar I. N., Pirzada A. M. Thermochemical Conversion of Biomass for Syngas Production: Current Status and Future Trends. *Sustainability*. 2022. Vol. 14. P. 2596. <https://doi.org/10.3390/su14052596>
12. Alhijazi A. A. K., Almasri R. A., Alloush A. F. A Hybrid Renewable Energy (Solar/Wind/Biomass) and Multi-Use System Principles, Types, and Applications: A Review. *Sustainability*. 2023. Vol. 15. Article 16803. <https://doi.org/10.3390/su152416803>
13. Dahman Y., Syed K., Begum S. et al. Biofuels: their characteristics and analysis. Biomass, Biopolymer-Based Materials, and Bioenergy: Construction, Biomedical, and Other Industrial Applications. Amsterdam : Elsevier, 2019. P. 277–325. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102426-3.00014-X>
14. Basu P. Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design, Theory and Climate Change Mitigation. 4th ed. Academic Press, 2024. 681 p. <https://doi.org/10.1016/C2022-0-02464-8>
15. Arribas L., Arconada N., González-Fernández C., Löhlrl C., González-Aguilar J., Kaltschmitt M., Romero M. Solar-driven pyrolysis and gasification of low-grade carbonaceous materials. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2017. Vol. 42, № 19. P. 13598–13606. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.02.026>

16. Lazaroiu G. C., Mihaescu L., Pisa I., Stoica D., Grigoriu R.-M., Simion I. Gasification of agricultural residual biomass, a vector in a possible production of green hydrogen. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2026. Vol. 215. Article 153848. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2026.153848>
17. Reed T. B., Das A. Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems. Golden : Biomass Energy Foundation, 1988. 140 p. URL: <https://digital.library.unt.edu/ark:/67531/metadc1061385/> (дата звернення: 11.12.2023).
18. Sikarwar V. S., Zhao M., Clough P., Yao J., Zhong X., Memon M. Z., Shah N., Anthony E. J., Fennell P. S. An overview of advances in biomass gasification. *Energy & Environmental Science*. 2016. Vol. 9, № 10. P. 2939–2977. <https://doi.org/10.1039/C6EE00935B>
19. Цивенкова Н. М. Обґрунтування параметрів камери газоутворення газогенератора, адаптованого до сировини рослинного походження : дис. ... канд. техн. наук : 05.05.11 / Нац. ун-т біоресурсів і природокористування України. Київ, 2013. 259 с.
20. Kaupp A., Goss J. R. Small Scale Gas Producer-Engine Systems. Wiesbaden : Vieweg, Teubner Verlag, 1984. 278 p. <https://doi.org/10.1007/978-3-663-06868-6>
21. Ярош Я. Д. Науково-технічне обґрунтування енергетичної автономності агроєкосистем на основі біомаси : дис. ... д-ра техн. наук : 05.14.08 / Житомир. нац. агроєкол. ун-т, Ін-т відновлюв. енергетики НАН України. Київ, 2019. 366 с.
22. Ghanbarzadeh S., Yuan Y., Koupaie E. H. Energy Recovery from Biowaste and Biomass via Gasification: A Modelling Approach. *BioTech*. 2026. Vol. 15, № 1. Article 1. <https://doi.org/10.3390/biotech15010001>
23. Xu D., Gu X., Dai Y. Concentrating solar assisted biomass-to-fuel conversion through gasification: A review. *Frontiers in Energy Research*. 2023. Vol. 10. Article 1029477. <https://doi.org/10.3389/fenrg.2022.1029477>

24. Yogalakshmi K. N., Poornima Devi T., Sivashanmugam P., Kavitha S., Yukesh Kannah R., Varjani S., AdishKumar S., Kumar G., Rajesh Banu J. Lignocellulosic biomass-based pyrolysis: A comprehensive review. *Chemosphere*. 2022. Vol. 286, Pt. 2. Article 131824. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2021.131824>
25. Weerachanchai P., Tangsathitkulchai C., Tangsathitkulchai M. Characterization of products from slow pyrolysis of palm kernel cake and cassava pulp residue. *Korean Journal of Chemical Engineering*. 2011. Vol. 28. P. 2262–2274. <https://doi.org/10.1007/s11814-011-0116-3>
26. Chen D., Zhou J., Zhang Q. Effects of heating rate on slow pyrolysis behavior, kinetic parameters and products properties of moso bamboo. *Bioresource Technology*. 2014. Vol. 169. P. 313–319. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.07.009>
27. Al Arni S. Comparison of slow and fast pyrolysis for converting biomass into fuel. *Renewable Energy*. 2018. Vol. 124. P. 197–201. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.04.060>
28. Kongkasawan J., Nam H., Capareda S. C. Jatropha waste meal as an alternative energy source via pressurized pyrolysis: A study on temperature effects. *Energy*. 2016. Vol. 113. P. 631–642. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.07.030>
29. Ioannidou O., Zabaniotou A., Antonakou E. V., Papazisi K. M., Lappas A. A., Athanassiou C. Investigating the potential for energy, fuel, materials and chemicals production from corn residues (cobs and stalks) by non-catalytic and catalytic pyrolysis in two reactor configurations. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2009. Vol. 13, № 4. P. 750–762. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2008.01.004>
30. Bridgwater A. V. Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. *Biomass and Bioenergy*. 2012. Vol. 38. P. 68–94. DOI: 10.1016/j.biombioe.2011.01.048
31. Martínez J. D., Silva Lora E. E., Andrade R. V., Lesme Jaén R. Experimental study on biomass gasification in a double air stage downdraft reactor.

Biomass and Bioenergy. 2011. Vol. 35, № 8. P. 3465–3480. DOI: 10.1016/j.biombioe.2011.04.049

32. Knoef H. A. M. Handbook Biomass Gasification. Enschede : BTG Biomass Technology Group, 2005. 378 p.

33. Akudo C. O., Theegala C. S. Quantification of tars, particulates, and higher heating values in gases produced from a biomass gasifier. *BioResources*. 2014. Vol. 9, № 3. P. 5627–5635. DOI: 10.15376/biores.9.3.5627-5635

34. Henriksen U., Ahrenfeldt J., Jensen T. K., Gøbel B., Bentzen J. D., Hindsgaul C., Sørensen L. H. The design, construction and operation of a 75 kW two-stage gasifier. *Energy*. 2006. Vol. 31, № 10–11. P. 1542–1553. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2005.05.031>

35. Zhao S., Bi X., Pan X. et al. The optimization of in-situ tar reduction and syngas production on a 60-kW three-staged biomass gasification system: theoretical and practical approach. *Biomass Conversion and Biorefinery*. 2021. Vol. 11. P. 1835–1846. <https://doi.org/10.1007/s13399-019-00536-9>

36. Hamel S., Hasselbach H., Weil S., Krumm W. Autothermal two-stage gasification of low-density waste-derived fuels. *Energy*. 2007. Vol. 32, № 2. P. 95–107. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2006.03.017>

37. Xiao X., Le D. D., Morishita K., Zhang S., Li L., Takarada T. Multi-stage biomass gasification in Internally Circulating Fluidized-bed Gasifier (ICFG): Test operation of animal-waste-derived biomass and parametric investigation at low temperature. *Fuel Processing Technology*. 2010. Vol. 91, № 8. P. 895–902. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2009.08.009>

38. Xu G., Murakami T., Suda T., Matsuzawa Y., Tani H. Two-stage dual fluidized bed gasification: Its conception and application to biomass. *Fuel Processing Technology*. 2009. Vol. 90, № 1. P. 137–144. DOI: 10.1016/j.fuproc.2008.08.007

39. Nilsson S., Gómez-Barea A., Fuentes-Cano D., Ollero P. Gasification of biomass and waste in a staged fluidized bed gasifier: Modeling and comparison with one-stage units. *Fuel*. 2012. Vol. 97. P. 730–740. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.02.044>

40. Xiao X., Meng X., Le D. D., Takarada T. Two-stage steam gasification of waste biomass in fluidized bed at low temperature: Parametric investigations and performance optimization. *Bioresource Technology*. 2011. Vol. 102, № 2. P. 1975–1981. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.09.016>
41. Ojo A. O. An Overview of Lignocellulose and Its Biotechnological Importance in High-Value Product Production. *Fermentation*. 2023. Vol. 9, № 11. Article 990. <https://doi.org/10.3390/fermentation9110990>
42. Su T., Zhao D., Khodadadi M., Len C. Lignocellulosic biomass for bioethanol: recent advances, technology trends, and barriers to industrial development. *Current Opinion in Green and Sustainable Chemistry*. 2020. Vol. 24. P. 56–60. DOI: 10.1016/j.cogsc.2020.04.005
43. Tu W.-C., Hallett J. P. Recent advances in the pretreatment of lignocellulosic biomass. *Current Opinion in Green and Sustainable Chemistry*. 2019. Vol. 20. P. 11–17. DOI: 10.1016/j.cogsc.2019.07.004
44. Abo B. O., Gao M., Wang Y. et al. Lignocellulosic biomass for bioethanol: an overview on pretreatment, hydrolysis and fermentation processes. *Reviews on Environmental Health*. 2019. Vol. 34, № 1. P. 57–68. DOI: 10.1515/reveh-2018-0054
45. Yoshimi Y., Tryfona T., Dupree P. Structure, modification pattern, and conformation of hemicellulose in plant biomass. *Journal of Applied Glycoscience*. 2024. Vol. 72, № 1. Article 7201301. <https://doi.org/10.5458/jag.7201301>
46. Zoghlami A., Paës G. Lignocellulosic biomass: understanding recalcitrance and predicting hydrolysis. *Frontiers in Chemistry*. 2019. Vol. 7. Article 874. <https://doi.org/10.3389/fchem.2019.00874>
47. Segers B., Nimmegeers P., Spiller M. et al. Lignocellulosic biomass valorisation: a review of feedstocks, processes and potential value chains and their implications for the decision-making process. *RSC Sustainability*. 2024. Vol. 2. P. 3730–3749. <https://doi.org/10.1039/d4su00342j>
48. Bratishko V., Tkachenko T., Shulha S. et al. Chemical studies of parameters and composition of lignocellulose raw material samples of municipal

origin. *Engineering for Rural Development*. 2024. Vol. 23. P. 1008–1015. DOI: 10.22616/ERDev.2024.23.TF205

49. Pandey A., Verma N., Jain S. et al. Valorisation of lignocellulosic biomass: a new generation in biorefinery and biomaterials. *Biotechnology for Sustainable Materials*. 2025. Vol. 2. Article 20. <https://doi.org/10.1186/s44316-025-00042-1>

50. Demirbaş A. Relationships between lignin contents and heating values of biomass. *Energy Conversion and Management*. 2001. Vol. 42, № 2. P. 183–188. [https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(00\)00050-9](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(00)00050-9)

51. Demirbaş A. Relationships between heating value and lignin, moisture, ash and extractive contents of biomass fuels. *Energy Exploration & Exploitation*. 2002. Vol. 20, № 1. P. 105–111. <https://doi.org/10.1260/014459802760170420>

52. Demirbaş A. Effects of moisture and hydrogen content on the heating value of fuels. *Energy Sources, Part A*. 2007. Vol. 29, № 7. P. 649–655. <https://doi.org/10.1080/009083190957801>

53. White R. H. Effect of Lignin Content and Extractives on the Higher Heating Value of Wood. *Wood and Fiber Science*. 1987. Vol. 19, № 4. P. 446–452. URL: <https://wfs.swst.org/index.php/wfs/article/view/721> (дата звернення: 05.03.2025).

54. Sheng C., Azevedo J. L. T. Estimating the higher heating value of biomass fuels from basic analysis data. *Biomass and Bioenergy*. 2005. Vol. 28, № 5. P. 499–507. DOI: 10.1016/j.biombioe.2004.11.008

55. Tkachenko T., Haidai O., Korinenko B. et al. Influence of miscanthus species on structural and morphological features of obtained microcrystalline cellulose. *Chemistry, Physics and Technology of Surface*. 2026. Vol. 17, № 1. P. 50–61. <https://doi.org/10.15407/hftp17.01.050>

56. Turner W., Greetham D., Mos M., Squance M., Kam J., Du C. Exploring the Bioethanol Production Potential of Miscanthus Cultivars. *Applied Sciences*. 2021. Vol. 11, № 21. P. 9949. <https://doi.org/10.3390/app11219949>

57. Rakhmetova S. O., Vergun O. M., Kulyk M. I., Blume R. Y., Bondarchuk O. P., Blume Y. B., Rakhmetov D. B. Efficiency of Switchgrass (*Panicum virgatum* L.) Cultivation in the Ukrainian Forest-Steppe Zone and Development of Its New Lines. *The Open Agriculture Journal*. 2020. Vol. 14. P. 273. DOI: 10.2174/1874331502014010273
58. Lemus R., Brummer E. C., Moore K. J. et al. Biomass yield and quality of 20 switchgrass populations in southern Iowa, USA. *Biomass and Bioenergy*. 2002. Vol. 23, № 6. P. 433–442. DOI: 10.1016/S0961-9534(02)00073-9
59. Krička T., Matin A., Bilandžija N., Jurišić V., Antonović A., Voća N., Grubor M. Biomass valorisation of *Arundo donax* L., *Miscanthus × giganteus* and *Sida hermaphrodita* for biofuel production. *Int. Agrophys.* 2017. Vol. 31, № 4. P. 575–581. <https://doi.org/10.1515/intag-2016-0085>
60. Ledin S. Willow wood properties, production and economy. *Biomass and Bioenergy*. 1996. Vol. 11, № 2–3. P. 75–83. DOI: 10.1016/0961-9534(96)00022-0
61. Sannigrahi P., Ragauskas A. J., Tuskan G. A. Poplar as a feedstock for biofuels: A review of compositional characteristics. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*. 2010. Vol. 4. P. 209–226. <https://doi.org/10.1002/bbb.206>
62. Țiței V., Blaj V. A., Marușca T. The Productivity and the Quality of Green Mass and Hay from Romanian Cultivars of *Festuca arundinacea*, Grown in the Republic of Moldova. *Journal of Plant Development*. 2019. Vol. 26. P. 189–196. DOI: 10.33628/jpd.2019.26.1.189
63. Wróbel B., Zielewicz W., Paszkiewicz-Jasińska A., Jakubowska Z., Spsychalski B. Effect of harvest date on structural carbohydrates and lignin content in meadow sward in different pluvio-thermal conditions. *Journal of Water and Land Development*. 2022. № 55. P. 60–66. DOI: 10.24425/jwld.2022.142305
64. Lachowicz H., Wróblewska H., Sajdak M. et al. The chemical composition of silver birch (*Betula pendula* Roth.) wood in Poland depending on forest stand location and forest habitat type. *Cellulose*. 2019. Vol. 26. P. 3047–3067. <https://doi.org/10.1007/s10570-019-02306-2>

65. Lachowicz H., Sajdak M., Paschalis-Jakubowicz P. et al. The Influence of Location, Tree Age and Forest Habitat Type on Basic Fuel Properties of the Wood of the Silver Birch (*Betula pendula* Roth.) in Poland. *Bioenergy Research*. 2018. Vol. 11. P. 638–651. <https://doi.org/10.1007/s12155-018-9926-z>
66. Lunguleasa A., Spirchez C., Olarescu A. M. Calorific Characteristics of Larch (*Larix decidua*) and Oak (*Quercus robur*) Pellets Realized from Native and Torrefied Sawdust. *Forests*. 2022. Vol. 13. P. 361. <https://doi.org/10.3390/f13020361>
67. Kusiak W., Majka J., Ratajczak I., Górski M., Zborowska M. Evaluation of Environmental Impact on Selected Properties of Lime (*Tilia cordata* Mill.) Wood. *Forests*. 2020. Vol. 11. P. 746. <https://doi.org/10.3390/f11070746>
68. Carneiro A. C. O., Carvalho A. M. M. L., Freitas T. P., Demuner I. F., Carvalho A. L., Guimarães D. P. S., Araujo S. O., Castro V. R., Zanuncio A. J. V. FTIR Spectroscopy and Technological Characterization of Heat Treated *Fraxinus excelsior* Wood. *Cerne*. 2023. Vol. 29. Article e-103264. <https://doi.org/10.1590/01047760202329013264>
69. Möttönen V., Helama S., Pranovich A., Korotkova E., Xu C., Herva H., Heräjärvi H., Mäkinen H., Nöjd P., Jyske T. Subfossil Scots Pine (*Pinus sylvestris* L.) Wood from Northern Finland – Physical, Mechanical, and Chemical Properties and Suitability for Specialty Products. *Forests*. 2022. Vol. 13, № 5. P. 704. <https://doi.org/10.3390/f13050704>
70. Nurmi J. Heating values of mature trees. *Acta Forestalia Fennica*. 1997. № 256. Article 7517. <https://doi.org/10.14214/aff.7517>
71. Čabalová I., Bélik M., Kučerová V., Jurczykova T. Chemical and Morphological Composition of Norway Spruce Wood (*Picea abies* L.) in the Dependence of Its Storage. *Polymers*. 2021. Vol. 13, № 10. Article 1619. <https://doi.org/10.3390/polym13101619>
72. Hänninen T., Tukiainen P., Svedström K., Serimaa R., Saranpää P., Kontturi E., Hughes M., Vuorinen T. Ultrastructural evaluation of compression wood-like properties of common juniper (*Juniperus communis* L.). *Holzforschung*. 2012. Vol. 66, № 3. P. 389–395. <https://doi.org/10.1515/HF.2011.166>

73. Pettersen R. C. *The Chemical Composition of Wood. The Chemistry of Solid Wood* / ed. R. Rowell. Washington : American Chemical Society, 1984. P. 57–126. (Advances in Chemistry Series ; № 207). <https://doi.org/10.1021/ba-1984-0207.ch002>
74. Zhang Y., Wang H., Sun X., Wang Y., Liu Z. Separation and characterization of biomass components (cellulose, hemicellulose, and lignin) from corn stalk. *BioResources*. 2021. Vol. 16, № 4. P. 7205–7219. DOI: 10.15376/biores.16.4.7205-7219
75. Yang Z., Yan Y., Zhang B., Liu G., Liu W. Physicochemical properties of lignin fractions from dilute acid pretreated corn stover and their inhibitory effects on enzymatic hydrolysis of microcrystalline cellulose. *BioResources*. 2020. Vol. 15, № 3. P. 4898–4911. DOI: 10.15376/biores.15.3.4898-4911
76. Sarkar M., Kumar A., Tumuluru J. S., Patil K. N., Bellmer D. D. Comparison of chemical composition and energy property of torrefied switchgrass and corn stover. *Frontiers in Energy Research*. 2015. Vol. 3. Article 46. <https://doi.org/10.3389/fenrg.2015.00046>
77. Zhang HL., Wei JK., Wang QH. et al. Lignocellulose utilization and bacterial communities of millet straw based mushroom (*Agaricus bisporus*) production. *Scientific Reports*. 2019. Vol. 9. Article 1904. <https://doi.org/10.1038/s41598-018-37681-6>
78. De'Nobili M. D., Bernhardt D. C., Basanta M. F., Rojas A. M. Sunflower (*Helianthus annuus* L.) Seed Hull Waste: Composition, Antioxidant Activity, and Filler Performance in Pectin-Based Film Composites. *Frontiers in Nutrition*. 2021. Vol. 8. Article 777214. <https://doi.org/10.3389/fnut.2021.777214>
79. Perea-Moreno M.-A., Manzano-Agugliaro F., Perea-Moreno A.-J. Sustainable Energy Based on Sunflower Seed Husk Boiler for Residential Buildings. *Sustainability*. 2018. Vol. 10, № 10. Article 3407. <https://doi.org/10.3390/su10103407>
80. Sain M., Fortier D. Flax shives refining, chemical modification and hydrophobisation for paper production. *Industrial Crops and Products*. 2002. Vol. 15, № 1. P. 1–13. [https://doi.org/10.1016/S0926-6690\(01\)00090-5](https://doi.org/10.1016/S0926-6690(01)00090-5)

81. Ross K., Mazza G. Characteristics of Lignin from Flax Shives as Affected by Extraction Conditions. *International Journal of Molecular Sciences*. 2010. Vol. 11, № 10. P. 4035–4050. <https://doi.org/10.3390/ijms11104035>
82. Zhang H., Wu J. Comprehensive Evaluation of the Liquid Fraction during the Hydrothermal Treatment of Rapeseed Straw. *Biotechnology for Biofuels*. 2016. Vol. 9. Article 107. <https://doi.org/10.1186/s13068-016-0552-8>
83. Díez D., Urueña A., Piñero R., Barrio A., Tamminen T. Determination of Hemicellulose, Cellulose, and Lignin Content in Different Types of Biomasses by Thermogravimetric Analysis and Pseudocomponent Kinetic Model (TGA-PKM Method). *Processes*. 2020. Vol. 8, № 9. Article 1048. <https://doi.org/10.3390/pr8091048>
84. Chen H. Z., Liu Z. H. Multilevel Composition Fractionation Process for High-Value Utilization of Wheat Straw Cellulose. *Biotechnology for Biofuels*. 2014. Vol. 7. Article 137. <https://doi.org/10.1186/s13068-014-0137-3>
85. Jovičić N., Antonović A., Matin A., Antolović S., Kalambura S., Krička T. Biomass Valorization of Walnut Shell for Liquefaction Efficiency. *Energies*. 2022. Vol. 15, № 2. Article 495. <https://doi.org/10.3390/en15020495>
86. Queirós C. S. G. P., Cardoso S., Lourenço A., Ferreira J., Miranda I., Rodrigues J., Pereira H. Characterization of walnut, almond, and pine nut shells regarding chemical composition and extract composition. *Biomass Conversion and Biorefinery*. 2020. Vol. 10. P. 175–188. <https://doi.org/10.1007/s13399-019-00424-2>
87. Domingos I., Ferreira J., Cruz-Lopes L. P., Esteves B. Liquefaction and chemical composition of walnut shells. *Open Agriculture*. 2022. Vol. 7, № 1. P. 249–256. <https://doi.org/10.1515/opag-2022-0072>
88. Голуб Г. А., Лук'янець В. О., Субота С. В. Теплота згоряння та умови спалювання соломи. *Збірник наукових праць Національного наукового центру «Інститут механізації та електрифікації сільського господарства»*. 2010. № 8. С. 49–52.

89. Bianchini L., Colantoni A., Venanzi R., Cozzolino L., Picchio R. Physicochemical properties of forest wood biomass for bioenergy application: a review. *Forests*. 2025. Vol. 16, № 4. Article 702. <https://doi.org/10.3390/f16040702>
90. Bilandžija N., Jurišić V., Voca N. et al. Combustion properties of *Miscanthus × giganteus* biomass: optimization of harvest time. *Journal of the Energy Institute*. 2017. Vol. 90, № 4. P. 528–533. <https://doi.org/10.1016/j.joei.2016.05.009>
91. Tóth Š., Šoltysová B., Duplák Š., Porvaz P. Impact of soil-applied humic ameliorative amendment on the ligno-cellulose quality and calorific value of switchgrass *Panicum virgatum* L. *Agronomy*. 2023. Vol. 13, № 7. Article 1854. <https://doi.org/10.3390/agronomy13071854>
92. Aniza R., Chen W.-H., Kwon E. E., Bach Q.-V., Hoang A. T. Lignocellulosic biofuel properties and reactivity analyzed by thermogravimetric analysis (TGA) toward zero carbon scheme: a critical review. *Energy Conversion and Management*: X. 2024. Vol. 22. Article 100538. <https://doi.org/10.1016/j.ecmx.2024.100538>
93. Quan C., Gao N., Song Q. Pyrolysis of biomass components in a TGA and a fixed-bed reactor: thermochemical behaviors, kinetics, and product characterization. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. 2016. Vol. 121. P. 84–92. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2016.07.005>
94. Sezer S., Kartal F., Özveren U. Prediction of combustion reactivity for lignocellulosic fuels by means of machine learning. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*. 2022. Vol. 147. P. 9793–9809. <https://doi.org/10.1007/s10973-022-11208-8>
95. Đukanović N., Apostolović T., Anojčić J. et al. Comparative study of biochar from different biomass feedstocks: toward sustainable resource utilization and environmental applications. *Molecules*. 2026. Vol. 31, № 1. Article 37. <https://doi.org/10.3390/molecules31010037>
96. Zhovmir M. Carbon burnout from the char of a single cylindrical pellet. *Energetika*. 2022. Vol. 68, № 1. P. 1–14. URL:

<https://www.lmaleidykla.lt/ojs/index.php/energetika/article/view/4852/4222> (дата звернення: 05.03.2025).

97. Wang W., Lemaire R., Bensakhria A., Luat D. Review on the catalytic effects of alkali and alkaline earth metals (AAEMs) including sodium, potassium, calcium and magnesium on the pyrolysis of lignocellulosic biomass and on the co-pyrolysis of coal with biomass. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. 2022. Vol. 163. Article 105479. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2022.105479>

98. Eberly B. C. A component based model for the prediction of the product yields of the pyrolysis of a biomass particle : thesis. Morgantown : West Virginia University, 2010. <https://doi.org/10.33915/etd.2154>

99. Bennadji H., Smith K., Serapiglia M. J., Fisher E. M. Effect of particle size on low-temperature pyrolysis of woody biomass. *Energy & Fuels*. 2014. Vol. 28, № 12. P. 7527–7537. <https://doi.org/10.1021/ef501869e>

100. James R. A. M., Yuan W., Boyette M. D. The effect of biomass physical properties on top-lit updraft gasification of woodchips. *Energies*. 2016. Vol. 9, № 4. Article 283. <https://doi.org/10.3390/en9040283>

101. Gao S., Li S., Huang H. et al. Assessment of particle shape and size effects on biomass pyrolysis products distribution and reaction kinetics. *Applied Thermal Engineering*. 2025. Vol. 271. Article 126334. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2025.126334

102. Bermudez J. M., Fidalgo B. Production of bio-syngas and bio-hydrogen via gasification. Handbook of Biofuels Production / eds. R. Luque, C. S. K. Lin, K. Wilson, J. Clark. 2nd ed. Woodhead Publishing, 2016. P. 431–494. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-100455-5.00015-1>

103. Yang Z., Hu Q., Chen Q., Chen Y., Li H., Yang H., Chen H. Numerical Study on the Steam Gasification of Biomass in a 100 kW Dual Fluidized Bed Gasifier. *Energy & Fuels*. 2024. Vol. 38, № 5. P. 4273–4289. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.3c04754>

104. Wilson L., John G. R. Effects of Moisture Content in Biomass Gasification. *Second International Conference on Advances in Engineering and*

Technology. Makerere University, 2011. P. 565–570. URL: https://news.mak.ac.ug/wp-content/uploads/2011/06/Lugano_I.pdf (дата звернення: 05.03.2025).

105. Narváez I., Orío A., Aznar M. P., Corella J. Biomass Gasification with Air in an Atmospheric Bubbling Fluidized Bed. Effect of Six Operational Variables on the Quality of the Produced Raw Gas. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 1996. Vol. 35, № 7. P. 2110–2120. <https://doi.org/10.1021/ie9507540>

106. Higman C., van der Burgt M. Gasification. 2nd ed. Elsevier, 2008. 435 p. <https://doi.org/10.1016/B978-0-7506-8528-3.X0001-6>

107. Hassen Trabelsi A. B., Ghrib A., Zaafour K., Friaa A., Ouerghi A., Naoui S., Belayouni H. Hydrogen-Rich Syngas Production from Gasification and Pyrolysis of Solar Dried Sewage Sludge: Experimental and Modeling Investigations. *BioMed Research International*. 2017. Vol. 2017. № 1. Article 7831470. <https://doi.org/10.1155/2017/7831470>

108. Yang M. Y., Lin C. P., Li Y. T., Ma H. K. Utilization of fire dynamics simulator model to study rice husk gasification in fixed-bed gasifier. *BioResources*. 2014. Vol. 9, № 3. P. 3792–3804. URL: <https://bioresources.cnr.ncsu.edu/resources/utilization-of-fire-dynamics-simulator-model-to-study-rice-husk-gasification-in-fixed-bed-gasifier/> (дата звернення: 05.03.2025).

109. Pasymi, Wibisono Budhi Y., Bindar Y. Intrinsic Parameters of Dry Chopped Miscanthus for Cold Particle Dynamic Modeling. *Jurnal Teknologi*. 2020. Vol. 82, № 5. P. 91–100. <https://doi.org/10.11113/jt.v82.13534>

110. Eisenbies M. H., Volk T. A., Therasme O., Hallen K. Three bulk density measurement methods provide different results for commercial scale harvests of willow biomass chips. *Biomass and Bioenergy*. 2019. Vol. 124. P. 64–73. DOI: 10.1016/j.biombioe.2019.03.015

111. Pecenka R., Lenz H., Idler C. Influence of the chip format on the development of mass loss, moisture content and chemical composition of poplar chips

during storage and drying in open-air piles. *Biomass and Bioenergy*. 2018. Vol. 116. P. 140–150. DOI: 10.1016/j.biombioe.2018.06.005

112. Alakangas E. Properties of wood fuels used in Finland : Project report PRO2/P2030/05 (Project C5SU00800). Jyväskylä : Technical Research Centre of Finland, VTT Processes, 2005. 100 p.

113. Lam P. S., Sokhansanj S., Bi X. et al. Bulk density of wet and dry wheat straw and switchgrass particles. *Applied Engineering in Agriculture*. 2008. Vol. 24, № 3. P. 351–358. DOI: 10.13031/2013.24490

114. Golub G., Tsyvenkova N., Chuba V., Yarosh Ya. Bulk density of chopped wheat straw: influence of moisture content, fine fraction content and coefficient of compaction. *Engineering for Rural Development*. 2020. Vol. 19. P. 1892–1899. DOI: 10.22616/ERDev2020.19.TF527

115. Chevanan N., Womac A. R., Bitra V. S. P. et al. Bulk density and compaction behavior of knife mill chopped switchgrass, wheat straw, and corn stover. *Bioresource Technology*. 2010. Vol. 101, № 1. P. 207–214. DOI: 10.1016/j.biortech.2009.07.083

116. EN ISO 17225-2:2014. Solid biofuels – Fuel specifications and classes – Part 2: Graded wood pellets. Geneva : International Organization for Standardization, 2014.

117. Mudryk K., Frączek J., Leszczyńska J., Krotowski M. Technology for the production of energy briquettes from bean stalks. *Energies*. 2025. Vol. 18, № 15. Article 4009. <https://doi.org/10.3390/en18154009>

118. Dinwoodie J. M. Timber: its nature and behaviour. 2nd ed. London : E & FN Spon, 2000. 257 p.

119. Scott C., Desamsetty T. M., Rahmanian N. Unlocking power: impact of physical and mechanical properties of biomass wood pellets on energy release and carbon emissions in power sector. *Waste and Biomass Valorization*. 2025. Vol. 16. P. 441–458. <https://doi.org/10.1007/s12649-024-02669-z>

120. ISO 17225-2:2021. Solid biofuels – Fuel specifications and classes – Part 2: Graded wood pellets. Geneva : International Organization for Standardization, 2021.

121. ISO 17225-6:2021. Solid biofuels – Fuel specifications and classes – Part 6: Graded non-woody pellets. Geneva : International Organization for Standardization, 2021.
122. Jaffar M. M., Nahil M. A., Williams P. T. Pyrolysis-catalytic hydrogenation of cellulose-hemicellulose-lignin and biomass agricultural wastes for synthetic natural gas production. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. 2020. Vol. 145. Article 104753. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2019.104753>
123. Morris J. D., Daood S. S., Chilton S., Nimmo W. Mechanisms and mitigation of agglomeration during fluidized bed combustion of biomass: a review. *Fuel*. 2018. Vol. 230. P. 452–473. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.04.098>
124. Van Loo S., Koppejan J. The handbook of biomass combustion and co-firing. London : Earthscan, 2008. 465 p.
125. Vassilev S. V., Baxter D., Andersen L. K., Vassileva C. G. An overview of the composition and application of biomass ash. Part 1. Phase-mineral and chemical composition and classification. *Fuel*. 2013. Vol. 105. P. 40–76. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.09.041>
126. Mack R., Schön C., Kuptz D. et al. Quality range of ENplus A1 certified wood pellets and their combustion behavior in residential pellet stoves and pellet boilers. *Biomass Conversion and Biorefinery*. 2025. Vol. 15. P. 17155–17171. <https://doi.org/10.1007/s13399-024-06346-y>
127. Mac an Bhaird S. T., Walsh E., Hemmingway P. et al. Analysis of bed agglomeration during gasification of wheat straw in a bubbling fluidised bed gasifier using mullite as bed material. *Powder Technology*. 2014. Vol. 254. P. 448–459. DOI: 10.1016/j.powtec.2014.01.049
128. Newton R. A., Pidlisnyuk V., Pohl R. et al. Impact of cultivation conditions on physicochemical characteristics of *Miscanthus × giganteus* biomass. *International Journal of Environmental Science and Technology*. 2025. Vol. 22. P. 8605–8618. <https://doi.org/10.1007/s13762-024-05604-w>
129. Haponych L., Topal O., Holenko I., Kobzar S. Determination of the features of thermal decomposition of sunflower husk in a fluidized bed. *Vidnovluvana*

Energetika. 2024. № 2(77). P. 137–149. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2024.2\(77\).137-149](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2024.2(77).137-149)

130. Olupot P. W., Candia A., Menya E., Walozi R. Characterization of rice husk varieties in Uganda for biofuels and their techno-economic feasibility in gasification. *Chemical Engineering Research and Design*. 2016. Vol. 107. P. 63–72. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2015.11.010>

131. Biomass as a Sustainable Energy Source for the Future: Fundamentals of Conversion Processes / ed. by W. de Jong, J. R. van Ommen. Hoboken : Wiley-AIChE, 2014. 600 p. ISBN 978-1-118-30491-4.

132. Rashchenko A., Les A., Tsyvenkova N. et al. Investigation of technical and technological parameters of syngas combined purifying equipment. *Engineering for Rural Development*. 2020. Vol. 19. P. 1214–1223. DOI: 10.22616/ERDev.2020.19.TF290

133. Golub G., Kukharets S., Tsyvenkova N. et al. Experimental study into the influence of straw content in fuel on parameters of generator gas. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2018. Vol. 5, № 8(95). P. 76–86. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2018.142159>

134. Atallah E., Defoort F., Pisch A., Dupont C. Thermodynamic equilibrium approach to predict the inorganic interactions of ash from biomass and their mixtures: a critical assessment. *Fuel Processing Technology*. 2022. Vol. 235. Article 107369. DOI: 10.1016/j.fuproc.2022.107369

135. Król K., Moroń W., Nowak-Woźny D. Biomass and coal ash sintering – thermodynamic equilibrium modeling versus pressure drop test and mechanical test. *Energies*. 2023. Vol. 16, № 1. Article 362. <https://doi.org/10.3390/en16010362>

136. Bratishko V., Tkachenko T., Shulha S. et al. Results of composition analysis of non-grain part of major field crops in Ukraine. *Engineering for Rural Development*. 2021. Vol. 20. P. 584–588. DOI: 10.22616/ERDev.2021.20.TF125

137. Barbhuiya S., Das B. B., Adak D. et al. Rice husk ash in structural concrete: influence on strength, durability and sustainability. *Discover Concrete and Cement*. 2025. Vol. 1. Article 14. <https://doi.org/10.1007/s44416-025-00013-9>

138. Zhovmir M. Straw pellets burning in a fixed bed with low ash agglomeration. *Problems of the Regional Energetics*. 2025. Vol. 66, № 2 (66). P. 74–89. DOI: 10.52254/1857-0070.2025.2-66.07

139. Brandić I., Pezo L. L., Voća N. et al. Assessing the properties of *Miscanthus × giganteus* under varying levels of ash fertilization treatment and regression neural network insight into calorific value. *Thermal Science*. 2024. Vol. 28, № 4B. P. 3281–3292. <https://doi.org/10.2298/TSCI231107060B>

140. Paleckienė R., Sviklas A. M., Šlinkšienė R. et al. Complex fertilizers produced from the sunflower husk ash. *Polish Journal of Environmental Studies*. 2010. Vol. 19, № 5. P. 973–979. URL: <https://www.pjoes.com/pdf-88472-22330?filename=Complex-Fertilizers-Produ.pdf> (дата звернення: 11.11.2024).

141. Guo Z., Chen Z., Yang X. et al. The influence of rice husk ash incorporation on the properties of cement-based materials. *Materials*. 2025. Vol. 18, № 2. Article 460. <https://doi.org/10.3390/ma18020460>

142. Hrbek J. Status Report on Thermal Gasification of Biomass and Waste 2021. Annex 1. IEA Bioenergy Task 33. 2022. URL: <https://task33.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/sites/33/2022/07/CHP-operational-final.pdf> (дата звернення: 21.03.2025).

143. Brynda J., Skoblia S., Pohořelý M. et al. Wood chips gasification in a fixed-bed multi-stage gasifier for decentralized high-efficiency CHP and biochar production: Long-term commercial operation. *Fuel*. 2020. Vol. 281. Article 118637. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.118637>

144. Syncraft Engineering GmbH. SYNCRAFT Holzkraftwerk CW1800-500 : технічні характеристики. URL: <https://www.syncraft.at/en/system-types/typ500/> (дата звернення: 21.03.2025).

145. Burkhardt GmbH. Vor Markteinführung: Hackschnitzelvergaser V5.90S von BURKHARDT : презентація. 2023. URL: <https://www.firmenpresse.de/pressinfo2032993-vor-markteinf-hrung-hackschnitzelvergaser-v5-90s-von-burkhardt.html> (дата звернення: 21.05.2023).

146. Timmerer H. Dezentrale Holzgas-Kraft-Wärme-Kopplung auf Basis des CLEANSTGAS-Verfahrens : презентація / CLEANSTGAS GmbH. St. Margarethen / Raab, 2012. URL: https://www.heizungs.org/cmsfiles/KWB_CLEANSTGAS.pdf (дата звернення: 21.03.2025).

147. URBAS Maschinenfabrik GesmbH. Wood Gas CHP – the Innovation: Electrical and Thermal Energy from Wood : каталог продукції. Völkermarkt, 2018. URL: https://www.urbas.at/wp-content/uploads/2020/09/p_URBAS_DE_KWK_7.8.web_WF.PDF-en.pdf (дата звернення: 21.03.2025).

148. Urbas P. Operating Experience Small Scale Gasification – CHP. IEA Bioenergy Task 33 Workshop: Small Scale Gasification for CHP. Innsbruck, 3 May 2017. P. 8. URL: <https://task33.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/sites/33/2022/07/WS-Report-final-2.pdf> (дата звернення: 21.03.2025).

149. Brynda J., Skoblia S., Pohořelý M., Beňo Z. Application of staged biomass gasification for combined heat and power production. *Proceedings of the Central European Biomass Conference*. Graz, 2016. URL: <https://www.researchgate.net/publication/311725125> (дата звернення: 21.03.2025).

150. IRENA. Biomass for Power Generation. Renewable Energy Technologies: Cost Analysis Series. Vol. 1: Power Sector, № 1/5. Abu Dhabi : IRENA, 2012. 60 p. URL: https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2012/RE_Technologies_Cost_Analysis-BIOMASS.pdf (дата звернення: 21.03.2025).

151. Menin L., Paolillo A., Piazzzi S. et al. Biomass Derived Combined Heat and Power from Decentralized Small-Scale Gasification: Updated Cost Conditions for the Italian Mountain Context and Competitiveness in Future Energy Markets. *Waste and Biomass Valorization*. 2025. Vol. 16. P. 4009–4025. <https://doi.org/10.1007/s12649-025-02948-3>

152. Ma Z., Zhang Y., Zhang Q., Qu Y., Zhou J., Qin H. Design and experimental investigation of a 190 kWe biomass fixed bed gasification and

polygeneration pilot plant using a double air stage downdraft approach. *Energy*. 2012. Vol. 46, № 1. P. 140–147. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.09.008>

153. Lobunets Y., Klius V., Chetveryk H., Zurian O. Experimental studies of the characteristics of a pyrolysis burner for a thermoelectric power generator. *Vidnovluyana Energetika*. 2024. № 4(79). P. 152–158. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2024.4\(79\).152-158](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2024.4(79).152-158)

154. Spanner Re2 GmbH. HKA 70: Decentralized Biomass Power Plant. 2024. URL: <https://re2.energy/en/biomass-power-plants/hka-70-gasifier> (дата звернення: 21.05.2025).

155. Spanner Re² GmbH. Technical data HKA 50: Decentralized Biomass CHP. 2024. URL: <https://re2.energy/en/biomass-power-plants/hka-50-gasifier> (дата звернення: 21.05.2025).

156. All Power Labs. PP30 25 kW Power Pallet. 2026. URL: <https://www.allpowerlabs.com/pp30-power-pallet> (дата звернення: 21.05.2025).

157. Handbook of Physics / W. Benenson, J. W. Harris, H. Stöcker, H. Lutz ; transl. from the German «Taschenbuch der Physik» ed. by H. Stöcker. New York : Springer-Verlag, 2002. 1181 p. ISBN 0-387-95269-1.

158. Теплофізичні характеристики продуктів і матеріалів АПК : довідник / В. Г. Федоров, О. М. Скарбовійчук, О. І. Кепко, П. О. Кравчук. Умань : Редакційно-видавничий відділ Уманського НУС, 2014. 352 с. URL: <http://lib.udau.edu.ua/handle/123456789/2762> (дата звернення: 04.07.2024).

159. Омаров І. С. Обґрунтування параметрів і режимів нагрівання піролізно-газифікаційної установки з інтегрованими процесами очищення і збагачення синтез-газу. *Відновлювана енергетика*. 2026. № 1 (84). С. 345–378. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2026.1\(84\).345-378](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2026.1(84).345-378)

160. Saaty T. L. How to make a decision: The analytic hierarchy process. *European Journal of Operational Research*. 1990. Vol. 48, № 1. P. 9–26. DOI: 10.1016/0377-2217(90)90057-I

161. Четверик Г. О., Омаров І. С. Енерго-економічна ефективність піролізно-газифікаційних установок. *Відновлювана енергетика*. 2026. № 2 (85). С. 431–452. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2026.2\(85\).431-452](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2026.2(85).431-452)
162. MacCrimmon K. R. Decision Making among Multiple-Attribute Alternatives: A Survey and Consolidated Approach. Santa Monica : RAND Corporation ; Advanced Research Projects Agency, 1968. (Memorandum RM-4823-ARPA)
163. Stillwell W. G., Seaver D. A., Edwards W. A comparison of weight approximation techniques in multiattribute utility decision making. *Organizational Behavior and Human Performance*. 1981. Vol. 28, № 1. P. 62–77. [https://doi.org/10.1016/0030-5073\(81\)90015-5](https://doi.org/10.1016/0030-5073(81)90015-5)
164. Barron F. H., Barrett B. E. Decision Quality Using Ranked Attribute Weights. *Management Science*. 1996. Vol. 42, № 11. P. 1515–1523. URL: <http://www.jstor.org/stable/2634518> (дата звернення: 05.03.2025).
165. TenWolde A., McNatt J. D., Krahn L. Thermal properties of wood and wood panel products for use in buildings : technical report : DOE/OR/21697-1 / Forest Products Laboratory, Forest Service. Madison, WI, 1988. 46 p. <https://doi.org/10.2172/6059532>
166. Órfão J. J. M., Antunes F. J. A., Figueiredo J. L. Pyrolysis kinetics of lignocellulosic materials – three independent reactions model. *Fuel*. 1999. Vol. 78, № 3. P. 349–358. [https://doi.org/10.1016/S0016-2361\(98\)00156-2](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(98)00156-2)
167. Sauter J. Die Größenbestimmung der im Gemischnebel von Verbrennungskraftmaschinen vorhandenen Brennstoffteilchen : (Mitteilg aus d. Laboratorium f. techn. Physik d. Techn. Hochschule München). Berlin : VDI-Verlag, 1926.
168. Di Blasi C. Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis. *Progress in Energy and Combustion Science*. 2008. Vol. 34, № 1. P. 47–90. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2006.12.001>

169. Schumann T. E. W. Heat transfer: a liquid flowing through a porous prism. *Journal of the Franklin Institute*. 1929. Vol. 208, № 3. P. 405–416. [https://doi.org/10.1016/S0016-0032\(29\)91186-8](https://doi.org/10.1016/S0016-0032(29)91186-8)
170. Steffen V., Schmidt de Oliveira M., da Silva E. A. Mathematical modeling of biomass pyrolysis in fixed-bed reactors: a systematic review of trends, challenges, and perspectives. *Chem & Bio Engineering*. 2026. Vol. 3, № 4. P. 428–447. <https://doi.org/10.1021/cbe.6c00010>
171. Schlünder E. U. Heat transfer in packed beds. *Wärme- und Stoffübertragung*. 1968. Vol. 1. P. 153–158. <https://doi.org/10.1007/BF00751146>
172. Miller R. S., Bellan J. A generalized biomass pyrolysis model based on superimposed cellulose, hemicellulose and lignin kinetics. *Combustion Science and Technology*. 1997. Vol. 126, № 1–6. P. 97–137. <https://doi.org/10.1080/00102209708935670>
173. Wang D., Fan L.-S. Particle characterization and behavior relevant to fluidized bed combustion and gasification systems. *Fluidized Bed Technologies for Near-Zero Emission Combustion and Gasification* / ed. by F. Scala. Woodhead Publishing, 2013. P. 42–76. <https://doi.org/10.1533/9780857098801.1.42>
174. Pyle D. L., Zaror C. A. Heat transfer and kinetics in the low temperature pyrolysis of solids. *Chemical Engineering Science*. 1984. Vol. 39, № 1. P. 147–158. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(84\)80140-2](https://doi.org/10.1016/0009-2509(84)80140-2)
175. Anca-Couce A. Reaction mechanisms and multi-scale modelling of lignocellulosic biomass pyrolysis. *Progress in Energy and Combustion Science*. 2016. Vol. 53. P. 41–79. DOI: 10.1016/j.pecs.2015.10.002
176. Fogler H. S. Elements of chemical reaction engineering. 5th ed. Prentice Hall, 2016. 957 p.
177. Levenspiel O. Chemical reaction engineering. 3rd ed. New York : John Wiley & Sons, 1999. 684 p.
178. Zhu L., Zhong Z. Effects of cellulose, hemicellulose and lignin on biomass pyrolysis kinetics. *Korean Journal of Chemical Engineering*. 2020. Vol. 37, № 10. P. 1660–1668. <https://doi.org/10.1007/s11814-020-0553-y>

179. Voytsytsky A., Fomin M., Holubenko A., Tsyvenkova N., Omarov I. The influence of voltage curve form of non-sinusoidal current on the efficiency of AC electric machines. *Vidnovluvana Energetika*. 2022. № 2(69). P. 20–25. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2022.2\(69\).20-25](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2022.2(69).20-25)
180. Ergun S. Fluid Flow through Packed Columns. *Chemical Engineering Progress*. 1952. Vol. 48, № 2. P. 89–94.
181. Дегтярьов А. В., Кокодій М. Г., Маслов В. О., Тіманюк В. О. Постановка експерименту та обробка результатів : навч. посіб. для студентів фізичних спеціальностей вищих навчальних закладів. Харків : ХНУ імені В. Н. Каразіна, 2017. 176 с.
182. Нестерчук Д. М., Квітка С. О., Галько С. В. Основи метрології та засоби вимірювань : навч. посіб. Мелітополь : Видавничо-поліграфічний центр «Люкс», 2017. 256 с.
183. du Plessis J. P., Woudberg S. Pore-scale derivation of the Ergun equation to enhance its adaptability and generalization. *Chemical Engineering Science*. 2008. Vol. 63, № 9. P. 2576–2586. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2008.02.017>
184. Lahijani P., Zainal Z. A., Mohamed A. R., Mohammadi M. CO₂ gasification reactivity of biomass char: catalytic influence of alkali, alkaline earth and transition metal salts. *Bioresource Technology*. 2013. Vol. 144. P. 288–295. DOI: 10.1016/j.biortech.2013.06.059
185. Benedetti V. et al. Valorization of char from biomass gasification as catalyst support in dry reforming of methane. *Frontiers in Chemistry*. 2019. Vol. 7. Article 119. <https://doi.org/10.3389/fchem.2019.00119>
186. International Organization for Standardization. Stationary source emissions – Manual determination of mass concentration of particulate matter : ISO 9096:2017. Geneva, 2017. URL: <https://www.iso.org/obp/ui/#iso:std:iso:9096:ed-2:v1:en> (дата звернення: 05.03.2025).
187. European Committee for Standardization. Biomass gasification – Tar and particles in product gases – Sampling and analysis : CEN/TS 15439:2006. 2006. URL:

<https://standards.iteh.ai/catalog/standards/cen/868fa730-a77f-4a6c-8e28-e135fa7962a4/cen-ts-15439-2006> (дата звернення: 05.03.2025).

188. Rashid M. H. Power electronics: Devices, circuits, and applications. 4th ed. Harlow : Pearson Education, 2014.

189. Lahijani P., Zainal Z. A., Mohamed A. R. Catalytic effect of iron species on CO₂ gasification reactivity of oil palm shell char. *Thermochimica Acta*. 2012. Vol. 546. P. 24–31. <https://doi.org/10.1016/j.tca.2012.07.023>

190. Han F., Wang M., Ma X., Yin L., Chen D., Liu Z., Zhang R. Numerical simulation of heat transfer properties of large-sized biomass particles during pyrolysis process. *Heliyon*. 2023. Vol. 9, № 11. Article e21255. <https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2023.e21255>

191. Pahnla M., Koskela A., Sulasalmi P., Fabritius T. A Review of Pyrolysis Technologies and the Effect of Process Parameters on Biocarbon Properties. *Energies*. 2023. Vol. 16, № 19. Article 6936. <https://doi.org/10.3390/en16196936>

192. Atnaw S. M., Sulaiman S. A., Yusup S. Influence of Fuel Moisture Content and Reactor Temperature on the Calorific Value of Syngas Resulted from Gasification of Oil Palm Fronds. *The Scientific World Journal*. 2014. Vol. 2014. Article 121908. <https://doi.org/10.1155/2014/121908>

193. Lin C.-L., Weng W.-C. Effects of different operating parameters on the syngas composition in a two-stage gasification process. *Renewable Energy*. 2017. Vol. 109. P. 135–143. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.03.019>

194. Wu M.-H., Lin C.-L., Chiu C.-M. Influences of temperature arrangement on hydrogen production during two-stage gasification process. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2019. Vol. 44, № 11. P. 5212–5219. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.08.037>

195. Cvetinović D., Erić A., Milutinović N., Petrov N., Anđelković J., Bakić V. Thermodynamic equilibrium modeling of biomass gasification: Effects of operating conditions on gasifier performance. *Journal of King Saud University – Science*. 2024. Vol. 36. Article 103370. doi:10.1016/j.jksus.2024.103370

196. Hasler P., Nussbaumer Th. Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification. *Biomass and Bioenergy*. 1999. Vol. 16, № 6. P. 385–395. [https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(99\)00018-5](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(99)00018-5)

197. Golub G., Tsyvenkova N., Yaremenko O., Marus O., Omarov I., Holubenko A. Determining the efficiency of installing fixed solar photovoltaic modules and modules with different tracking options. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2023. Vol. 4, № 8(124). P. 15–25. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2023.286464>

198. Golub G., Tsyvenkova N., Nadykto V., Marus O., Yaremenko O., Omarov I., Holubenko A., Sukmaniuk O., Medvedskyi O. Determining the influence of mounting angle on the average annual efficiency of fixed solar photovoltaic modules. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2024. Vol. 2, № 8(128). P. 26–37. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2024.300485>

199. Golub G., Tsyvenkova N., Nadykto V., Marus O., Kepko O., Omarov I., Holubenko A., Shubenko V., Zayets M. Determining the influence of seasonal tilt angle on the efficiency of fixed solar photovoltaic modules. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2024. Vol. 3, № 8(129). P. 55–62. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2024.306364>

200. Sierant D., Szadkowska D. Analysis of quantitative and qualitative extractive components extracted from hornbeam (*Carpinus betulus* L.) and yakal (*Shorea astylosa* Foxw.) wood. *Annals of WULS, Forestry and Wood Technology*. 2022. Vol. 117. P. 63–73. DOI:10.5604/01.3001.0015.8937

201. Про затвердження Методики визначення економічної ефективності витрат на наукові дослідження і розробки та їх впровадження у виробництво : наказ Міністерства економіки та з питань європейської інтеграції України, Міністерства фінансів України від 25.09.2001 № 218/446. URL: <https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/v0218569-01> (дата звернення: 03.07.2025).

202. Практичний посібник з енергетичного аудиту промислових підприємств / А. Чернявський, А. Сафьянц, Н. Усенко та ін. ; за заг. ред. Н. Усенко, А. Чернявського. Київ : Проєкт «Консультування підприємств щодо

енергоефективності» (GIZ), 2020. URL:
https://old.saee.gov.ua/sites/default/files/2021_04_02_Practical_Energy_Audit_Guidebook.pdf (дата звернення: 03.07.2025).

203. Ueckerdt F., Hirth L., Luderer G., Edenhofer O. System LCOE: What are the costs of variable renewables. *Energy*. 2013. Vol. 63. P. 61–75. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.10.072>

204. Idel R. Levelized Full System Costs of Electricity. *Energy*. 2022. Vol. 259. Article 124905. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2022.124905>

205. Lai C. S., Locatelli G., Pimm A., Tao Y., Li X., Lai L. L. A financial model for lithium-ion storage in a photovoltaic and biogas energy system. *Applied Energy*. 2019. Vol. 251. Article 113179. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.04.175>

206. Branker K., Pathak M. J. M., Pearce J. M. A review of solar photovoltaic levelized cost of electricity. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2011. Vol. 15, № 9. P. 4470–4482. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.07.104>

207. Lai C. S., Jia Y., Xu Z. et al. Levelized cost of electricity for photovoltaic/biogas power plant hybrid system with electrical energy storage degradation costs. *Energy Conversion and Management*. 2017. Vol. 153. P. 34–47. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.09.076>

Додаток А

РОЗПОДІЛ ГЕМІЦЕЛЮЛОЗНОЇ СИРОВИНИ НА ГРУПИ



Примітка. Складено та узагальнено автором на основі даних [47, 49]

Додаток В

СКЛАД ЗОЛИ І ЗОЛЬНІСТЬ ЛІГНОЦЕЛЮЛОЗНОЇ БІОМАСИ

Вид рослинної сировини	Імовірність шлакування за лужним індексом	Компонентний склад золи	Зольність, % до сухої маси	Джерело літератури
Пелети деревні за ISO 17225-2:2021	Низька: $AI \leq 0,018$ кг/ГДж (стабільна якість палива і нормативно задана зольність)	Склад золи стандартом не нормується	$A1 \leq 0,7$; $A2 \leq 1,2$; $B \leq 2,0$	[126]
Деревна тріска	Низька: $AI = 0,026 - 0,063$ кг/ГДж (природньо низька зольність)	Основні мінеральні компоненти: K_2O , CaO , MgO , P_2O_5 . Склад залежить від виду деревини.	1–2,5	[124, 125]
Міскантус	Висока: $AI = 0,33$ кг/ГДж (схильність до агломерації та шлакоутворення)	Основні мінеральні компоненти: K_2O , CaO , SiO_2	2–8	[125, 139]
Солома зернових	Високий: $AI = 0,865$ кг/ГДж (утворення агломерацій через К–Si-фази; лужні метали разом із кремнеземом і хлором є головними чинниками шлакування)	Основні мінеральні компоненти: K_2O , CaO , SiO_2 , MgO	4–12	[125]
Лузга соняшника	Високий: $AI = 0,545$ кг/ГДж (зола-шлакові відкладення за рахунок вмісту K_2O і P_2O_5)	Основні мінеральні компоненти: P_2O_5 ; K_2O ; CaO ; MgO	1,5–8,5	[129, 140]
Лушпиння рису	Висока: $AI = 0,4$ кг/ГДж (висока абразивність через вміст кремнезему)	Основний мінеральний компонент: SiO_2	15,9–25,6	[25, 141]

РЕЗУЛЬТАТИ РОЗРАХУНКУ ІМОВІРНОСТІ ШЛАКУВАННЯ
ЛІГНОЦЕЛЮЛОЗНОЇ БІОМАСИ ЗА ЛУЖНИМ ІНДЕКСОМ

Вид лігноцелюлозної сировини	Зольність сировини А, %	Вміст в золі K_2O і Na_2O , %	Вища теплота згорання ННВ, МДж/кг	Розраху- нкове значення лужного індексу, кг/ГДж	Імовірність шлакування
Пелети деревні за ISO 17225- 2:2021	До 0,7	5	19,0–21,0	0,018	Низька
Деревна тріска дерев хвойних порід	1,0	5	19,0–19,6	0,026	Низька
Деревна тріска дерев листяних порід	1,5	8	17,5–18,5	0,063	Низька
Міскантус повітряно-сухий	3	20	18,0	0,33	Помірна / висока
Лузга соняшника	4	25,9	14,5–20,5	0,545	Висока
Кукурудзиння подрібнене	6	20	16,0–18,0	0,667	Висока
Солома зернових тюкована	7	21	16,0–18,0	0,86	Висока
Лушпиння рису	20	3	14,8–17,0	0,4	Висока

Додаток С

ПОРІВНЯЛЬНИЙ АНАЛІЗ УСТАНОВОК ЗА ПОКАЗНИКОМ ЕНЕРГОЕКОНОМІЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ

Марка (країна-виробник)	Електрична потужність установки, $N_{\text{ел.уст.}}$, кВт.		Теплова потужність установки, $Q_{\text{т.уст.}}$, кВт.		Витрата палива, т, кг/год.		Питома витрата палива, $m_{\text{пр.}}$, кг/кВт _{ел.}		Вид палива, вологість палива (W), %		Продуктивність за газом $V_{\text{с.газ.}}$, м ³ /год.		Нижча теплота згорання синтез-газу $Q_{\text{РН}}$, МДж/м ³		Питома вартість установки, $C_{\text{ит}}$ євро/кВт (розрахована за [150, 151])		Приведений показник енерго-економічної ефективності	
	Велич.	b_1 , бали	Велич.	b_2 , бали	Велич.	b_3 , бали	Велич.	b_4 , бали	Велич.	b_5 , бали	Велич.	b_6 , бали	Велич.	b_7 , бали	Велич.	b_8 , бали	$b_{\text{пр.}}$, бали	К
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Xylowatt NOTAR 750 (Xylowatt SA, Бельгія), $\eta_{\text{ел.}}=0,375$, $\eta_{\text{мен.}}=0,6$ [142].	750	10,0	1200	8,17	650	2,29	0,87	8,38	Деревна біомаса вологістю до 10%	4,0	1287	10,0	5,5	6,2	5348	6,2	6,31	0,631
GP750 складі теплоелектроцентралі BOR Biotechnology CNP (Прага, Чехія), $\eta_{\text{ел.}}=0,36$, $\eta_{\text{мен.}}=0,49$ [143].	710	9,51	1500	10,0	556	3,43	0,78	9,42	Деревна тріска 5–60 мм вологістю 10%	4,0	1250	9,74	5,7	7,0	6290	5,13	6,94	0,694
SynCraft CW1800-500 (Syncraft Automation GmbH, Австрія) $\eta_{\text{ел.}}=0,285$, $\eta_{\text{мен.}}=0,44$ [144].	500	6,96	740	5,37	757	1,0	1,51	1,0	Деревна тріска з основною фракцією G30, G50 вологістю до 50%	10,0	870	7,03	6,45	10,0	6290	5,13	5,58	0,558
Burkhardt V5.90S, ECO 495 (Burkhardt GmbH, Німеччина), $\eta_{\text{ел.}}=0,3$, $\eta_{\text{мен.}}=0,455$ [145].	330	4,89	485	3,82	240	7,25	0,73	10,0	Деревна тріска за стандартом ДСТУ EN ISO 17225-4 вологістю до 10%	4,0	475	4,22	6,25	9,2	7427	3,83	6,80	0,680
Cleanstgas 125 (KWB-Kraft und Wärme aus Biomasse GmbH та Ebner Industrieofenbau GmbH, Австрія), $\eta_{\text{ел.}}=0,25$, $\eta_{\text{мен.}}=0,45$ [146].	250	3,92	441	3,55	287	6,68	1,15	5,15	Деревна тріска з основною фракцією G30, G50 вологістю до 10%	4,0	568	4,88	5,4	5,8	8300	2,84	4,88	0,488

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Urbas Mallnitz (URBAS Maschinenfabrik GesmbH, Австрія), $\eta_{ел.}=0,28$, $\eta_{мен.}=0,58$ [147, 148].	250	3,92	520	4,03	255	7,06	0,90	8,04	Деревна тріска вологістю до 18%	6,4	406	3,73	4,2	1,0	8300	2,84	5,03	0,503
GP200 (TARPO Ltd. Кнежевес, Чехія), $\eta_{ел.}=0,2$, $\eta_{мен.}=0,5$ [149]	200	3,31	370	3,12	156	8,26	0,78	9,42	деревна тріска 6–50 мм вологістю 10%	4,0	309	3,04	4,8	3,4	9075	1,96	5,34	0,534
GSL (Nanjing Forestry University, Китай), $\eta_{ел.}=0,19$, $\eta_{мен.}=0,47$ [152].	190	3,19	477	3,77	250	7,12	1,32	3,19	Деревна тріска вологістю до 12%	4,6	484	4,28	5,25	5,2	9263	1,75	4,37	0,437
Urbas Pöllau (URBAS Maschinenfabrik GesmbH, Австрія), $\eta_{ел.}=0,28$, $\eta_{мен.}=0,5$ [142].	180	3,07	320	2,81	162	8,19	0,90	8,04	Деревна тріска вологістю до 18%	6,4	292	2,92	4,8	3,4	9465	1,52	5,34	0,534
Burkhardt V5.90S, ECO 220 (Burkhardt GmbH, Німеччина), $\eta_{ел.}=0,3$, $\eta_{мен.}=0,455$ [145].	160	2,82	240	2,33	120	8,7	0,75	9,77	Деревна тріска за стандартом ДСТУ EN ISO 17225-4 вологістю до 10%	4,0	238	2,53	6,05	8,4	9922	1,0	6,24	0,624
Spanner Re ² HKA70 (GmbH, Німеччина), $\eta_{ел.}=0,3$, $\eta_{мен.}=0,63$ [154].	68	1,71	144	1,74	55,1	9,48	0,81	9,08	Деревна тріска за DIN ISO 17225-1 розміром P31S вологістю до 10%	4,0	109	1,62	5,58	6,52	3950	7,78	6,25	0,625
Spanner Re ² HKA50 (GmbH, Німеччина), $\eta_{ел.}=0,28$, $\eta_{мен.}=0,61$ [155].	49	1,47	106	1,51	41,9	9,64	0,86	8,5	Деревна тріска за DIN ISO 17225-1 розміром P31S вологістю до 10%	4,0	83	1,43	5,58	6,52	4400	7,27	6,06	0,606
Power Pallet – PP30 (All Power Labs, США), $\eta_{ел.}=0,23$, $\eta_{мен.}=0,46$, $\eta_{двз.}=0,33$ [156].	25	1,18	40	1,11	20	9,9	0,80	9,19	Деревна біомаса вологістю до 10%	4,0	40	1,12	5,46	6,04	2000	10,0	6,31	0,631
Excellence Group in Thermal Power and Distributed Generation (NEST) of the Federal University of Itajubá (UNIFEI), Бразилія, $\eta_{мен.}=0,45$ [31].	10	1,0	22	1,0	12	10,0	1,20	4,58	Деревна тріска 2–6 мм вологістю 15%	5,5	22,5	1,0	4,53	2,32	2500	9,43	4,75	0,475

Додаток С1

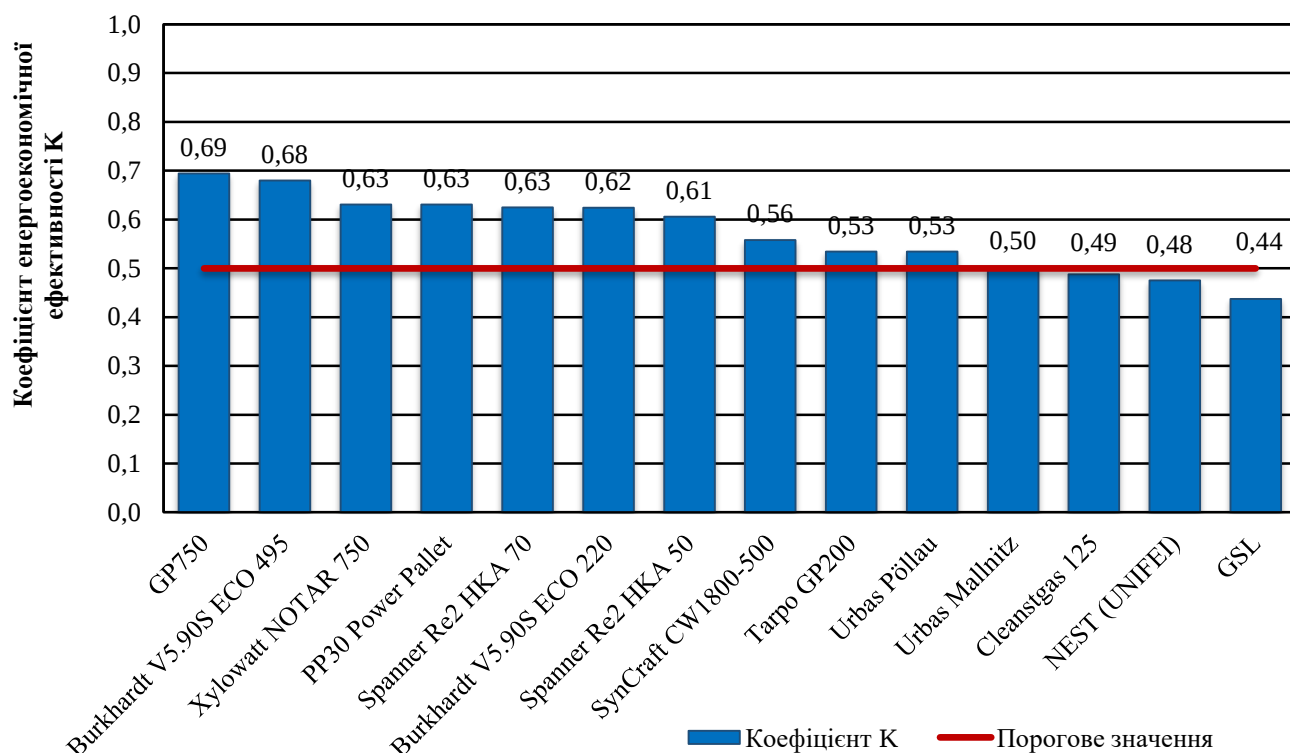
ПОРІВНЯННЯ СПРОЄКТОВАНОЇ УСТАНОВКИ З АНАЛОГАМИ ВІДОМИХ ВИРОБНИКІВ ЗА ПОКАЗНИКОМ
ЕНЕРГОЕКОНОМІЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ

Марка (країна-виробник)	Електрична потужність установки, $N_{\text{ел.уст.}}$, кВт.		Теплова потужність установки, $Q_{\text{т.уст.}}$, кВт.		Витрата палива, т, кг/год.		Питома витрата палива, $m_{\text{пр.}}$, кг/кВт _{ел.}		Вид палива, вологість палива (W), %		Продуктивність за газом $V_{\text{с.газ.}}$, м ³ /год.		Нижча теплота згорання синтез-газу $Q^p_{\text{н}}$, МДж/м ³		Питома вартість установки, $C_{\text{нст}}$ євро/кВт (розрахована за [150, 151])		Приведений показник енерго-економічної ефективності	
	Велич.	b_1 , бали	Велич.	b_2 , бали	Велич.	b_3 , бали	Велич.	b_4 , бали	Велич.	b_5 , бали	Велич.	b_6 , бали	Велич.	b_7 , бали	Велич.	b_8 , бали	$b_{\text{пр.}}$, бали	К
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Xylowatt NOTAR 750 (Xylowatt SA, Бельгія), $\eta_{\text{ел.}}=0,375$, $\eta_{\text{мен.}}=0,6$ [142].	750	10,0	1200	8,19	650	2,28	0,87	6,01	Деревна біомаса вологістю до 10%	4,0	1287	10,0	5,5	1,74	5348	5,28	4,84	0,484
GP750 складі теплоелектроцентралі BOR Biotechnology CNP (Прага, Чехія), $\eta_{\text{ел.}}=0,36$, $\eta_{\text{мен.}}=0,49$ [143].	710	9,51	1500	10,0	556	3,40	0,78	6,71	Деревна тріска 5–60 мм вологістю 10%	4,0	1250	9,74	5,7	1,85	6290	4,40	5,27	0,527
SynCraft CW1800-500 (Syncraft Automation GmbH, Австрія) $\eta_{\text{ел.}}=0,285$, $\eta_{\text{мен.}}=0,44$ [144].	500	6,97	740	5,40	757	1,0	1,51	1,0	Деревна тріска з основною фракцією G30, G50 вологістю до 50%	10,0	870	7,07	6,45	2,28	6290	4,40	4,02	0,402
Burkhardt V5.90S, ECO 495 (Burkhardt GmbH, Німеччина), $\eta_{\text{ел.}}=0,3$, $\eta_{\text{мен.}}=0,455$ [145].	330	4,90	485	3,86	240	7,17	0,73	7,10	Деревна тріска за стандартом ДСТУ EN ISO 17225-4 вологістю до 10%	4,0	475	4,30	6,25	2,17	7427	3,33	4,74	0,474
Cleanstgas 125 (KWB-Kraft und Wärme aus Biomasse GmbH та Ebner Industrieofenbau GmbH, Австрія), $\eta_{\text{ел.}}=0,25$, $\eta_{\text{мен.}}=0,45$ [146].	250	3,93	441	3,59	287	6,61	1,15	3,82	Деревна тріска з основною фракцією G30, G50 вологістю до 10%	4,0	568	4,95	5,4	1,68	8300	2,52	3,75	0,375
Urbas Mallnitz (URBAS Maschinenfabrik GesmbH, Австрія), $\eta_{\text{ел.}}=0,28$, $\eta_{\text{мен.}}=0,58$ [147, 148].	250	3,93	520	4,07	255	6,99	0,90	5,77	Деревна тріска вологістю до 18%	6,4	406	3,81	4,2	1,0	8300	2,52	4,50	0,450

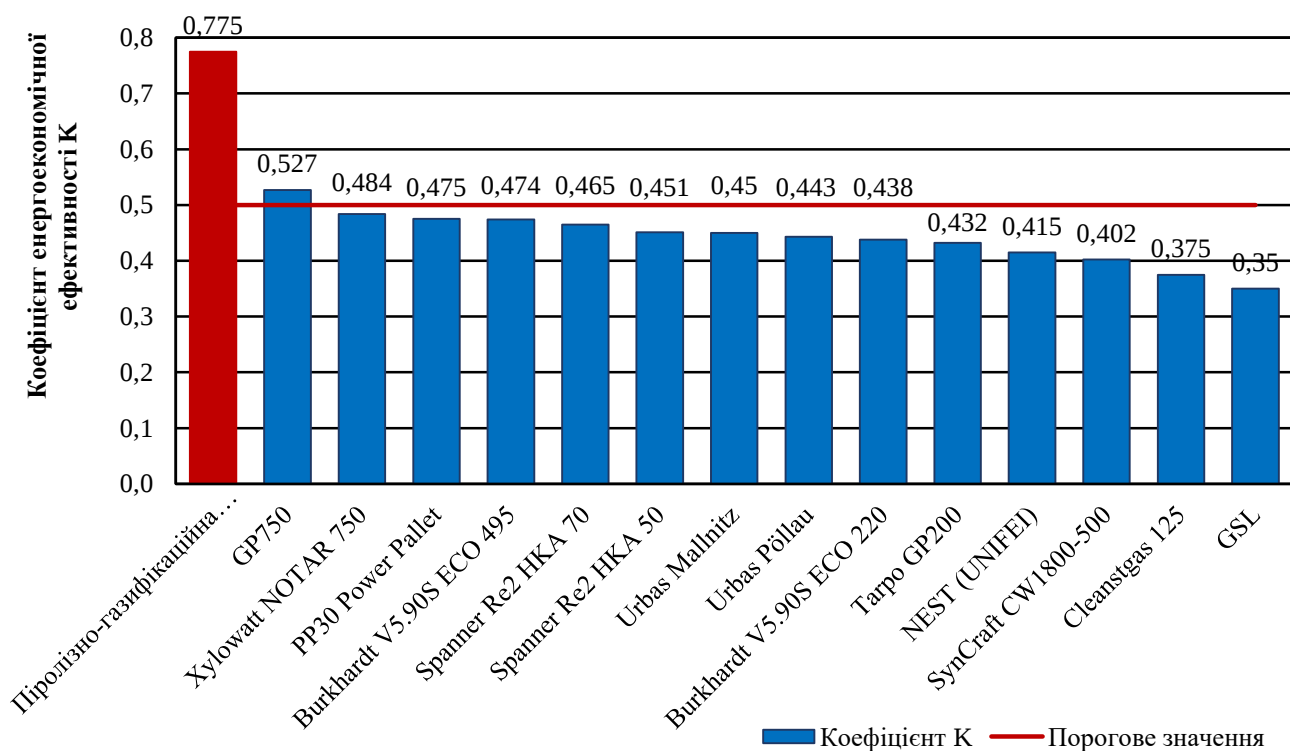
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
GP200 (TARPO Ltd. Кнежевес, Чехія), $\eta_{ел.}=0,2$, $\eta_{мен.}=0,5$ [149]	200	3,32	370	3,16	156	8,17	0,78	6,71	деревна тріска 6–50 мм вологістю 10%	4,0	309	3,13	4,8	1,34	9075	1,79	4,32	0,432
GSL (Nanjing Forestry University, Китай), $\eta_{ел.}=0,19$, $\eta_{мен.}=0,47$ [152].	190	3,20	477	3,81	250	7,05	1,32	2,49	Деревна тріска вологістю до 12%	4,6	484	4,36	5,25	1,60	9263	1,62	3,50	0,350
Urbas Pöllau (URBAS Maschinenfabrik GesmbH, Австрія), $\eta_{ел.}=0,28$, $\eta_{мен.}=0,5$ [142].	180	3,08	320	2,86	162	8,10	0,90	5,77	Деревна тріска вологістю до 18%	6,4	292	3,01	4,8	1,34	9465	1,43	4,43	0,443
Burkhardt V5.90S, ECO 220 (Burkhardt GmbH, Німеччина), $\eta_{ел.}=0,3$, $\eta_{мен.}=0,455$ [145].	160	2,84	240	2,38	120	8,60	0,75	6,95	Деревна тріска за стандартом ДСТУ EN ISO 17225-4 вологістю до 10%	4,0	238	2,63	6,05	2,05	9922	1,0	4,38	0,438
Spanner Re ² HKA70 (GmbH, Німеччина), $\eta_{ел.}=0,3$, $\eta_{мен.}=0,63$ [154].	68	1,72	144	1,80	55,1	9,38	0,81	6,48	Деревна тріска за DIN ISO 17225-1 розміром P31S вологістю до 10%	4,0	109	1,73	5,58	1,79	3950	6,58	4,65	0,465
Spanner Re ² HKA50 (GmbH, Німеччина), $\eta_{ел.}=0,28$, $\eta_{мен.}=0,61$ [155].	49	1,49	106	1,57	41,9	9,54	0,86	6,09	Деревна тріска за DIN ISO 17225-1 розміром P31S вологістю до 10%	4,0	83	1,54	5,58	1,79	4400	6,16	4,51	0,451
Power Pallet – PP30 (All Power Labs, США), $\eta_{ел.}=0,23$, $\eta_{мен.}=0,46$, $\eta_{двз.}=0,33$ [156].	25	1,20	40	1,17	20	9,80	0,80	6,56	Деревна біомаса вологістю до 10%	4,0	40	1,24	5,46	1,72	2000	8,41	4,75	0,475
Excellence Group in Thermal Power and Distributed Generation (NEST) of the Federal University of Itajubá (UNIFEI), Бразилія, $\eta_{мен.}=0,45$ [31].	10	1,02	22	1,06	12	9,89	1,20	3,43	Деревна тріска 2–6 мм вологістю 15%	5,5	22,5	1,12	4,53	1,19	2500	7,94	4,15	0,415
Піролізно-газифікаційна установка, $\eta_{ел.}=0,35$	8,5	1,0	12,1	1,0	3,06	10,0	0,36	10,0	Деревина граба з діаметром частинок 10 мм і вологістю 20%	7,0	5,50	1,0	20	10,0	294	10,0	7,75	0,775

Додаток D

ПОРІВНЯЛЬНИЙ АНАЛІЗ УСТАНОВОК ЗА ПОКАЗНИКОМ ЕНЕРГОЕКОНОМІЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ



ПОРІВНЯННЯ СПРОЄКТОВАНОЇ УСТАНОВКИ З АНАЛОГАМИ ВІДОМИХ ВИРОБНИКІВ ЗА ПОКАЗНИКОМ ЕНЕРГОЕКОНОМІЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ



Додаток Е

КОМПОНЕНТНИЙ СКЛАД, ПИТОМИЙ ВИХІД ТА ТЕПЛОТА ЗГОРЯННЯ
 СИНТЕЗ-ГАЗУ З РІЗНИХ ВИДІВ ЛІГНОЦЕЛЮЛОЗНОЇ СИРОВИНИ ЗА
 РЕЗУЛЬТАТАМИ МОДЕЛЮВАННЯ

Вологість сировини W^p , %	Компонентний склад синтез-газу, % об					Питомий вихід газу $V_{с.газ}$, м ³ /кг	Нижча теплота згоряння газу Q^p_n , МДж/м ³
	H ₂	CO	CH ₄	C ₂ H ₄	CO ₂		
1	2	3	4	5	6	7	8
МІСКАНТУС ГІГАНТСЬКИЙ							
30	45,87	37,45	15,04	1,43	0,225	1,84	15,91
27,5	46,33	36,67	15,28	1,49	0,233	1,82	15,99
25	46,80	35,88	15,53	1,55	0,241	1,81	16,06
22,5	47,28	35,08	15,78	1,62	0,249	1,79	16,14
20	47,77	34,26	16,03	1,69	0,258	1,78	16,22
17,5	48,26	33,43	16,29	1,75	0,266	1,76	16,30
15	48,77	32,58	16,55	1,82	0,275	1,75	16,39
12,5	49,28	31,72	16,82	1,89	0,284	1,73	16,47
10	49,81	30,84	17,09	1,96	0,293	1,72	16,56
ДЕРЕВИНА ВЕРБИ							
30	46,35	37,32	15,13	0,99	0,210	1,8	15,72
27,5	46,85	36,52	15,38	1,04	0,218	1,78	15,79
25	47,35	35,71	15,64	1,08	0,225	1,76	15,86
22,5	47,87	34,87	15,90	1,13	0,233	1,75	15,93
20	48,39	34,02	16,16	1,18	0,241	1,73	16,01
17,5	48,93	33,16	16,44	1,22	0,250	1,71	16,08
15	49,48	32,28	16,71	1,27	0,258	1,7	16,16
12,5	50,04	31,38	17,00	1,32	0,266	1,68	16,24
10	50,60	30,46	17,28	1,38	0,275	1,66	16,32
ДЕРЕВИНА ДУБА							
30	45,76	37,98	14,98	1,09	0,194	1,65	15,75
27,5	46,27	37,14	15,24	1,14	0,202	1,63	15,82
25	46,80	36,27	15,52	1,20	0,210	1,61	15,90
22,5	47,34	35,39	15,80	1,26	0,218	1,59	15,98
20	47,90	34,47	16,09	1,31	0,226	1,57	16,07
17,5	48,47	33,54	16,39	1,38	0,234	1,55	16,15
15	49,05	32,57	16,69	1,44	0,243	1,52	16,24
12,5	49,66	31,58	17,01	1,50	0,252	1,5	16,33
10	50,28	30,56	17,34	1,57	0,261	1,48	16,42

ЛУЗГА СОНЯШНИКА							
1	2	3	4	5	6	7	8
30	45,09	37,86	14,91	1,91	0,226	1,79	16,12
27,5	45,53	37,08	15,15	2,00	0,234	1,77	16,21
25	45,98	36,29	15,40	2,09	0,243	1,75	16,30
22,5	46,44	35,47	15,66	2,18	0,251	1,73	16,39
20	46,91	34,64	15,91	2,27	0,260	1,72	16,48
17,5	47,39	33,80	16,18	2,37	0,270	1,7	16,58
15	47,88	32,93	16,45	2,47	0,279	1,68	16,68
12,5	48,37	32,05	16,72	2,56	0,288	1,67	16,78
10	48,88	31,15	17,00	2,67	0,298	1,65	16,88
СОЛОМА ПШЕНИЦІ							
30	45,72	37,78	14,94	1,34	0,222	1,78	15,85
27,5	46,19	36,99	15,18	1,40	0,230	1,76	15,93
25	46,68	36,18	15,43	1,47	0,239	1,74	16,01
22,5	47,17	35,36	15,69	1,53	0,247	1,72	16,08
20	47,67	34,52	15,95	1,60	0,256	1,71	16,17
17,5	48,19	33,66	16,22	1,66	0,265	1,69	16,25
15	48,71	32,79	16,49	1,73	0,274	1,67	16,33
12,5	49,25	31,90	16,77	1,80	0,284	1,65	16,42
10	49,79	30,98	17,05	1,87	0,293	1,64	16,51
ДЕРЕВИНА ГРАБА							
30	43,53	39,26	14,97	2,00	0,235	1,85	16,2
27,5	44,00	38,40	15,22	2,13	0,244	1,83	16,3
25	44,39	37,65	15,45	2,25	0,253	1,8	16,41
22,5	44,84	36,82	15,71	2,37	0,262	1,77	16,52
20	45,25	36,02	15,96	2,50	0,271	1,75	16,63
17,5	45,72	35,14	16,23	2,63	0,281	1,73	16,74
15	46,16	34,30	16,50	2,75	0,291	1,7	16,85
12,5	46,57	33,49	16,77	2,87	0,300	1,68	16,96
10	47,04	32,59	17,06	3,00	0,311	1,66	17,07

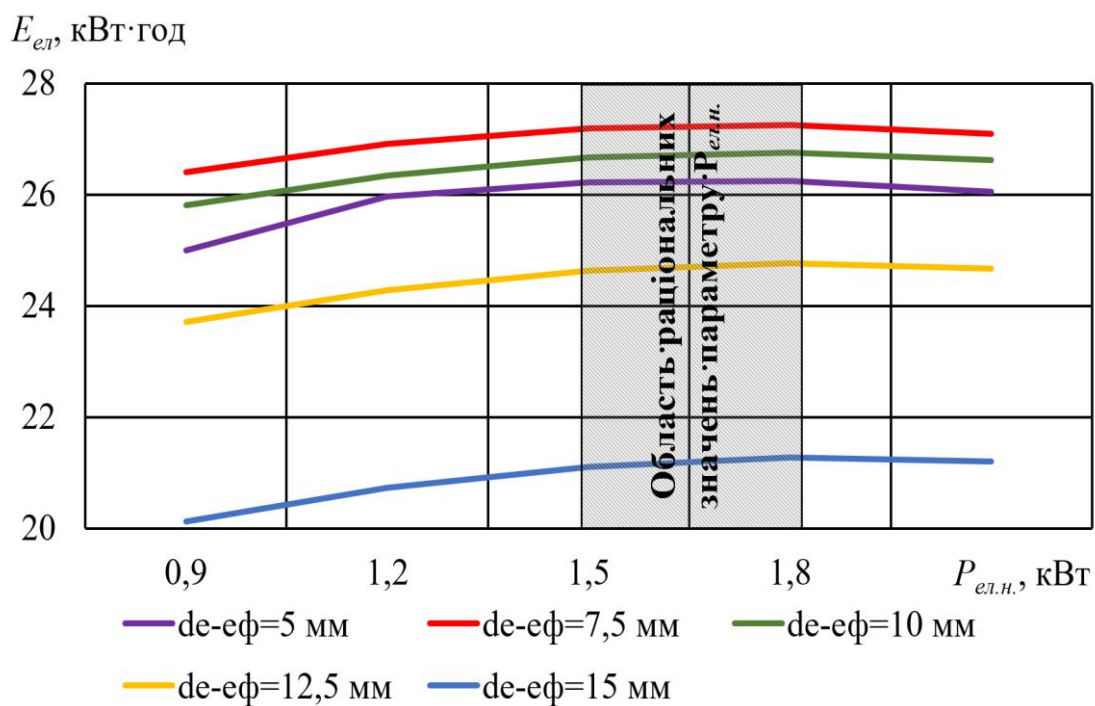
Густина синтез-газу в середньому складає 0,57–0,63 кг/м³. При цьому масовий вихід становить 0,97–1,07 кг/кг, що узгоджено з матеріальним балансом (табл. 2.3), за яким з 10 кг граба одержано 10,96 кг газу. В нашому випадку за алотермічного режиму синтез-газ формується з трьох джерел маси: с.о.р. граба, вологи граба та вуглецю деревного вугілля. Вуглець деревного вугілля газифікується за реакціями Будуара ($C+CO_2 \rightarrow 2CO$) та парової газифікації ($C+H_2O \rightarrow CO+H_2$) і переходить у газову фазу (за цикл близько 1,85 кг). Волога палива є реагентом і вносить у газ водень і кисень, останній бере участь у формуванні CO. Отже, за цикл на виробництво газу використовується 8 кг с.о.р. граба, 2 кг вологи і 1,85 кг деревного вугілля за вирахуванням золи, кокса і карбонату кальцію. Нев'язка балансу 1,3%. В розрахунках питомий вихід синтез-газу віднесено до маси граба і виражено об'ємно (м³/кг). Деревне вугілля є витратним матеріалом сорбційно-каталітичного шару зони газифікації, що періодично поповнюється, і до розрахунків не включається.

Додаток F

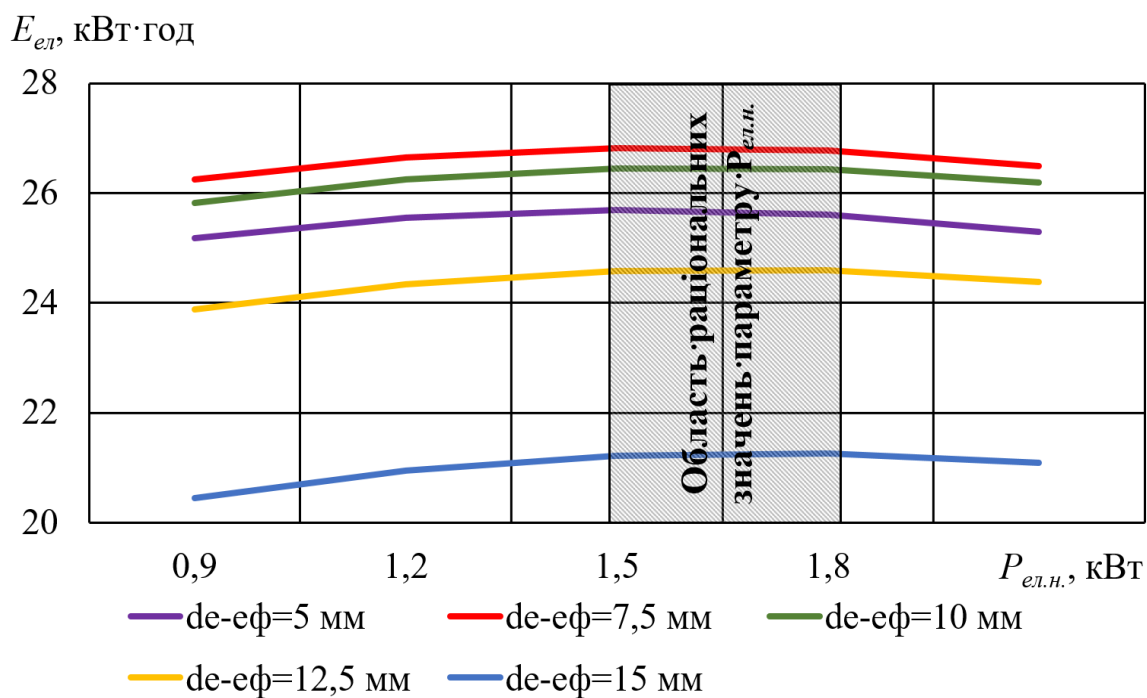
ВИХІДНІ ДАНІ ДЛЯ МОДЕЛЮВАННЯ ТА РЕЗУЛЬТАТИ МАТЕМАТИЧНОГО МОДЕЛЮВАННЯ ВИРОБНИЦТВА ЕЛЕКТРОЕНЕРГІЇ СИСТЕМОЮ ЕЛЕКТРОГЕНЕРАЦІЇ

Дані, які були використані для розрахунку виробництва електроенергії за математичною моделлю наведені в таблиці. Основні хімічні реакції (1)–(6) та їх ентальпії представлені рівняннями (1.48 – 1.53).

Параметр	Позначення	Одиниця	Значення	Джерело
Керуючі параметри процесу				
Вологість палива	W^p	%	10–30	п. 3.4.1.2
Маса палива	m	кг	10	
Ефективний діаметр частинок	d_{e-ef}	мм	5–15	п. 3.4.1.1
Споживана потужність електронагріву зони піролізу	$P_{ел.н.}$	кВт	0,9; 1,5; 2,1	п. 3.3.3.2
Швидкість нагрівання палива	$v_{нагр}$	°C/хв	5	п. 3.4.2.1
Склад та властивості палива				
Целюлоза	—	% с. о. р.	43	табл. 4.1, [200]
Геміцелюлоза	—	% с. о. р.	30	табл. 4.1, [200]
Лігнін	—	% с. о. р.	25	табл. 4.1, [200]
Уявна щільність ($W^p=20\%$, $d_{e-ef}=10\text{мм}$)	$\rho_{уяв}$	кг/м ³	735 ± 19	дод. G2
Ефективна теплопровідність палива	λ_{ef}	Вт/(м·К)	0,15	[158]
Питома теплоємність палива	$c_{пал}$	кДж/(кг·К)	1,6	[158]
Нижча теплота згоряння палива, $W^p=20\%$	$Q^p_{н.пал}$	МДж/кг	14,4–14,7	табл. 4.1
Термохімічні параметри і теплота				
Універсальна газова стала	R	Дж/(моль·К)	8,314	[157]
Кількість водяної пари, виділена при піролізі 1 кг деревини граба $W^p=20\%$	$m_{пар}$	кг/кг	0,28	табл. 4.1
Частка водяної пари, виділена при 100–150°C	$\varphi_{в.п.1}$	%	52	розділ 2.1, [157]
Частка водяної пари, виділена при 290–350°C	$\varphi_{в.п.2}$	%	42	розділ 2.1, [157]
Питома теплоємність пари при сталому тиску	$c_{пар}$	кДж/(кг·К)	2,2	[158, 157]
Питома енергія пароутворення	L	кДж/кг	2260	[158, 157]
Температура зони газифікації	$T_{д.в.}$	°C	до 1000	
Температура початку розкладання граба	$T_{розкл}$	°C	200	
Термодинамічні константи компонентів газу				
Нижча теплота згоряння компонентів синтез-газу: H_2 ; CO; CH_4 ; C_2H_4	$Q_{H,i}$	МДж/кг	120; 10,1; 50; 47,2	[157]
Молярні маси: H_2 ; CO; CH_4 ; C_2H_4 ; CO_2	M_i	г/моль	2,016; 28,01; 16,043; 28,054; 44,01	[14, 17, 20, 157]
Молярний об'єм (н.у.)	V_m	л/моль	22,414	[157]
Компонентний склад, питомий вихід та теплота згоряння синтез-газу				Додаток E
Кінетичні параметри				
Піроліз целюлози, E/k_0	$E_{цел}$	кДж/моль; с ⁻¹	242,4; $2,8 \cdot 10^{19}$	[172]
Піроліз геміцелюлози, E/k_0	—	кДж/моль; с ⁻¹	186,7; $2,1 \cdot 10^{16}$	[172]
Піроліз лігніну, E/k_0	—	кДж/моль; с ⁻¹	107,6; $9,6 \cdot 10^8$	[172]
Реакція парової газифікації (р.1), E	E_1	кДж/моль	200	[168]
Реакція Будуара (р.3), E (Fe-каталіз)	E_3	кДж/моль	213	[184]
Реакція водяного зсуву (р.2), E	E_2	кДж/моль	60	[168]
Крекінг смол (р.5), E	E_5	кДж/моль	120	[168, 176]
Коеф. підсилення Fe-каталізатором	k_{Fe}	—	обираємо за $\chi_{кат}$	[184, 189]
Параметри ДВЗ-електрогенератор				
ККД поршневого двигуна на синтез-газі	$\eta_{овз}$	—	0,35	Паспортні дані
ККД електрогенератора	$\eta_{ел}$	—	0,9	Паспортні дані
Коефіцієнт зниження ефективності ДВЗ	δ	—	не задано	—

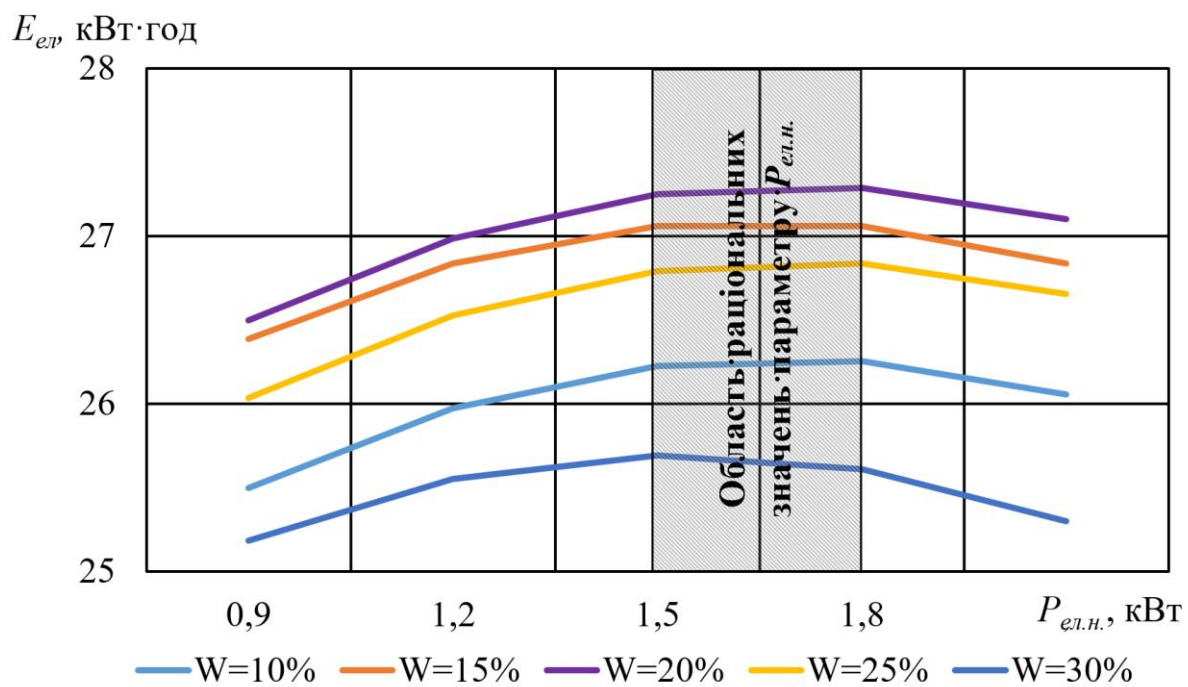


а)

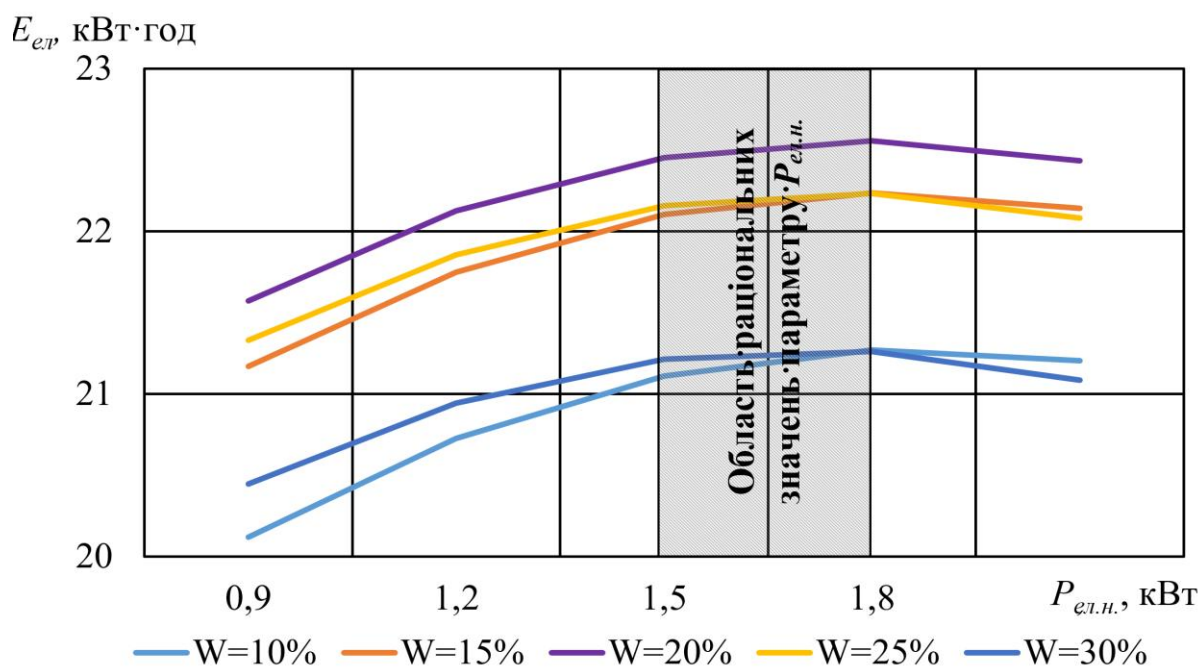


б)

Рис. 1. Залежність кількості виробленої електроенергії $E_{ел}$ системою електрогенерації на основі ВДЕ від потужності електронагрівачів $P_{ел.н.}$ при вологості палива рівній: а) 10%; б) 30%



а)



б)

Рис. 2. Залежність кількості виробленої електроенергії $E_{ел}$ системою електрогенерації на основі ВДЕ від потужності електронагрівачів $P_{ел.н.}$ при ефективному діаметрі частинок палива: а) 5 мм; б) 15 мм

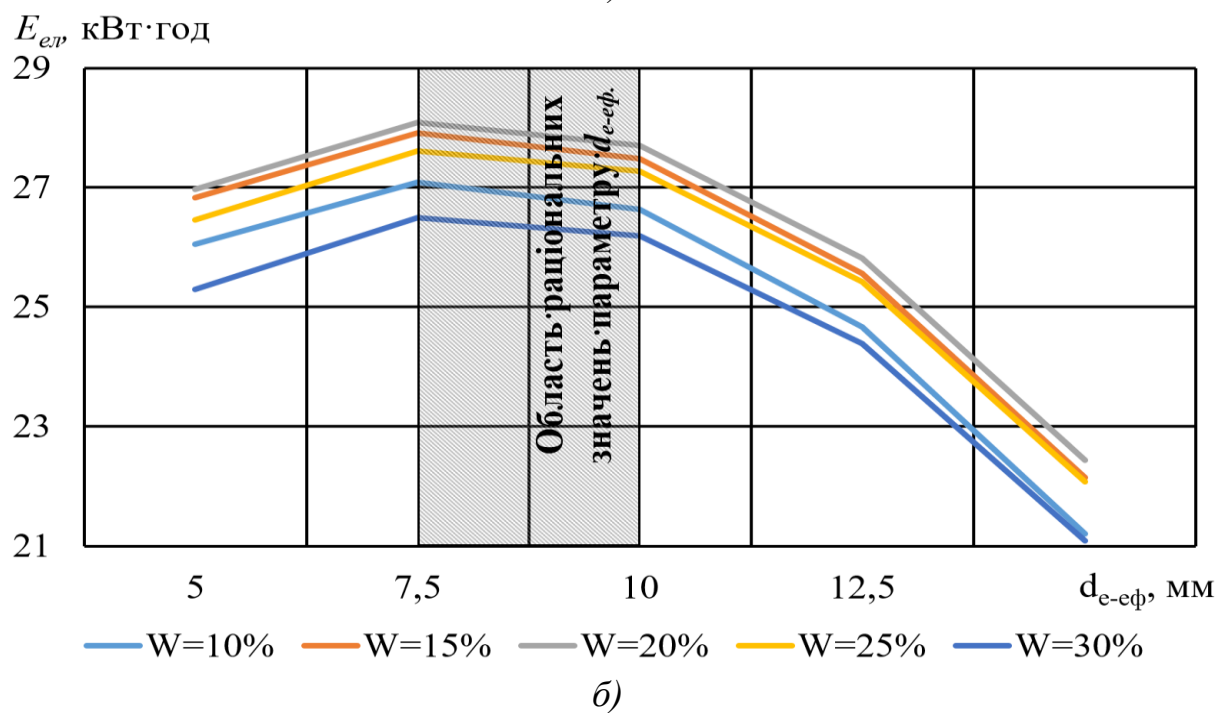
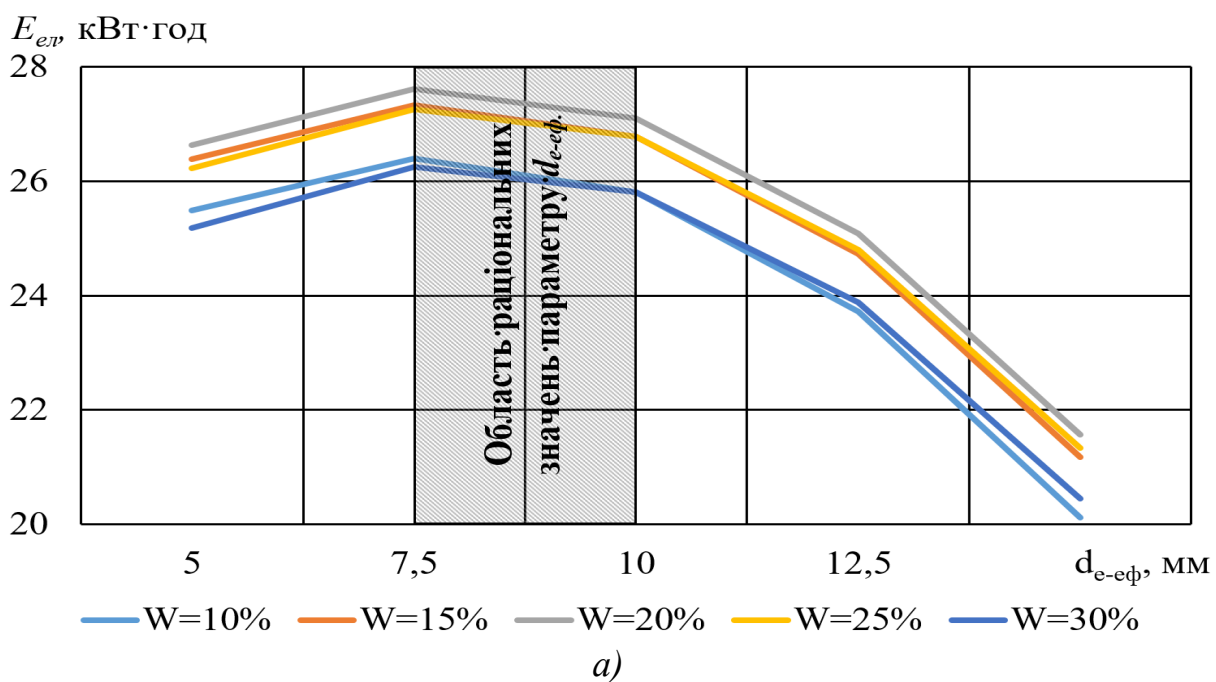


Рис. 3. Залежність кількості виробленої електроенергії $E_{ел}$ системою електрогенерації на основі ВДЕ від ефективного діаметра частинок палива при потужності електронагрівачів $P_{ел.н.}$: а) 0,9 кВт; б) 2,1 кВт.

Додаток G1

ПЕРЕЛІК ОБЛАДНАННЯ І МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ВИМІРЮВАНЬ

№	Параметр	Нормативний документ	Процедура проведення виміру	Розрахункова формула	Обладнання
1.	Вміст води W^p , %	ДСТУ EN ISO 18134-1:2022	Відбір проби біомаси 200 г. Тигель зважується порожнім і з розкладеною пробю біомаси рівномірно тонким шаром. Тигель з пробю поміщають у сушильну шафу за температури $105\pm 2^\circ\text{C}$ та висушують до досягнення постійної маси. Маса вважається постійною, якщо різниця між 2-ма послідовними зважуваннями з інтервалом понад 60 хв не перевищує 0,2%. Після висушування тигель з пробю охолоджують в ексикаторі і зважують.	$W^p = \frac{g_1 - g_2}{g_1} \cdot 100\%,$ де W^p – вміст води в біомасі, %; g_1, g_2 – маса проби біомаси до і після сушіння відповідно, г.	Шафа сушильна СНОЛ 58/350 мікропроцесорна (Termolab) ТУ У 31.6-30676394.001-2002: діапазон автоматичного регулювання температури $50\text{--}350^\circ\text{C}$; допустиме відхилення температури $\pm 0,5^\circ\text{C}$; номінальна потужність 2,0 кВт; середовище в робочому просторі – повітря; час розігріву електрошафи до номінальної температури без садки, не більше 4 хв. Чаша лабораторна випарювальна порцелянова об'ємом 500 мл. Ексикатор об'ємом 4,5 л, 2-210 №2. Терези електронні Matarix MX-464 із двома чашами (Китай) за ДСТУ 3381:2009: максимальна вага зважування – 3000 г; точність вимірювання – 0,1 г.
2.	Еквівалентний діаметр частинки d_e , мм; ефективний	ISO 17827-1:2024	Відбір не менше 20 зразків частинок палива за ДСТУ EN ISO 18135:2022 з подальшим висушуванням до повітряно-сухого стану при $(105\pm 2)^\circ\text{C}$ за ДСТУ EN ISO 18134-	$V_i = a_i \cdot b_i \cdot h_i,$ де V_i – об'єм поверхні частинки, мм^3 ; a_i, b_i, h_i – відповідно довжина, ширина і товщина частинки, мм.	Для подрібнення деревини граба використовувався подрібнювач ножовий «БОБЕР» потужністю 3 кВт (МПСР, Україна) продуктивністю 100 кг/год.



№	Параметр	Нормативний документ	Процедура проведення виміру	Розрахункова формула	Обладнання
	діаметр d_{e-ef} , мм.		1:2022. Охолодження зразків в ексікаторі. Триразове вимірювання в різних точках трьох лінійних розмірів (довжини, ширини і висоти) кожної частинки. Обирається середнє арифметичне значення. Розрахунок еквівалентного діаметра частинки та ефективного діаметра за формулами.	$S_i = 2(a_i \cdot b_i + b_i \cdot c_i + c_i \cdot a_i),$ де S_i – площа поверхні частинки, мм ² . $d_{ei} = (6V_i / \pi)^{1/3},$ де d_{ei} – еквівалентний діаметр частинки, мм (для розрахунку числа B_i). $\psi_i = (\pi^{1/3} (6V_i)^{2/3}) / A_i,$ де ψ_i – сферичність частинки палива [180]. $d_{e-ef,i} = \psi_i \cdot d_{ei} = 6V_i / S_i,$ $d_{e-ef,i}$ – ефективний діаметр частинки, мм (розрахунок гідравлічного опору шару за рівнянням Ергуна) [180]. $R_i = b_i / 2,$ де R_i – характеристичний радіус (розрахунок числа B_i).	 Штангенциркулі: ШЦ-I-200-0,02 ДСТУ ГОСТ 166:2009 (ISO 3599-76): діапазон вимірювань 0-200 мм, відлік за ноніусом 0,02 мм; похибка вимірювання $\pm 0,02$ мм. ШЦ-I-125-0,1 ДСТУ ГОСТ 166:2009 (ISO 3599-76): діапазон вимірювань 0-125 мм, відлік за ноніусом 0,1 мм, похибка $\pm 0,1$ мм. 

№	Параметр	Нормативний документ	Процедура проведення виміру	Розрахункова формула	Обладнання
3.	Вміст золи A , %	ДСТУ EN ISO 18122:2022 (EN ISO 18122:2015, IDT; ISO 18122:2015, IDT)	Чашу з наважкою 100 г біомаси поміщають у піч при кімнатній температурі, яку піднімають до $250 \pm 10^\circ\text{C}$, і витримують 30 хв для вигорання летких речовин без займання. Температуру піднімають до $550 \pm 10^\circ\text{C}$ зі швидкістю $10^\circ\text{C}/\text{хв}$ і витримують понад 120 хв до повного спалювання наважки. Чашу з золою охолоджують в ексикаторі і зважують. Зважування повторюють кожні 30 хв до досягнення постійної маси (різниця між крайніми зважуваннями не повинна перевищувати 0,2 мг).	$A = \frac{m_3 - m_1}{m_2 - m_1} \cdot 100\%,$ де A – вміст золи, %; m_1 – маса порожньої чаші, г; m_2 – маса чаші з пробою, ку спалюватимуть, г; m_3 – маса чаші із золою, г.	Аналітичні електронні терези AXIS серії ANG200 з автоматичним внутрішнім калібруванням (Польща): діапазон зважування 0,02–200 г; дискретність відліку 0,001; клас точності 2.  Чаша лабораторна порцелянова об'ємом 500 мл. Піч муфельна SNOL 4/1100 L: діапазон температур 100–1100°C; об'єм робочої камери 4 л; потужність 3 кВт, вага 45 кг. 

№	Параметр	Нормативний документ	Процедура проведення виміру	Розрахункова формула	Обладнання
4.	Насипна щільність ρ , кг/м ³ .	ДСТУ EN ISO 17828:2022 (ISO 17828:2025)	Довільне насипання сировини вище краю мірного циліндра зі зніманням надлишку пласкою рейкою. Зважування циліндра. Розрахунок за формулою виходячи з об'єму циліндра і маси нетто.	$\rho = \frac{m_1 - m_2}{V},$ де ρ – насипна щільність сировини, кг/м ³ ; V – об'єм ємності, м ³ ; m_1 – вага порожньої ємності, кг; m_2 – вага ємності з сировиною, кг.	Чаша мірна об'ємом 5 л ISO 17828:2025: ціна поділки 100 мл; похибка вимірювання ± 50 мл. Терези електронні Matarix MX-464 із двома чашами (Китай) за ДСТУ 3381:2009: максимальна вага зважування – 3000 г; точність вимірювання – 0,1 г. 
5.	Уявна щільність $\rho_{уяв.}$, кг/м ³	ДСТУ EN ISO 17828:2025	Попередньо зважена порція абсолютно сухої біомаси m насипалася в мірний циліндр і заливалася толуолом до позначки V_1 . Вміст циліндру ретельно перемішувався і залишався відстоятися для усунення повітря. Загальний об'єм суміші V_1 в мірному циліндрі визначався за поділкою, до якої доливали толуол. Об'єм V_2 толуолу визначали за його густиною і масою, отриманою шляхом зважування. Об'єм частинок рівний $V_1 - V_2$. Розрахунок за формулою.	$\rho_{уяв.} = \frac{m}{V_1 - V_2},$ де $\rho_{уяв.}$ – уявна щільність сировини, кг/м ³ ; V_1 , V_2 – об'єми суміші і толуолу відповідно, м ³ ; m – маса сировини, кг. $V_2 = \frac{m_{\text{толуолу}}}{\rho_{\text{толуолу}}},$ де $\rho_{\text{толуолу}} = 866,9$ кг/м ³ при 20°C; $m_{\text{толуолу}}$ – маса толуолу.	Терези електронні Matarix MX-464 із двома чашами (Китай) за ДСТУ 3381:2009: максимальна вага зважування – 3000 г; точність вимірювання – 0,1 г. Циліндр мірний з носиком на скляній основі 1-1000-2, 1000 мл (ГОСТ 1770-74); клас точності 2; ціна поділки 10 мл; похибка вимірювання ± 10 мл. 

№	Параметр	Нормативний документ	Процедура проведення виміру	Розрахункова формула	Обладнання
6.	Порозність шару матеріалу $\varepsilon_{ш}$	ДСТУ EN ISO 17828:2022 (ISO 17828:2025); ISO 18847:2024	За ДСТУ EN ISO 17828:2022 визначаємо насипну щільність ρ , г/мл. За ДСТУ EN ISO 17828:2025 визначаємо уявну щільність $\rho_{уяв.}$, г/мл. Порозність шару біомаси визначаємо за формулою.	$\varepsilon = 1 - \frac{\rho}{\rho_{уяв.}}$ де $\rho_{уяв.}$ – уявна щільність сировини, г/мл; V_1, V_2 – об'єм суміші і толуолу відповідно, мл; m – маса сировини, г.	Циліндр мірний з носиком на скляній основі 1-1000-2, 1000 мл (ГОСТ 1770-74); клас точності 2; ціна поділки 10 мл; похибка вимірювання ± 10 мл. Терези електронні Matarix MX-464 із двома чашами (Китай) за ДСТУ 3381:2009: максимальна вага зважування – 3000 г; точність вимірювання – 0,1 г.
7.	Кут природного ухилу φ і коефіцієнт внутрішнього тертя $\mu_{вн.}$	Підготовка проби: ДСТУ EN ISO 18135:2022 (відбір проби); ISO 17827-1:2024 (ситовий аналіз).	Похила площина 2 встановлюється в горизонтальне положення (кут 0 град). На сталеву пластину 1 з упором 8 рівномірно засипається сировина 4 шаром $(2...3) \cdot d_e$. Площина 2 гвинтовою передачею 6 повільно піднімається без порушення шару матеріалу. Швидкість зміни кута нахилу – 1...2 град/с. Кут α_i , при якому сировина 4 починає ковзати, тобто верхній шар зміщується відносно нижнього, фіксується. Момент початку ковзання визначається візуально або за переміщенням нижньої кромки шару на 10 мм. Розрахунок за формулою.	$\varphi = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \alpha_i,$ де φ – кут природного ухилу, град; n – кількість паралельних вимірювань, шт; i – порядковий номер вимірювання; α_i – кут нахилу похилої площини у i -му вимірюванні, коли шар матеріалу починає ковзати, град. Коефіцієнт внутрішнього тертя: $\mu_{вн.} = tg(\varphi),$ де $\mu_{вн.}$ – коефіцієнт внутрішнього тертя частинок біомаси.	 Пристрій для експериментального визначення кута природного ухилу матеріалу: 1 – сталева пластина змінна; 2 – похила площина; 3 – основа; 4 – досліджувана сировина; 5 – кутова шкала; 6 – передача гвинтова; 7 – стрілка кутової шкали; 8 – упор.
8.	Коефіцієнт тертя частинок біомаси по сталі $\mu_{ст.}$	ASTM D6773-16	Підготовка сировини 4 і металевій пластині 1 (знежирюється ацетоном, фіксується на основі 3) за п.7. Основа 2 із закріпленою сталеву пластину піднімається до моменту, коли шар сировини як єдина маса починає ковзати по сталі. Розрахунок за формулою.	$\mu_{ст.} = tg(\alpha_{ст.}),$ де $\mu_{ст.}$ – коефіцієнт тертя спокою матеріалу по сталевій поверхні 1; $\alpha_{ст.}$ – кут нахилу похилої площини 2, при якому шар сировини 4 починає ковзати сталеву поверхню, град.	Пристрій для експериментального визначення кута природного ухилу матеріалу п.7.

Додаток G2

ВИЗНАЧЕННЯ ПОХИБОК ВИМІРЮВАННЯ

Оскільки систематична похибка вимірювальних приладів вже визначена їх технічними характеристиками (класом точності, допустимим відхиленням значень вимірювання), то подальші розрахунки полягають у визначенні випадкової складової похибки опосередкованих вимірювань. За [181] при сталому значенні надійності $\alpha=0,95$ і кількості вимірювань $n < 20$ визначення похибки здійснюється за коефіцієнтом Стюдента. Похибки вимірювань вмісту вологи W^p , золи A , насипної ρ і уявної щільності $\rho_{уяв.}$, кута природного ухилу φ , коефіцієнта тертя біомаси по сталі $\mu_{ст.}$ визначалися за наступною методикою:

– середнє арифметичне значення n вимірів:

$$\bar{X} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n X_i, \quad (1)$$

де: $\bar{X}$ – середнє арифметичне значення; X – досліджуваній параметр; X_i – результат i -го вимірювання; n – кількість вимірювань; i – номер вимірювання.

– відхилення результату i -го вимірювання від середнього арифметичного:

$$\Delta X_i = X_i - \bar{X}, \quad (2)$$

де: ΔX_i – відхилення i -го вимірювання від середнього арифметичного.

– середня квадратична похибка середнього арифметичного за результатами серії вимірювань:

$$S_{\bar{X}} = \sqrt{\sum_{i=1}^n (\Delta X_i)^2 / [n(n-1)]}, \quad (3)$$

де: $S_{\bar{X}}$ – середня квадратична похибка середнього арифметичного.

– абсолютна похибка:

$$\Delta_{\bar{X}} = t_{\alpha}(n) \cdot S_{\bar{X}}, \quad (4)$$

де: $\Delta_{\bar{X}}$ – абсолютна похибка.

– відносна похибка:

$$\varepsilon_X = (\Delta_{\bar{X}} / \bar{X}) \cdot 100\%, \quad (5)$$

де: ε_X – відносна похибка.

– результат вимірювання:

$$X = \bar{X} + \Delta_{\bar{X}}, \quad P = 0,95 \quad (6)$$

Таблиця 1

Значення коефіцієнта Стюдента $t_{\alpha}(n)$ при $\alpha=0,95$.

n	2	3	4	5
$t_{0,95}(n)$	12,706	4,303	3,182	2,776

Сумарна похибка вимірювання:

$$\Delta_{\Sigma} = \sqrt{\Delta_{\bar{X}}^2 + \delta_{сис}^2}, \quad (7)$$

де: $\delta_{сис}$ – відносна похибка вимірювання (похибка інструменту).

Абсолютна похибка порозності шару матеріалу:

$$\Delta \varepsilon_{ш} = (\rho / \rho_{ч}) \sqrt{\delta_{\rho}^2 + \delta_{\rho_{ч}}^2}, \quad (8)$$

де: $\Delta \varepsilon_{ш}$ – абсолютна похибка вимірювання порозності шару; ρ – насипна щільність матеріалу, кг/м^3 ; $\rho_{ч}$ – щільність матеріалу, кг/м^3 ; δ_{ρ} – відносна похибка вимірювання насипної щільності; $\delta_{\rho_{ч}}$ – відносна похибка вимірювання щільності.

– відносна похибка вимірювання порозності:

$$\delta_{ш} = (\Delta \varepsilon_{ш} / \varepsilon_{ш}) \cdot 100\%. \quad (9)$$

де: $\delta_{ш}$ – відносна похибка, %; $\varepsilon_{ш}$ – порозність шару.

Таблиця 2

Результати визначення геометричних параметрів частинок граба

№	$a \times b \times c$, мм	V_i , мм	A_i , мм ³	d_{ei} , мм	ψ_i	d_{ei-ef} , мм	R_i , мм
$\alpha = 0,95$; $n = 5$; $t_\alpha(n) = 2,776$							
$d_{e-ef}=5$ мм							
1	5,9×13,2×2,78	216,5	261,96	7,45	0,6656	4,959	1,39
2	6,1×12,9×2,82	221,9	264,54	7,511	0,67	5,033	1,41
3	6×13×2,8	218,4	262,4	7,472	0,6684	4,994	1,4
4	5,8×12,9×2,84	212,5	255,86	7,404	0,673	4,983	1,42
5	6,2×13×2,74	220,8	266,42	7,499	0,6632	4,974	1,37
Середнє	6×13×2,8	218	262,23	7,467	0,6681	4,989	1,398
Δ	$a - 0,196$; $b - 0,152$; $c - 0,048$	4,65	4,95	0,053	0,0047	0,035	0,024
ε , %	$a - 3,3$; $b - 1,2$; $c - 1,7$	2,1	1,9	0,7	0,7	0,7	1,7
Результат		218±4,7	262,2±5	7,47±0,05	0,668±0,005	4,99±0,04	1,4±0,02
$d_{e-ef}=10$ мм							
1	14,5×34,7×4,8	2415,12	1478,62	16,646	0,5887	9,8	2,4
2	13,9×35,2×5,1	2495,33	1479,38	16,83	0,6014	10,12	2,55
3	14×35×5	2450	1470	16,73	0,5979	10	2,5
4	13,8×34,9×5,1	2456,26	1459,98	16,74	0,603	10,1	2,55
5	14,3×34,8×5,2	2587,73	1505,92	17,034	0,6053	10,31	2,6
Середнє	14×35×5	2480,89	1478,78	16,8	0,5993	10,07	2,52
Δ	$a - 0,362$; $b - 0,239$; $c - 0,188$	82,15	21,21	0,184	0,008	0,231	0,094
ε , %	$a - 2,6$; $b - 0,7$; $c - 3,7$	3,3	1,4	1,1	1,3	2,3	3,7
Результат		2481±8 2	1479±2 1	16,8±0,18	0,599±0,008	10,07±0,23	2,52±0,09
$d_{e-ef}=15$ мм							
1	26,1×53,8×6,9	9688,84	3910,98	26,45	0,562	14,864	3,45
2	26,5×53,5×7	9924,25	3955,5	26,662	0,5646	15,054	3,5
3	25,9×54×7,1	9930,06	3931,78	26,668	0,5682	15,154	3,55
4	26,7×54×7,2	10381	4045,68	27,065	0,5688	15,396	3,6
5	27×53×6,8	9730,8	3950	26,488	0,558	14,781	3,4
Середнє	26,5×53,5×7	9930,98	3958,79	26,667	0,5643	15,05	3,5
Δ	$a - 0,553$; $b - 0,524$; $c - 0,196$	340,74	64,08	0,303	0,0056	0,302	0,098
ε , %	$a - 2,1$; $b - 1,0$; $c - 2,8$	3,4	1,6	1,1	1	2	2,8
Результат		9931±3 41	3959±6 4	26,67±0,3	0,564±0,006	15,05±0,3	3,5±0,1

Таблиця 3

**Результати визначення похибки вимірювання насипної щільності
подрібненого граба з ефективним діаметрами частинок 5 мм, 10 мм, 15 мм**

Кількість вимірів	Частинки граба вологістю 10%			Частинки граба вологістю 20%			Частинки граба вологістю 30%		
	ρ_i , кг/м ³	$\Delta\rho_i$, кг/м ³	$(\Delta\rho_i)^2$	ρ_i , кг/м ³	$\Delta\rho_i$, кг/м ³	$(\Delta\rho_i)^2$	ρ_i , кг/м ³	$\Delta\rho_i$, кг/м ³	$(\Delta\rho_i)^2$
$\alpha = 0,95; n = 5; t_{\alpha}(n) = 2,776$									
$d_{e-ef}=5$ мм									
1	200,46	4,46	19,892	217,66	0,1	0,01	239,4	-1,68	2,8224
2	194,12	-1,88	3,534	217,64	0,08	0,006	241,04	-0,04	0,0016
3	195,58	-0,42	0,176	211,92	-5,64	31,81	243,48	2,4	5,76
4	196,68	0,68	0,462	220,96	3,4	11,56	240,72	-0,36	0,1296
5	193,16	-2,84	8,066	219,6	2,04	4,162	240,78	-0,3	0,09
$\bar{\rho}$, кг/м ³	196,0			217,56			241,08		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\rho_i)^2$			32,13			47,55			8,8036
Δ_{ρ} , кг/м ³	3,52			4,28			1,84		
$S_{\bar{\rho}}$, кг/м ³	1,27			1,54			0,66		
ε_{ρ} , %	1,8			2			0,8		
ρ , кг/м ³	196±3,5			217,6±4,3			241,1±1,8		
$d_{e-ef}=10$ мм									
1	220,48	-3,52	12,39	252,26	3,62	13,1	272,42	-3,1	9,61
2	227,22	3,22	10,37	246,68	-1,96	3,84	276,74	1,22	1,488
3	225,78	1,78	3,17	244,66	-3,98	15,84	268,96	-6,56	43,034
4	226,28	2,28	5,2	253,68	5,04	25,4	282,76	7,24	52,418
5	220,24	-3,76	14,14	245,94	-2,7	7,29	276,7	1,18	1,392
$\bar{\rho}$, кг/м ³	224			248,64			275,52		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\rho_i)^2$			45,26			65,48			107,94
Δ_{ρ} , кг/м ³	4,18			5,02			6,45		
$S_{\bar{\rho}}$, кг/м ³	1,5			1,81			2,32		
ε_{ρ} , %	1,9			2			2,3		
ρ , кг/м ³	224±4,2			248,6±5			275,5±6,5		
$d_{e-ef}=15$ мм									
1	244,36	-0,64	0,4096	268,4	-3,55	12,60	306,26	4,91	24,108
2	251,04	6,04	36,482	266,2	-5,75	33,06	301,66	0,31	0,0961
3	241,02	-3,98	15,84	277,08	5,13	26,32	305,04	3,69	13,616
4	249,06	4,06	16,484	278,32	6,37	40,58	299,06	-2,29	5,244
5	239,5	-5,5	30,25	269,76	-2,19	4,8	294,74	-6,61	43,692
$\bar{\rho}$, кг/м ³	245			271,95			301,35		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\rho_i)^2$			99,47			117,4			86,757
Δ_{ρ} , кг/м ³	6,19			6,73			5,78		
$S_{\bar{\rho}}$, кг/м ³	2,23			2,42			2,08		
ε_{ρ} , %	2,5			2,5			1,9		
ρ , кг/м ³	245±6,2			272±6,7			301,41±5,8		

Таблиця 4.1

**Результати визначення похибки вимірювання уявної щільності
подрібненого граба з ефективним діаметрами частинок 5 мм, 10 мм, 15 мм**

Кількість вимірів	Частинки граба вологістю 10%			Частинки граба вологістю 20%			Частинки граба вологістю 30%		
	$\rho_{уяв.i},$ кг/м ³	$\Delta\rho_{уяв.i},$ кг/м ³	$(\Delta\rho_{уяв.i})^2$	$\rho_{уяв.i},$ кг/м ³	$\Delta\rho_{уяв.i},$ кг/м ³	$(\Delta\rho_{уяв.i})^2$	$\rho_{уяв.i},$ кг/м ³	$\Delta\rho_{уяв.i},$ кг/м ³	$(\Delta\rho_{уяв.i})^2$
$\alpha = 0,95; n = 5; t_{\alpha}(n) = 2,776$									
$d_{e-ef}=5 \text{ мм}$									
1	675,4	-19,6	384,16	723,1	-6,6	43,56	773,1	8,6	73,96
2	715,9	20,9	436,81	746,5	16,8	282,24	736,4	-28,1	789,61
3	689,4	-5,6	31,36	722,5	-7,2	51,84	767,9	3,4	11,56
4	703,3	8,3	68,89	710,5	-19,2	368,64	778,6	14,1	198,81
5	691	-4	16	745,9	16,2	262,44	766,5	2	4
$\bar{\rho}_{уяв}, \text{ кг/м}^3$	695			729,7			764,5		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\rho_{уяв.i})^2$			937,22			1008,72			1077,94
$\Delta_{\rho_{уяв.}}, \text{ кг/м}^3$	19,01			19,72			20,38		
$S_{\bar{\rho}_{уяв.}}, \text{ кг/м}^3$	6,846			7,1			7,341		
$\varepsilon_{\rho_{уяв.}}, \%$	2,7			2,7			2,7		
$\rho_{уяв.}, \text{ кг/м}^3$	695±19			729,7±19,7			764,5±4,9		
$d_{e-ef}=10 \text{ мм}$									
1	715,6	15,6	243,98	728,2	-6,8	45,97	778,3	8,3	69,22
2	706,2	6,2	38,69	743,4	8,4	70,9	751,4	-18,6	345,22
3	709,1	9,1	83,17	713,4	-21,6	465,7	757,7	-12,3	150,8
4	681,8	-18,2	330,51	753,1	18,1	328,33	790,4	20,4	416,98
5	687,2	-12,8	163,33	736,8	1,8	3,31	772,1	2,1	4,49
$\bar{\rho}_{уяв}, \text{ кг/м}^3$	700			735			770		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\rho_{уяв.i})^2$			859,69			914,21			986,71
$\Delta_{\rho_{уяв.}}, \text{ кг/м}^3$	18,2			18,77			19,5		
$S_{\bar{\rho}_{уяв.}}, \text{ кг/м}^3$	6,56			6,761			7,024		
$\varepsilon_{\rho_{уяв.}}, \%$	2,6			2,6			2,5		
$\rho_{уяв.}, \text{ кг/м}^3$	700±18,2			735±18,8			770±19,5		
$d_{e-ef}=15 \text{ мм}$									
1	702,8	-2,2	4,84	731,8	-8,5	71,91	762,9	-12,6	158,26
2	689,6	-15,4	237,16	759,6	19,3	373,26	767,6	-7,9	62,09
3	728	23	529	720,8	-19,5	379,47	795,9	20,4	416,98
4	699,4	-5,6	31,36	742,6	2,3	5,38	787,5	12	144,48
5	705,2	0,2	0,04	746,6	6,3	39,94	763,5	-12	143,52
$\bar{\rho}_{уяв}, \text{ кг/м}^3$	705			740,3			775,5		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\rho_{уяв.i})^2$			802,4			869,97			925,33
$\Delta_{\rho_{уяв.}}, \text{ кг/м}^3$	17,59			18,31			18,89		
$S_{\bar{\rho}_{уяв.}}, \text{ кг/м}^3$	6,334			6,595			6,802		
$\varepsilon_{\rho_{уяв.}}, \%$	2,5			2,5			2,4		
$\rho_{уяв.}, \text{ кг/м}^3$	705±17,6			740,3±18,3			775,5±18,9		

Таблиця 4.2

**Результати визначення похибки вимірювання уявної щільності
подрібненого граба з ефективним діаметром частинок 5 мм, 10 мм, 15 мм
прямим методом**

W^p , %	m , г	V_2 (толуол), мл	$V_q = V_1 - V_2$, мл	$\rho_{уяв}$, кг/м ³	$\varepsilon_{\rho_{уяв}}$, %	$\Delta_{\rho_{уяв}}$, кг/м ³	Результат $\rho_{уяв}$, кг/м ³
$\alpha = 0,95; n = 5; t_{\alpha}(n) = 2,776$							
$d_{e-ef} = 5 \text{ мм}$							
10	257,1	630	370	695	2,7	19	695±19
20	273,1	625	375	729,7	2,7	19,7	730±20
30	290,5	620	380	764,5	2,7	20,4	765±20
$d_{e-ef} = 10 \text{ мм}$							
10	273	610	390	700	2,6	18,2	700±18
20	290,3	605	395	735	2,6	18,8	735±19
30	308	600	400	770	2,5	19,5	770±20
$d_{e-ef} = 15 \text{ мм}$							
10	285,5	595	405	705	2,5	17,6	705±18
20	303,5	590	410	740,3	2,5	18,3	740±18
30	321,8	585	415	775,5	2,4	18,9	776±19

Таблиця 5

Результати визначення похибки вмісту води у часточках граба

Кількість вимірювань	Частинки граба вологістю 10%			Частинки граба вологістю 20%			Частинки граба вологістю 30%		
	W^p_i , %	ΔW^p_i , %	$(\Delta W^p_i)^2$	W^p_i , %	ΔW^p_i , %	$(\Delta W^p_i)^2$	W^p_i , %	ΔW^p_i , %	$(\Delta W^p_i)^2$
1	9,9	-0,12	0,0144	19,8	-0,2	0,04	29,9	-0,1	0,01
2	10,1	0,08	0,0064	20,1	0,1	0,01	30,2	0,2	0,04
3	10,2	0,18	0,0324	19,9	-0,1	0,01	30,0	0	0
4	9,8	-0,22	0,0484	20,2	0,2	0,04	29,8	-0,2	0,04
5	10,1	0,08	0,0064	20,0	0	0	30,1	0,1	0,01
$\overline{W}^p$	10,02			20,0			30,0		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta W_i)^2$			0,108			0,1			0,1
$\alpha = 0,95; n = 5; t_{\alpha}(n) = 2,776$									
$S_{\overline{W}^p}$, %	0,0735			0,0707			0,0707		
Δ_{W^p} , %	0,204			0,196			0,196		
ε_{W^p} , %	2			1			0,7		

Таблиця 6

**Результати визначення похибки вимірювання кута природного ухилу
подрібненого граба з ефективним діаметром частинок 5 мм, 10 мм, 15 мм**

Кількість вимірів	Частинки граба вологістю 10%			Частинки граба вологістю 20%			Частинки граба вологістю 30%		
	φ , град	$\Delta\varphi$, град	$(\Delta\varphi)^2$	φ , град	$\Delta\varphi$, град	$(\Delta\varphi)^2$	φ , град	$\Delta\varphi$, град	$(\Delta\varphi)^2$
$\alpha = 0,95; n = 5; t_{\alpha}(n) = 2,776$									
$d_{e-ef}=5 \text{ мм}$									
1	42,1	-0,12	0,0144	44,5	0,56	0,3136	47,6	-0,74	0,5476
2	43,3	1,08	1,1664	45	0,06	0,0036	48,4	0,06	0,0036
3	41,5	-0,72	0,5184	46,2	1,14	1,2996	49	0,66	0,4356
4	41,7	-0,52	0,2704	45,7	0,64	0,4096	47,9	-0,44	0,1936
5	42,5	0,28	0,0784	43,9	-1,16	1,3456	48,8	0,46	0,2116
$\bar{\varphi}$, град.	42,22			45,06			48,34		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\varphi_i)^2$			2,0480			3,372			1,392
Δ_{φ} , град.	0,89			1,14			0,73		
$S\bar{\varphi}$, град.	0,32			0,4106			0,2638		
ε_{φ} , %	2,1			2,5			1,5		
φ , град.	42,2±0,9			45,1±1,1			48,3±0,7		
$d_{e-ef}=10 \text{ мм}$									
1	42,1	0,38	0,1444	43,2	-0,44	0,1936	42,5	-0,66	0,4356
2	41,6	-0,12	0,0144	44	0,36	0,1296	46,3	0,44	0,1936
3	41,8	0,08	0,0064	44,4	0,76	0,5776	46	0,14	0,0196
4	40,9	-0,82	0,6724	42,9	-0,74	0,5476	45,7	-0,16	0,0256
5	42,2	0,48	0,2304	43,7	0,06	0,0036	46,1	0,24	0,0576
$\bar{\varphi}$, град.	41,72			43,64			45,86		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\varphi_i)^2$			1,068			1,452			0,732
Δ_{φ} , град.	0,64			0,75			0,53		
$S\bar{\varphi}$, град.	0,2311			0,2694			0,1913		
ε_{φ} , %	1,5			1,7			1,2		
φ , град.	41,7±0,6			43,6±0,8			45,9±0,5		
$d_{e-ef}=15 \text{ мм}$									
1	39,1	-0,74	0,5476	41,2	-0,64	0,4096	42,9	-0,68	0,4624
2	40,6	0,76	0,5776	41,6	-0,24	0,0576	43	-0,58	0,3364
3	39,9	0,06	0,0036	42	0,16	0,0256	44,2	0,62	0,3844
4	39,4	-0,44	0,1936	42,1	0,26	0,0676	44	0,42	0,1764
5	40,2	0,36	0,1296	42,3	0,46	0,2116	43,8	0,22	0,0484
$\bar{\varphi}$, град.	39,84			41,84			43,58		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\varphi_i)^2$			1,4520			0,772			1,408
Δ_{φ} , град.	0,75			0,55			0,74		
$S\bar{\varphi}$, град.	0,2694			0,1965			0,2653		
ε_{φ} , %	1,9			1,3			1,7		
φ , град.	39,8±0,8			41,8±0,6			43,6±0,7		

Таблиця 7

**Результати визначення похибки вимірювання коефіцієнта
внутрішнього тертя граба з діаметром часточок 5 мм, 10 мм, 15 мм**

Кількість вимірів	Частинки граба вологістю 10%			Частинки граба вологістю 20%			Частинки граба вологістю 30%		
	$\mu_{\text{вн.і}}$	$\Delta\mu_{\text{вн.і}}$	$(\Delta\mu_{\text{вн.і}})^2$	$\mu_{\text{вн.і}}$	$\Delta\mu_{\text{вн.і}}$	$(\Delta\mu_{\text{вн.і}})^2$	$\mu_{\text{вн.і}}$	$\Delta\mu_{\text{вн.і}}$	$(\Delta\mu_{\text{вн.і}})^2$
$\alpha = 0,95; n = 5; t_{\alpha}(n) = 2,776$									
$d_{e-ef}=5 \text{ мм}$									
1	0,8127	-0,022	$475 \cdot 10^{-6}$	0,8754	-0,02	$400 \cdot 10^{-6}$	0,9293	-0,0225	$506 \cdot 10^{-6}$
2	0,8571	0,023	$511 \cdot 10^{-6}$	0,8878	-0,008	$58 \cdot 10^{-6}$	0,9325	-0,0193	$372 \cdot 10^{-6}$
3	0,8361	0,0016	$3 \cdot 10^{-6}$	0,9	0,005	$25 \cdot 10^{-6}$	0,9725	0,0207	$428 \cdot 10^{-6}$
4	0,8214	-0,013	$172 \cdot 10^{-6}$	0,904	0,008	$67 \cdot 10^{-6}$	0,9657	0,0139	$193 \cdot 10^{-6}$
5	0,8451	0,0106	$112 \cdot 10^{-6}$	0,91	0,0145	$210 \cdot 10^{-6}$	0,9590	0,0072	$52 \cdot 10^{-6}$
$\bar{\mu}_{\text{вн}}$	0,8345			0,8954			0,9518		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\mu_{\text{вн.і}})^2$			$127 \cdot 10^{-5}$			$760 \cdot 10^{-6}$			$155 \cdot 10^{-5}$
$\Delta_{\mu_{\text{вн}}}$	0,0222			0,0171			0,0245		
$S\bar{\mu}_{\text{вн}}$	0,00798			0,00616			0,00881		
$\varepsilon_{\mu_{\text{вн}}}, \%$	2,7			1,9			2,6		
$\mu_{\text{вн.}}$	0,835±0,022			0,895±0,017			0,952±0,025		
$d_{e-ef}=10 \text{ мм}$									
1	0,9036	0,0119	$142 \cdot 10^{-6}$	0,9391	-0,015	$216 \cdot 10^{-6}$	1,0176	-0,0151	$228 \cdot 10^{-6}$
2	0,8878	-0,004	$15 \cdot 10^{-6}$	0,9657	0,012	$142 \cdot 10^{-6}$	1,0464	0,0137	$188 \cdot 10^{-6}$
3	0,8941	0,0024	$6 \cdot 10^{-6}$	0,9793	0,026	$650 \cdot 10^{-6}$	1,0355	0,0028	$8 \cdot 10^{-6}$
4	0,8662	-0,026	$650 \cdot 10^{-6}$	0,9293	-0,025	$600 \cdot 10^{-6}$	1,0247	-0,008	$64 \cdot 10^{-6}$
5	0,9067	0,015	$225 \cdot 10^{-6}$	0,9556	0,0018	$3 \cdot 10^{-6}$	1,0392	0,0065	$42 \cdot 10^{-6}$
$\bar{\mu}_{\text{вн}}$	0,8917			0,9538			1,033		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\mu_{\text{вн.і}})^2$			$104 \cdot 10^{-5}$			$161 \cdot 10^{-5}$			$53 \cdot 10^{-5}$
$\Delta_{\mu_{\text{вн}}}$	0,02			0,0249			0,0143		
$S\bar{\mu}_{\text{вн}}$	0,0072			0,00897			0,00515		
$\varepsilon_{\mu_{\text{вн}}}, \%$	2,2			2,6			1,4		
$\mu_{\text{вн.}}$	0,892±0,02			0,954±0,025			1,033±0,014		
$d_{e-ef}=15 \text{ мм}$									
1	0,9036	-0,004	$16 \cdot 10^{-6}$	0,9827	-0,02	$392 \cdot 10^{-6}$	1,0951	-0,0291	$847 \cdot 10^{-6}$
2	0,9424	0,0348	$121 \cdot 10^{-5}$	1	-0,003	$6 \cdot 10^{-5}$	1,1263	0,0021	$4 \cdot 10^{-5}$
3	0,8847	-0,023	$524 \cdot 10^{-6}$	1,0428	0,0403	$162 \cdot 10^{-5}$	1,1504	0,0262	$686 \cdot 10^{-6}$
4	0,891	-0,017	$276 \cdot 10^{-6}$	1,0247	0,022	$493 \cdot 10^{-6}$	1,1067	-0,0175	$306 \cdot 10^{-6}$
5	0,9163	0,0087	$76 \cdot 10^{-6}$	0,9623	-0,04	$161 \cdot 10^{-5}$	1,1423	0,0181	$328 \cdot 10^{-6}$
$\bar{\mu}_{\text{вн}}$	0,9076			1,0025			1,1242		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\mu_{\text{вн.і}})^2$			0,0021			0,0041			0,00217
$\Delta_{\mu_{\text{вн}}}$	0,0285			0,0399			0,0289		
$S\bar{\mu}_{\text{вн}}$	0,01025			0,01437			0,01042		
$\varepsilon_{\mu_{\text{вн}}}, \%$	3,1			4,0			2,6		
$\mu_{\text{вн.}}$	0,908±0,029			1,003±0,04			1,124±0,029		

Таблиця 8

Результати визначення похибки вимірювання коефіцієнта тертя по сталі граба з ефективним діаметром часточок 5 мм, 10 мм, 15 мм

Кількість вимірів		Частинки граба вологістю 10%			Частинки граба вологістю 20%			Частинки граба вологістю 30%		
		$\mu_{\text{граб},i}$ при $\alpha_{\text{гр}}$	$\Delta\mu_{\text{граб},i}$	$(\Delta\mu_{\text{граб},i})^2$	$\mu_{\text{граб},i}$ при $\alpha_{\text{гр}}$	$\Delta\mu_{\text{граб},i}$	$(\Delta\mu_{\text{граб},i})^2$	$\mu_{\text{граб},i}$ при $\alpha_{\text{гр}}$	$\Delta\mu_{\text{граб},i}$	$(\Delta\mu_{\text{граб},i})^2$
$\alpha = 0,95; n = 5; t_{\alpha}(n) = 2,776$										
1	$d_{e\text{-ef}}=5 \text{ мм}$	0,4224 22,9°	0,0024	$6 \cdot 10^{-6}$	0,4748 25,4°	0,0127	$161 \cdot 10^{-6}$	0,4986 26,5°	-0,0052	$27 \cdot 10^{-6}$
2		0,4286 23,2°	0,0086	$74 \cdot 10^{-6}$	0,4663 25°	0,0042	$18 \cdot 10^{-6}$	0,5008 26,6°	-0,003	$9 \cdot 10^{-6}$
3		0,4101 22,3°	-0,01	$98 \cdot 10^{-6}$	0,4515 24,3°	-0,011	$112 \cdot 10^{-6}$	0,4986 26,5°	-0,0052	$27 \cdot 10^{-6}$
4		0,4163 22,6°	-0,004	$14 \cdot 10^{-6}$	0,4621 24,8°	0	0	0,5095 27°	0,0057	$32 \cdot 10^{-6}$
5		0,4224 22,9°	0,0024	$6 \cdot 10^{-6}$	0,4557 24,5°	-0,006	$41 \cdot 10^{-6}$	0,5117 27,1°	0,0079	$62 \cdot 10^{-6}$
$\bar{\mu}_{\text{граб}}$		0,42			0,4621			0,5038		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\mu_{\text{граб},i})^2$				$197 \cdot 10^{-6}$			$332 \cdot 10^{-6}$			$158 \cdot 10^{-6}$
$\Delta_{\mu_{\text{граб}}}$		0,0087			0,0113			0,0078		
$S\bar{\mu}_{\text{граб}}$		0,00314			0,00407			0,00281		
$\varepsilon_{\mu_{\text{граб}}}, \%$		2,1			2,4			1,5		
$\mu_{\text{граб}}$		0,42±0,009			0,462±0,011			0,504±0,008		
1	$d_{e\text{-ef}}=10 \text{ мм}$	0,4369 23,6°	-0,013	$180 \cdot 10^{-6}$	0,5073 26,9°	0,0117	$137 \cdot 10^{-6}$	0,5452 28,6°	0,0049	$24 \cdot 10^{-6}$
2		0,4621 24,8°	0,0118	$139 \cdot 10^{-6}$	0,4899 26,1°	-0,006	$32 \cdot 10^{-6}$	0,5362 28,2°	-0,0041	$17 \cdot 10^{-6}$
3		0,4515 24,3°	0,0012	$1 \cdot 10^{-6}$	0,4899 26,1°	-0,006	$32 \cdot 10^{-6}$	0,5362 28,2°	-0,0041	$17 \cdot 10^{-6}$
4		0,4515 24,3°	0,0012	$1 \cdot 10^{-6}$	0,4986 26,5°	0,003	$9 \cdot 10^{-6}$	0,5498 28,8°	0,0095	$90 \cdot 10^{-6}$
5		0,4494 24,2°	-0,001	$1 \cdot 10^{-6}$	0,4921 26,2°	-0,0035	$12 \cdot 10^{-6}$	0,534 28,1°	-0,0063	$40 \cdot 10^{-6}$
$\bar{\mu}_{\text{граб}}$		0,4503			0,4956			0,5403		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\mu_{\text{граб},i})^2$				$322 \cdot 10^{-6}$			$223 \cdot 10^{-6}$			$188 \cdot 10^{-6}$
$\Delta_{\mu_{\text{граб}}}$		0,0111			0,0093			0,0085		
$S\bar{\mu}_{\text{граб}}$		0,00401			0,00334			0,00307		
$\varepsilon_{\mu_{\text{граб}}}, \%$		2,5			1,9			1,6		
$\mu_{\text{граб}}$		0,45±0,011			0,496±0,009			0,54±0,009		
1	$d_{e\text{-ef}}=15 \text{ мм}$	0,4748 25,4°	-0,005	$27 \cdot 10^{-6}$	0,5317 28°	0,004	$16 \cdot 10^{-6}$	0,5867 30,4°	0,0111	$123 \cdot 10^{-6}$
2		0,4727 25,3°	-0,007	$53 \cdot 10^{-6}$	0,525 27,7°	-0,003	$7 \cdot 10^{-6}$	0,5612 29,3°	-0,0144	$207 \cdot 10^{-6}$
3		0,4856 25,9°	0,0056	$31 \cdot 10^{-6}$	0,5206 27,5°	-0,007	$50 \cdot 10^{-6}$	0,601 31°	0,0253	$640 \cdot 10^{-6}$
4		0,4748 25,4°	-0,005	$27 \cdot 10^{-6}$	0,5272 27,8°	-0,001	0	0,5681 29,6°	-0,0075	$56 \cdot 10^{-6}$
5		0,4921 26,2°	0,0121	$146 \cdot 10^{-6}$	0,534 28,1°	0,0063	$40 \cdot 10^{-6}$	0,5612 29,3°	-0,0144	$207 \cdot 10^{-6}$
$\bar{\mu}_{\text{граб}}$		0,48			0,5277			0,5756		
$\sum_{i=1}^5 (\Delta\mu_{\text{граб},i})^2$				$285 \cdot 10^{-6}$			$114 \cdot 10^{-6}$			$123 \cdot 10^{-5}$
$\Delta_{\mu_{\text{граб}}}$		0,0105			0,0066			0,0218		
$S\bar{\mu}_{\text{граб}}$		0,00377			0,00239			0,00785		
$\varepsilon_{\mu_{\text{граб}}}, \%$		2,2			1,3			3,8		
$\mu_{\text{граб}}$		0,48±0,011			0,528±0,007			0,576±0,022		

Результати визначення похибки вимірювання порозності шару матеріалу з граба з ефективним діаметром частинок 5 мм, 10 мм, 15 мм

Таблиця 16

**Результати визначення похибки вимірювання коефіцієнту тертя
деревного вугілля з середнім значенням ефективного діаметру частинок
5 мм по сталі (приладовий метод)**

Кількість вимірювань		Кут ковзання $\alpha_{д.в.}$	Коефіцієнт тертя $\mu_{д.в.і.} = tg \alpha_{д.в.}$	Середній кут ковзання $\bar{\alpha}_{д.в.}$	Середнє значення коефіцієнта тертя $\bar{\mu}_{д.в.} = tg \bar{\alpha}_{д.в.}$	Абсолютна похибка Δ_{μ}	Відносна похибка $\varepsilon_{\mu_{д.в.}}$	$\mu_{д.в.}$
1	W ^p =10%	29,5	0,566	28,7°	0,548	0,0058	1,06	0,548± 0,006
2		28°	0,532					
3		28,5°	0,543					
4		29°	0,554					
5		28,5°	0,543					
1	W ^p =20%	31	0,601	30,3	0,584	0,006	1,02	0,584± 0,006
2		30	0,577					
3		30,5	0,589					
4		29,5	0,566					
5		30,5	0,589					
1	W ^p =30%	32,5	0,637	32,5	0,637	0,0055	0,86	0,637± 0,006
2		31,5	0,613					
3		32	0,625					
4		31	0,601					
5		32	0,625					

Абсолютна похибка вимірювання визначалася з урахуванням похибки вимірювання кута транспортером $\Delta\alpha=\pm 0,5^\circ$. Відносна похибка вимірювання визначається роздільною здатністю транспортира і є прийнятною для інженерних розрахунків.

Таблиця 17

**Результати визначення похибки вимірювання коефіцієнту тертя золи
деревного вугілля з середнім ефективним діаметром частинок 10 мм по
сталі (приладовий метод)**

Кількість вимірювань	Кут ковзання $\alpha_{золи}$	Коефіцієнт тертя $\mu_{з.д.в.і.} = tg \alpha_{золи}$	Середній кут ковзання $\bar{\alpha}_{золи}$	Середнє значення коефіцієнта тертя $\bar{\mu}_{з.д.в.} = tg \bar{\alpha}_{золи}$	Абсолютна похибка Δ_{μ}	Відносна похибка $\varepsilon_{\mu_{з.д.в.}}$	$\mu_{з.д.в.}$
1	21,5°	0,3939	20,8°	0,38	0,01	2,6	0,381±0,01
2	21°	0,3839					
3	20°	0,364					
4	20,5°	0,3739					
5	11°	0,3839					

Додаток ГЗ

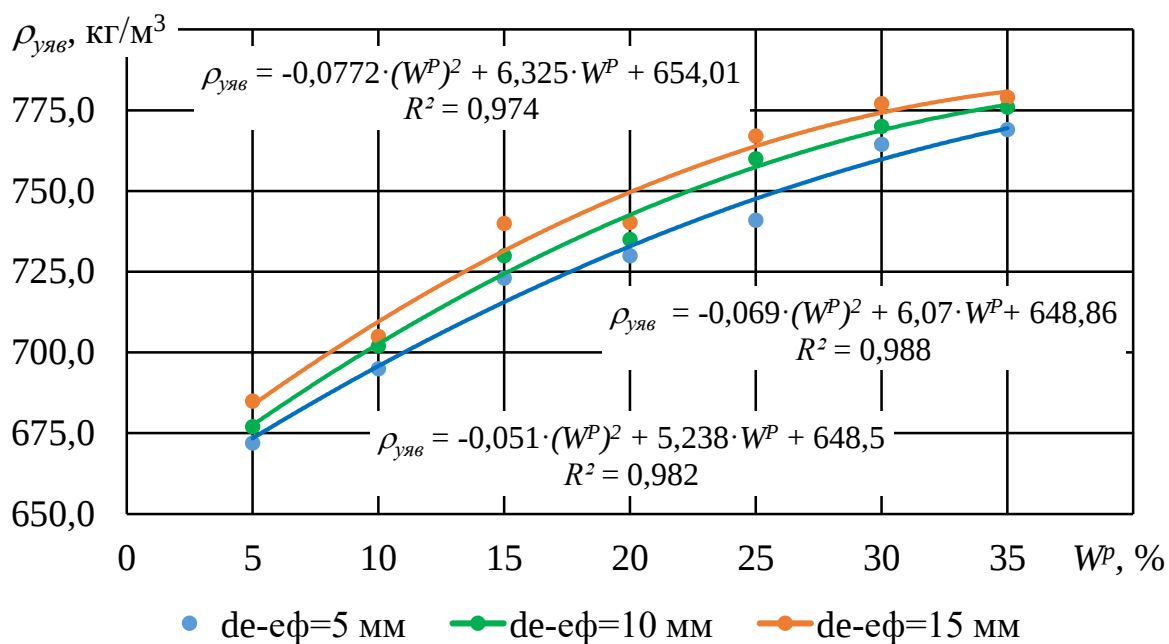
РЕЗУЛЬТАТИ ДОСЛІДЖЕННЯ ФІЗИКО-МЕХАНІЧНИХ
ВЛАСТИВОСТЕЙ ПОДРІБНЕНОГО ГРАБА

Рис. 1. Залежність уявної щільності $\rho_{уяв}$ подрібненого граба з діаметрами частинок 5, 10 і 15 мм від їх вологості W^p

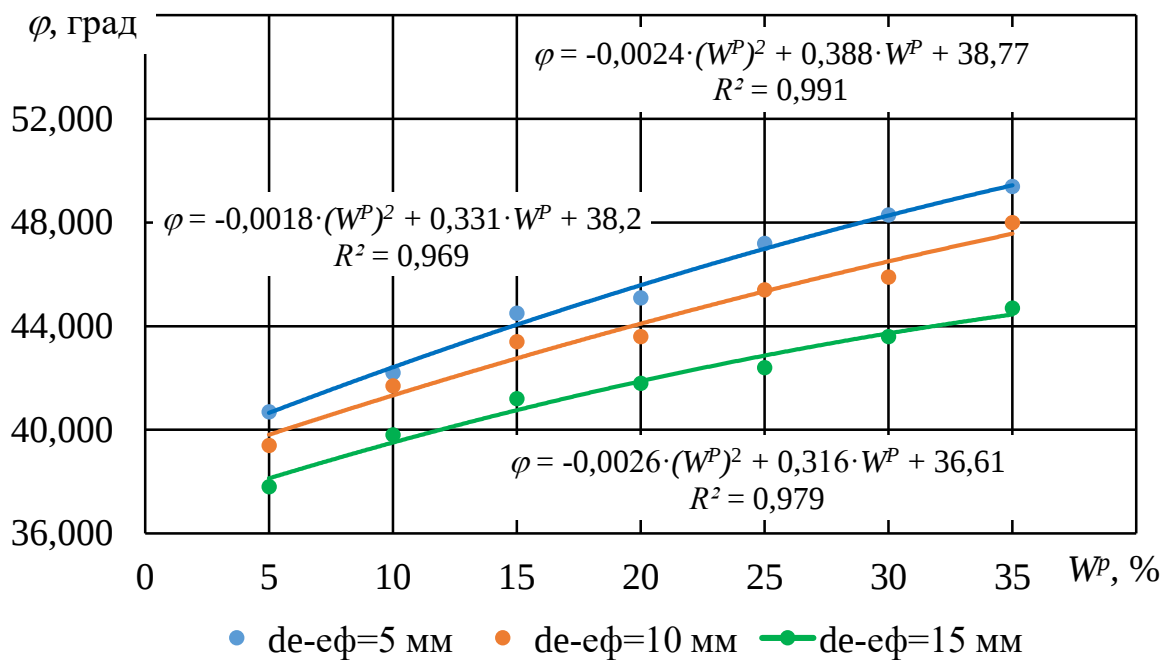


Рис. 2. Залежність кута природного ухилу φ подрібненого граба з діаметрами частинок 5, 10 і 15 мм від їх вологості W^p

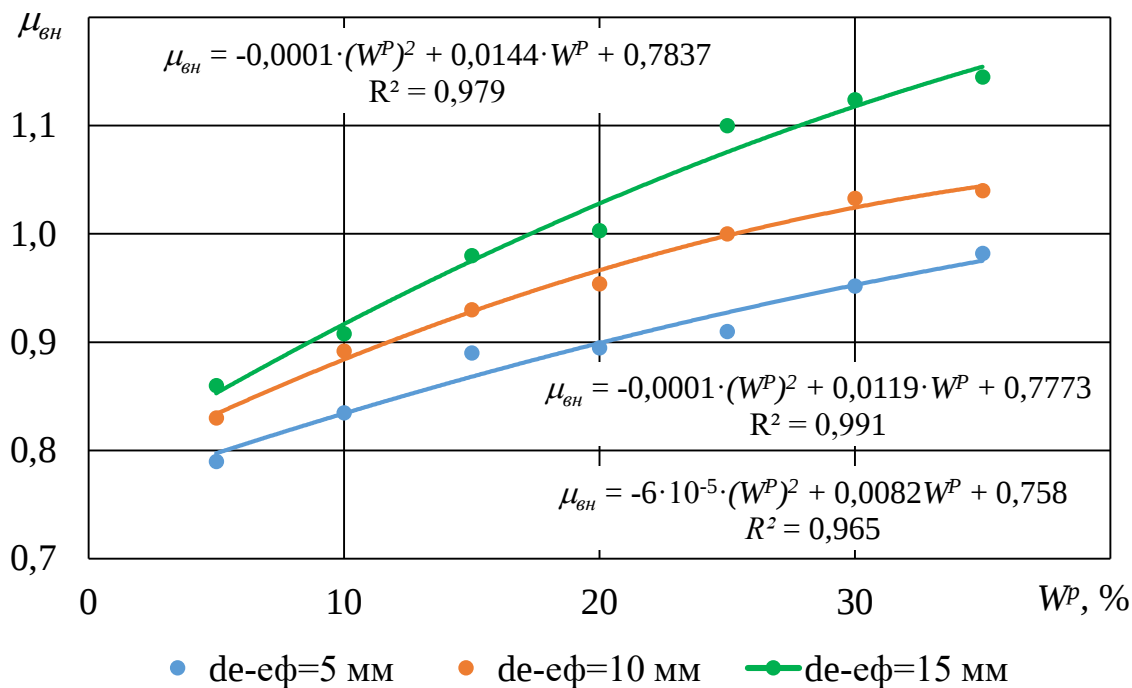


Рис. 3. Залежність коефіцієнта $\mu_{\text{вн}}$ внутрішнього тертя подрібненого граба з діаметрами частинок 5 мм, 10 мм, 15 мм від їх вологості W^p

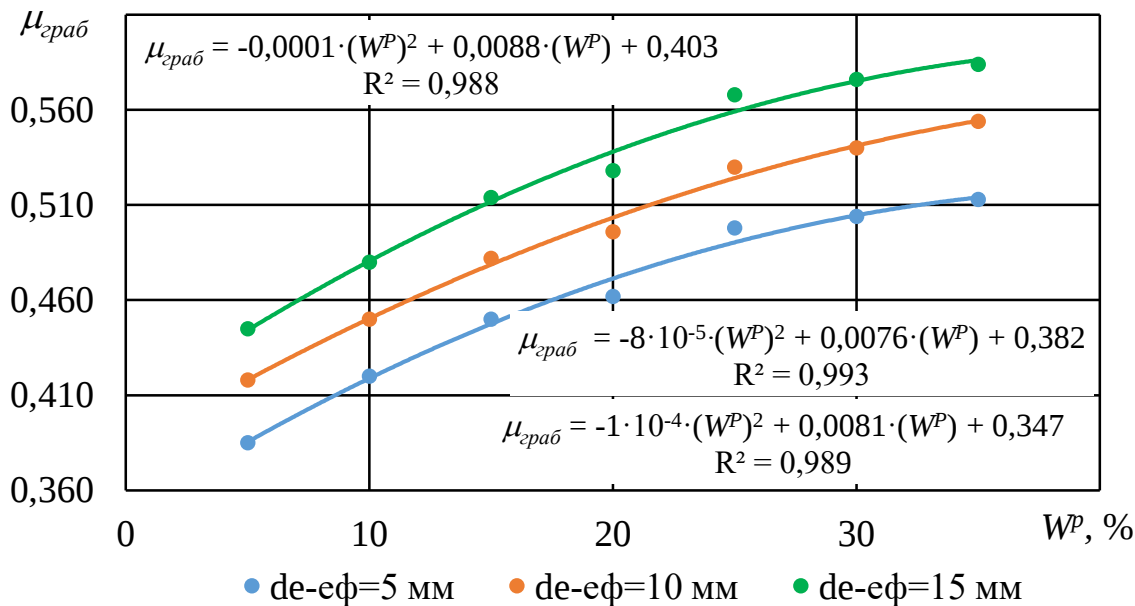


Рис. 4. Залежність коефіцієнту тертя $\mu_{\text{зрaб}}$ подрібненого граба з діаметрами частинок 5, 10 і 15 мм по сталі від їх вологості W^p

Додаток Н

РЕЖИМИ ТЕРМОХІМІЧНОГО ПЕРЕТВОРЕННЯ ЧАСТИНКИ

Значення теплового числа Біо B_i та чисел піролізу P_y і P_y' визначають чотири режими термохімічного перетворення частинки:

1) B_i , P_y , P_y' приймають довільні значення (жоден з процесів, таких як зовнішній теплообмін, внутрішня теплопровідність і кінетика піролізу, не є явно обмежуючим);

2) $B_i < 1$ і $P_y > 1$ – ізотермічна, кінетично-лімітована область, в якій уся частинка має однакову температуру;

3) $B_i < 1$, $P_y \approx 0$, і $P_y' > 10$ – швидкість теплообміну суттєво перевищує реакційну швидкість;

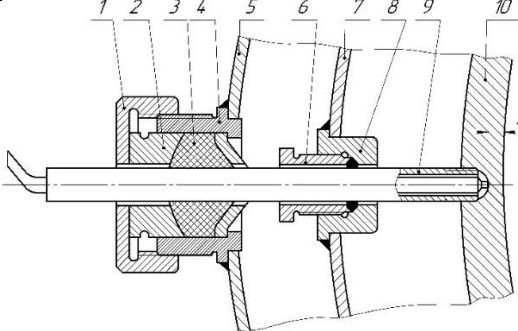
4) $B_i > 50$, $P_y < 10^{-3}$, і $P_y' \ll 1$ – обмежуючим фактором є внутрішня теплопровідність (реакційний фронт поширюється від поверхні до центру частинки).

Число P_y характеризує відношення між швидкістю реакції та внутрішнім теплообміном. Число P_y' – між швидкістю реакції та зовнішнім теплообміном.

Додаток І

ОСНОВНІ ЗАСОБИ ВИМІРЮВАННЯ ПРИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕННЯХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ
ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ ПІРОЛІЗНО-ГАЗИФІКАЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ

№	Параметр, який вимірювався	Нормативний документ	Прилад, обладнання	Технічна характеристика
1.	Об'ємна витрата виробленого синтез-газу $V_{с.газ}, \text{ м}^3$	ДСТУ EN 12480:2018, IDT	 Роторний газовий лічильник G6PJ	Номінальна об'ємна витрата $Q_{ном} - 6 \text{ м}^3/\text{год}$; максимальна об'ємна витрата $Q_{макс} - 10 \text{ м}^3/\text{год}$; мінімальна об'ємна витрата $Q_{мін} - 0,08 \text{ м}^3/\text{год}$ (за співвідношення $Q_{мін}/Q_{макс}=1/50$); поріг чутливості – $0,016 \text{ м}^3/\text{год}$; максимальна втрата тиску за $Q_{макс} - 300 \text{ Па}$. Ємність відлікового пристрою – $99999,99 \text{ м}^3$; розділова здатність – $0,001 \text{ м}^3$.
2.	Аеродинамічний опір шару $\Delta p_{a.0}$ і надлишковий тиск синтез-газу $p_{над}, \text{ Па}$	ТУ 25-01-816-79	 Мікроманометр з похилою трубкою ММН-2400(5)-1,0	Довжина шкали, мм: 300; Клас точності: 1; Ціна поділу: 1 мм; Робоча рідина: спирт етиловий технічний, щільністю $0,8095 + 0,0005 \text{ г/см}^3$ при температурі $(20 \pm 0,5)^\circ\text{C}$; Температура робочої рідини при вимірах: $10...35^\circ\text{C}$.
2.	Температура в робочих зонах установки T1, T2, T3, T4, $^\circ\text{C}$	ДСТУ EN 60584-1:2016	 Цифровий термометр TM902C	Цифровий термометр TM902C. Робочий діапазон: $-50...+1300^\circ\text{C}$; Тип датчика: термопара К-типу (ТХА); Час відгуку: менше 0,5 секунди; Дискретність: $0,1^\circ\text{C}$ в діапазоні до 200°C та 1°C для вищих температур. Термопара хромель-алюмелева ТХА-2388. Тип К; діапазон: $-40...+1100^\circ\text{C}$; клас допуску $2 (\pm 2,5^\circ\text{C})$; НСХ за ДСТУ EN 60584-1:2016.

			 Термопара хромель-алюмелева ТХА-2388	 Схема кріплення термопар в стінках елементів обладнання установки: 1 – гайка; 2 – втулка; 3 – азбестовий сальник; 4, 6 – штуцер; 5 – корпус піролізно-газифікаційної установки; 7 – стінка; 8 – сталевая втулка; 9 – термопара; 10 – камера піролізу.
3.	Визначення температури зовнішньої поверхні установки	ДСТУ EN 60825-1:2019	 Пірометр GM900	Діапазон вимірювання температури: від -50°C до 950°C; Точність вимірювання: $\pm 1,5^\circ\text{C}$; Ціна поділу шкали: $0,1^\circ\text{C}$; Оптична роздільна здатність: 12:1; Регульований коефіцієнт випромінювальної здатності від 0,1 до 1,00.
4.	Вимірювання температури атмосферного повітря	ДСТУ ISO 386:2018 (ISO 386:1977)	Термометр ТБ-45	-10 0С÷100 0С ц.п.1 0С
5.	Тривалість досліду	-	Секундомір механічний СОСпр-26-2-000±4	Двострілковий; ціна поділки 0,2 с; клас точності 2 (похибка ± 4 с)
6.	Барометричний тиск приведення до н. у.	ДСТУ OIML R 101:2013	Барометр-анероїд	Діапазон вимірювання, гПа/мм рт. ст. 960...1060/720...795; Межі вимірювання, гПа/мм рт. ст.: 1060/795; Ціна поділки шкал, гПа/мм рт. ст: 2/1; Діаметр шкали – 10 см.
7.	Лінійні розміри	ДСТУ ГОСТ 427:2009	Лінійка-100	Ціна поділки – 1 мм; похибка $\pm 0,2$ мм.
8.	Лінійні розміри	ДСТУ 4179-2003	Рулетка вимірювальна ЗПК 3-10 АУТ/1	Діапазон вимірювання: 0...10 м; Клас точності: 3; Ціна поділу шкали: 1,0 мм.

9.	Відбирання, зберігання, транспортування проби синтез-газу	ТУ 14307481.004-93	 Піпетки неградуйовані з двома одноходовими кранами	Місткість 500 мл.
10.	Вимірювання концентрації CO	ДСТУ 9139:2021	Газоаналізатор Інфракар-М2Т.01	Клас приладу – I Діапазон вимірювання об'ємного вмісту CO – 0...5%; Межі допустимої абсолютної похибки – $\pm 0,06\%$ (0...1,25%); Межі допустимої відносної похибки – $\pm 4\%$ (1,25...5%); Діапазон вимірювання об'ємного вмісту CO₂ – 0...16%; Межі допустимої абсолютної похибки – $\pm 0,5\%$ (0...12,5%); Межі допустимої відносної похибки – $\pm 4\%$ (12...16%).
11.	Нагнітання повітря у змішувач для визначення концентрації CO	ДСТУ EN ISO 5802:2022	 Повітродувка електрична мод. GNBH 0D5 34 1R2	Продуктивність – 80 м³/год; Напруга живлення – 380...400 В; Потужність – 0,4 кВт.
12.	Вимірювання швидкості руху повітряного потоку	ДСТУ ISO 3966:2019	 Цифровий термоанемометр мод. TENMARS TM-402	Діапазон вимірювання швидкості: 0,4 – 25 м/с; Точність вимірювання швидкості: $\pm 2\%$; Роздільна здатність вимірювання швидкості: 0,1 м/с; Діапазон вимірювання температури: -20...60°C; Точність вимірювання температури: $\pm 1\%$; Роздільна здатність вимірювання температури: 0,1°C.

13.	Підключення повітродувки електричної	ДСТУ EN 61800-5-1:2015	 Частотний перетворювач мод. CFM210 – 1.1 кВт	Потужність: 1.1кВт; Живлення: 220В; Вихідний струм: номінальний: 5.7 А; максимальний: 8.5 А; Вхідний струм: номінальний: 9.3 А. Автоматичний вимикач на струм – 16А (кат. В); Вихідна напруга: 3ф×0 – U_{вх}; Вихідна частота: 0; 1–800 Гц; Похибка формування частоти: 0.05 Гц; Підключення двигуна: Стандартний трифазний асинхронний двигун 220/380В зі з'єднанням обмоток трикутником «Δ»
14.	Подача синтез-газу в змішувач	ТУ У 28.2-39528504-002:2015	Відцентровий вентилятор середнього тиску ВЦ 14-46 №2	Тип: відцентровий радіальний, середнього тиску, одностороннього всмоктування; Типорозмір: №2; Потужність двигуна: 0,18 кВт; Частота обертання: 1500 об/хв; Гранична температура середовища: +80°C; Допустима концентрація твердих домішок: 100 мг/м³.
15.	Вимірювання концентрації CH ₄ у синтез-газі	ДСТУ EN ISO 14912:2022	 Мультигазовий аналізатор МГА-1.1	Діапазон вимірювання: CH₄ – від 0 до 100%; CO₂ – від 0 до 5%; O₂ – від 0 до 25%; Час безперервної роботи, не менше 10 год. Час спрацьовування аварійної сигналізації: - по каналу вимірювання горючих і вибухових газів не більше – 8 с; - по каналу вимірювання кисню і вуглекислого газу – не більше 60 с.
16.	Закачування синтез-газу в фільтр і колбу-охолоджувач для визначення вмісту домішок і смол		Вакуумний насос N 86 КТ.18 серії LABOPORT	Продуктивність – 5,5 л/хв; Вакуум – 160 мбар; Тиск – 2,5 бар; Потужність – 65 Вт.

17.	Вимірювання концентрації CO ₂ у синтез-газі	ДСТУ EN ISO 14912:2022	 Портативний аналізатор CO₂ AZ-7755	Діапазон вимірювання CO₂: 0...9999 проміле (2001...9999 проміле поза діапазоном шкали); Роздільна здатність при вимірах CO₂: 1 проміле; Точність при вимірах CO₂: ±50 проміле ±5 % від показань (0...2000 проміле). Час розігріву при вимірюванні CO₂: 30 секунд. Діапазон вимірювання температури повітря: - 10...+60°C, 14...140°F; Роздільна здатність при вимірюванні температури повітря: 0,1°C, 0,1°F; Точність при вимірюванні температури повітря: ±0,6°C, ±0,9°F. Діапазон вимірювання вологості: відносна вологість від 0,1 до 99,9%; Роздільна здатність при вимірюванні вологості: 0,1 % відносної вологості; Точність при вимірюванні вологості: відносна вологість ±3 % (при 25 °C, відносна вологість 10...90 %); інші ±5 % відносної вологості
18	Утримування колби		Фільтротримач скляний 47 мм 250 мл Millipore з обігрівом (нагрівальна стрічка)	Висота – 19,4 см; Діаметр: колба – 7,6 см; Площа фільтрації – 9,0 см²; Об'єм воронки – 250 мл; Діаметр фільтра – 47 мм; Температура – до 200°C.
19.	Уловлювання механічних домішок синтез-газу	ISO 9096:2017	Фільтр Whatman Glass Microfiber Filters, Grade GF/D, Ø4,7 см	Матеріал – баросилікатне скловолокно; Номінальний діаметр частинок, які уловлюються – 2,7 мкм; Товщина – 675 мкм; Поверхнева щільність – 121 г/м²; Швидкість фільтрації – 41 с/мл; Діаметр – 47 мм.
20	Вимірювання вмісту смолистих сполук в газі	CEN/TS 15439:2006	Колба плоскодонна з конічним шліфом DURAN	Об'єм – 250 мл. Зовнішній діаметр колби – 85 мм.
21.	Вимірювання тиску синтез-газу в трубі	ДСТУ EN 12279:2021	Цифровий диференціальний манометр TESTO 510	Діапазон вимірювання – 0...10000Па; Похибка – ± 0,03 гПа (0–0,30 гПа); ±0,05 гПа (0,31–1,00 гПа); ± (0,1 гПа + 1,5% від показання); Роздільність 0,01 гПа; Комплект – 2 силіконові шланги, ковпачок, чохол, 2×AAA, протокол калібрування.

Додаток J

МЕТОДИКА ВИЗНАЧЕННЯ АЕРОДИНАМІЧНОГО ОПОРУ ШАРУ
ДЕРЕВНОГО ВУГІЛЛЯ ТА ДИНАМІЧНОГО ТИСКУ СИНТЕЗ-ГАЗУ

Розрахунок аеродинамічного опору шару деревного вугілля виконано за рівнянням, складеним для піролізно-газифікаційного процесу з урахуванням рекомендацій [19, 181, 182]:

$$p_{a.д.} = \frac{760 \cdot (T + 273) \cdot (z - z_0) \cdot \delta \cdot \delta_{\text{поп}} \cdot \delta_{\text{тр}}}{293 \cdot p_{\text{бар}}}, \quad (1)$$

де: $\Delta p_{a.д.}$ – аеродинамічний опір шару деревного вугілля, Н/м²; $760 \cdot (T + 273) / (293 \cdot p_{\text{бар}})$ – коефіцієнт приведення результатів вимірювання до нормальних умов (н. у.); z, z_0 – поточне та нульове показання мікроманометра, мм; δ і $\delta_{\text{тр}}$ – поправочний коефіцієнт калібрування мікроманометра та пневматичної трубки, відповідно; $\delta_{\text{нон}}$ – поправочний коефіцієнт мікроманометра, визначений за калібруванням; $p_{\text{бар}}$ – барометричний тиск, мм. рт. ст.; T – температура повітря, °С.

Розрахунок фіктивної швидкості фільтрації газу виконували за рівнянням:

$$\varpi = V_{c.газ.} \cdot (273 + t) / (273 \cdot 3600 \cdot F), \quad (2)$$

де: ϖ – фіктивна швидкість фільтрації газу, м/с; $V_{c.газ.}$ – продуктивність установки за синтез-газом за н. у., м³/год; t – температура синтез-газу в зоні вимірювання, °С; F – площа живого перерізу зони, м²; 3600 – множник, що переводить години в секунди; $(273 + t) / 273$ – множник, що переводить об'єм газу до робочої температури. За значенням $d_{e-ef.д.в.}$ розраховували сферичність частинок деревного вугілля $\varphi_{д.в.}$.

Кількість паралельних вимірювань становила $n=5$. Середнє значення аеродинамічного опору шару визначали за рівнянням, наведеним у [181]:

$$\bar{p}_{a.д.} = \frac{1}{n} \sum \Delta p_{a.д.i.}, \quad (3)$$

де: $\bar{p}_{a.д.}$ – середнє значення аеродинамічного опору шару деревного вугілля, Н/м²; $\Delta p_{a.д.i.}$ – значення аеродинамічного опору при i -му вимірюванні, Н/м²; n – кількість паралельних вимірювань.

Абсолютну та відносну похибки визначення аеродинамічного опору рахували за формулами [181, 182]:

$$\Delta = \sqrt{\frac{\sum (\Delta p_{a.д.i.} - \bar{p}_{a.д.})^2}{n(n-1)}}, \quad \delta = \frac{\Delta}{\bar{p}_{a.д.}} \cdot 100 \quad (4)$$

де: Δ – абсолютна похибка, Н/м²; δ – відносна похибка, %.

Виміряні значення порівнювали з розрахунковими окремо для кожної досліджуваної зони, оскільки структури шарів у зонах II та III істотно відрізнялися. Питомий аеродинамічний опір шару в зоні визначали за [180]:

$$\Delta p_{a.д.} / h = a \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{д.в.})^2}{\varepsilon_{д.в.}^3} \cdot \frac{\mu \cdot \varpi}{(\varphi_{д.в.} \cdot d_{e-ef.д.в.})^2} + b \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{д.в.})}{\varepsilon_{д.в.}^3} \cdot \frac{\rho_{c.газ.} \cdot \varpi^2}{(\varphi_{д.в.} \cdot d_{e-ef.д.в.})}, \quad (5)$$

де: $\Delta p_{a.d.}/h$ – питомий аеродинамічний опір шару, Н/м²; $\varepsilon_{d.v.}$ – порозність шару деревного вугілля; $\varphi_{d.v.}$ – сферичність частинок деревного вугілля; $d_{e-ef.d.v.}$ – ефективний діаметр частинок деревного вугілля, мм; $\mu_{c.газ}$ – динамічна в'язкість синтез-газу, Па·с; $\rho_{c.газ}$ – густина синтез-газу, кг/м³; a і b – емпіричні константи рівняння (за [183] для шорстких частинок вугілля з $\varepsilon_{d.v.}=0,44$: $a=176$, $b=1,8$).

Перший доданок рівняння (5) характеризує в'язкісну складову втрат тиску, другий – інерційну складову втрат тиску, зумовлену рухом синтез-газу через міжчастинкові канали шару деревного вугілля.

Динамічна в'язкість газу $\mu_{c.газ}$ визначалася за правилом адитивності з урахуванням мольних часток її компонентів. Застосовність рівняння (5) перевірялася за критерієм Рейнольдса для шару:

$$Re = \frac{\rho_{c.газ} \cdot \varphi_{d.v.} \cdot d_{e-ef.d.v.} \cdot w}{\mu \cdot (1 - \varepsilon_{d.v.})}, \quad (6)$$

де: Re – критерій Рейнольдса.

Аеродинамічний опір шару визначався як сума опорів II-ї і III-ї зон:

$$\Delta p_{a.d.} = (\Delta p_{a.d.II} / h_{II}) h_{II} + (\Delta p_{a.d.III} / h_{III}) h_{III}, \quad (7)$$

де: $h_{II}=0,785$ м, а $h_{III}=0,21$ м – висота шару деревного вугілля у II і III зоні відповідно (див. рис. 3.2).

Динамічний тиск синтез-газу $p_{d.c.газ}$ у газовідбірному патрубку установки (див. поз. 8, рис. 3.2) вимірювали мікроманометром з похилою трубкою ММН-2400(5)-1,0 за ТУ 25-01-816-79. Дійсне значення тиску обчислювали за рівнянням (1), адаптованим до розрахунку $p_{d.c.газ}$ за даними, зафіксованими на шкалі мікроманометра у міліметрах.

Під час досліджень середнє значення динамічного тиску синтез-газу $p_{d.c.газ}$ визначали за результатами вимірювань у різних точках поперечного перерізу патрубка. Глибину введення пневмометричної трубки в патрубок визначали за рівнянням [19]:

$$l_i = \frac{d_m}{2} \left(1 - \sqrt{1 - \frac{2y-1}{n}} \right), \quad (8)$$

де: l_i – відстань від точки вимірювання до стінки труби, мм; n – кількість точок, шт.; y – номер точки; d_m – радіус трубопроводу, мм;

Середнє значення динамічного тиску синтез-газу $p_{d.c.газ}$ обчислювалося за формулою:

$$p_{дин.серед} = \frac{(\sqrt{p_{d.c.газ1}} + \sqrt{p_{d.c.газ2}} + \dots + \sqrt{p_{d.c.газ3}})^2}{n}, \quad (9)$$

де: $p_{d.c.газ}$ – середньоквадратичне значення динамічного тиску, Н/м².

Повний тиск газового потоку дорівнює сумі статичного та динамічного тисків.

Додаток К

МЕТОДИКА ТА РЕЗУЛЬТАТИ РОЗРАХУНКУ ПОХИБКИ ВИМІРЮВАННЯ КОМПОНЕНТНОГО СКЛАДУ ТА ОБ'ЄМНОГО ВИХОДУ СИНТЕЗ-ГАЗУ

Розрахунок похибки вимірювання об'ємного виходу синтез-газу, виробленого піролізно-газифікаційною установкою, виконано за [181, 182].

Інструментальна похибка обирається за паспортом і залежить від витрати:

$$\delta_L = \begin{cases} \pm 1,5\% & \text{при } 0,1 \cdot L_{\max} \leq L \leq L_{\max} \\ \pm 3\% & \text{при } 0,1 \cdot L_{\min} \leq L \leq L_{\min} \end{cases}, \quad (1)$$

де: δ_L – межа допустимої відносної похибки лічильника, %; L – фактична об'ємна витрата газу через лічильник, м³/год; $L_{\min}$, $L_{\max}$ – мінімальна та максимальна об'ємні витрати газу через лічильник, м³/год.

Відносна випадкова похибка розраховувалася за рівняннями:

– середнє значення об'єму виробленого синтез-газу, м³:

$$\bar{V}_{c.газ} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n V_{c.газ_i}, \quad (2)$$

де: $\bar{V}_{c.газ}$ – середнє арифметичне об'єму синтез-газу за серією дослідів, м³; $V_{c.газ_i}$ – виміряний в i -му досліді об'єму газу, м³; n – кількість вимірювань, шт.

– середньоквадратичне відхилення одиничного дослідів і середнього арифметичного:

$$S = \sqrt{\sum_{i=1}^n (V_{c.газ_i} - \bar{V}_{c.газ})^2 / (n-1)}, \quad S_{\bar{V}_{c.газ}} = S / \sqrt{n} \quad (3)$$

де: S – середньоквадратичне відхилення одиничного дослідів, м³; $S_{\bar{V}_{c.газ}}$ – середньоквадратичне відхилення середнього арифметичного, м³.

Випадкова складова абсолютної похибки за довірчої ймовірності $P=0,95$:

$$\Delta_{вин} = t_{P, n-1} \cdot S_{\bar{V}_{c.газ}}, \quad (4)$$

де: $t_{P, n-1}$ – коефіцієнт розподілу Стюдента для ймовірності P і числа ступенів вільності $(n-1)$; $\Delta_{вин}$ – абсолютна випадкова складова похибки, м³.

– відносна випадкова складова похибки:

$$\delta_{вин} = \Delta_{вин} \cdot 100\% / \bar{V}_{c.газ}, \quad (5)$$

де: $\delta_{вин}$ – відносна випадкова складова похибки, %.

Сумарна похибка вимірювання об'єму синтез-газу:

$$\delta_{V_{c.газ}} = \sqrt{\delta_L^2 + \delta_{вин}^2}, \quad \Delta_{V_{c.газ}} = \delta_{V_{c.газ}} \cdot \bar{V}_{c.газ} / 100, \quad (6)$$

де: $\delta_{V_{c.газ}}$ – сумарна відносна похибка вимірювання об'єму синтез-газу, %; $\Delta_{V_{c.газ}}$ – сумарна абсолютна похибка вимірювання об'єму синтез-газу, м³.

Приведення результатів вимірювання до нормальних умов:

$$V_{0_{c.газ}} = V_{c.газ} \cdot (p / p_0) (T / T_0) / K, \quad (7)$$

де: $V_{0_{c.газ}}$ – об'єму газу, приведений до н. у., нм³; $V_{c.газ}$ – виміряний об'єм синтез-газу, м³; p – абсолютний тиск газу в лічильнику, кПа; p_0 – тиска газу за н.

у., рівний 101,325 кПа; T – температура газу в лічильнику, К; T_0 – температура газу в лічильнику за н. у., рівна 293 К; K – коефіцієнт, що характеризує ступінь стиснення газу (оскільки в установці тиск рівний атмосферному, то $K=1$).

Похибка розрахунку об'єму синтез-газу, приведеного до н. у.:

$$\delta_{V_0} = \sqrt{\delta_{V_{0.c.газ}}^2 + \delta_p^2 + \delta_T^2}, \quad (8)$$

δ_T , δ_p – відносні похибки вимірювання температури і тиску газу, %; δ_{V_0} – відносна похибка приведеного об'єму, %.

Таблиця 1

Результати визначення похибки вимірювання вмісту метану у синтез-газі

Кількість вимірювань	Вологість палива W^p , %	Вміст CH_4 у синтез-газі, % об.	δ_i (відн.), %	Δ (абс.), %	Запис, %
1	10	17,9	5,0	0,90	$17,9 \pm 0,90$
2	15	17,2		0,86	$17,2 \pm 0,86$
3	20	16,8		0,84	$16,8 \pm 0,84$
4	25	16,1		0,80	$16,1 \pm 0,80$
5	30	15,6		0,78	$15,6 \pm 0,78$

Таблиця 2

Результати визначення похибки вимірювання вмісту водню у синтез-газі

Кількість вимірювань	Вологість палива W^p , %	Вміст H_2 у синтез-газі, % об.	δ_i (відн.), %	Δ (абс.), %	Запис, %
1	10	45,7	5,0	2,29	$45,7 \pm 2,29$
2	15	45,1		2,25	$45,1 \pm 2,25$
3	20	44,1		2,20	$44,1 \pm 2,20$
4	25	43,4		2,17	$43,4 \pm 2,17$
5	30	42,7		2,13	$42,7 \pm 2,13$

Таблиця 3

Результати визначення похибки вимірювання вмісту окису вуглецю у синтез-газі

Кількість вимірювань	Вологість палива W^p , %	Вміст CO у синтез-газі, % об.	δ_i (відн.), %	Δ (абс.), %	Запис, %
1	10	31,6	5,0	1,58	$31,6 \pm 1,58$
2	15	33,3		1,66	$33,3 \pm 1,66$
3	20	34,9		1,75	$34,9 \pm 1,75$
4	25	36,5		1,83	$36,5 \pm 1,83$
5	30	38		1,90	$38 \pm 1,90$

Таблиця 4

Результати визначення похибки вимірювання вмісту двоокису вуглецю у синтез-газі

Кількість вимірювань	Вологість палива W^p , %	Вміст CO_2 у синтез-газі, % об.	δ_i (відн.), %	Δ (абс.), %	Запис, %
1	10	0,29	5,5	0,016	$0,29 \pm 0,016$
2	15	0,28		0,015	$0,28 \pm 0,015$
3	20	0,26		0,014	$0,26 \pm 0,014$
4	25	0,23		0,013	$0,23 \pm 0,013$
5	30	0,22		0,012	$0,22 \pm 0,012$

Таблиця 5

Результати визначення похибки вимірювання питомого об'ємного виробництва синтез-газу

Кількість вимірювань	Вологість палива W^p , %	Об'єм синтез-газу $V_{c.газ}$, %	δ_i (відн.), %	Δ (абс.), %	Запис, м ³ /кг
1	10	1,67	3,0	0,050	$1,67 \pm 0,050$
2	15	1,7		0,051	$1,7 \pm 0,051$
3	20	1,75		0,052	$1,75 \pm 0,052$
4	25	1,79		0,054	$1,79 \pm 0,054$
5	30	1,85		0,056	$1,85 \pm 0,056$

Додаток L

МЕТОДИКА ПІДГОТОВКИ ДЕРЕВНОГО ВУГІЛЛЯ ЯК СОРБЦІЙНО-КАТАЛІТИЧНОГО МАТЕРІАЛУ ЗОНИ ГАЗИФІКАЦІЇ

Для інтенсифікації реакції Будуара, спрямованої на розкладання CO_2 на CO , деревне вугілля, яке засипається в корпус установки, було просочене залізо-кальцієвим розчином. Кальцій виступав у ролі додаткової добавки замість лужних металів, оскільки луги активують реакції утворення H_2 , підвищуючи його вміст у газі, тоді як Fe і Ca сприяють вищому виділенню CO без зростання H_2 [184, 189].

Для розрахунку потрібної кількості прекурсорів для обробки деревного вугілля використано наступні дані: ефективний діаметр частинок вугілля $d_{\text{еф.д.в.}} = 5$ мм; об'єм корпусу, засипаний деревним вугіллям, $V_{\text{кор}} = 0,0785$ м³; насипна щільність вугілля $\rho_{\text{д.в.}} = 247,4 \pm 4,47$ кг/м³ (додаток G2, табл. 11).

Вхідні дані по реактивам, що використовувалися для обробки вугілля: вода дистильована; залізо (III) нітрат нонагідрат $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ (вміст домішок до 0,1%) з молярною масою $M = 404$ г/моль; кальцій нітрат тетрагідрат $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ (вміст домішок до 0,1%) з молярною масою $M = 236$ г/моль; розчин HNO_3 для попередньої обробки поверхні.

Масу вугілля визначали зважуванням, а потім робили контрольний перерахунок за об'ємом корпусу $V_{\text{кор}}$ та його насипною щільністю $\rho_{\text{д.в.}}$ ($m_{\text{д.в.}} = 19,42$ кг). За [184] для обробки вугілля каталізаторами потрібно брати близько 5–7% мас. Fe і 2–3% мас. Ca . Маса прекурсорів визначалася виходячи з необхідного вмісту активних компонентів у готовому каталізаторі [174, 184].

$$m_{\text{прек}} = \varpi_{\text{металу}} \cdot m_{\text{д.в.}} \cdot (M_{\text{прек}} / M_{\text{металу}}), \quad (1)$$

де: $m_{\text{прек}}$ – маса прекурсору, г; $\varpi_{\text{металу}}$ – масова частка металу, %; $M_{\text{прек}}$, $M_{\text{металу}}$ – молярна маса прекурсору і металу відповідно, г/моль.

Для обробки кілограму вугілля потрібно 362 г солі заліза та 118 г солі кальцію. Отже, на обробку усієї маси вугілля $m_{\text{д.в.}} = 9,42$ кг потрібно 7,02 кг $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ і 2,29 кг $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$.

Щоб розрахувати потрібний об'єм просочувального розчину необхідно визначити вологоємність $q_{\text{д.в.}}$ вугілля. Цей параметр визначали експериментальним шляхом на наважці вугілля масою 100 г. Дистильовану воду до наважки додавали по краплинах, постійно перемішуючи, до тих пір, доки уся вода не була поглинута частинками. На дні ємності, при цьому, не повинна була з'явитися вільна рідина. Об'єм доданої води, що забезпечує описані умови, фіксували. Вологоємність деревного вугілля склала 1 мл/г. Отже, об'єм просочувального розчину на все деревне вугілля становив $V_{\text{роз.}} = m_{\text{д.в.}} \cdot q_{\text{д.в.}} = 19,42$ л. При цьому сумарна концентрація солей у розчині була 480 г/л, що не перевищило розчинність нітратів заліза і кальцію, отже, випадання осаду не очікувалося.

Для приготування розчину в окремій ємності поєднували 7,02 кг $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$, 2,29 кг $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ і дистильовану воду (близько 0,8 $V_{\text{роз.}}$). В розчин поступово доливали дистильовану воду, поки $3V_{\text{загальн}}$ не стане 19,42 л.

Перед обробкою деревне вугілля просіювали від пилу, промивали дистильованою водою від водорозчинних домішок та висушували при 105–110°C до сталої маси. За потреби, для видалення кисневмісних поверхневих груп, в дослідженні [185] рекомендують деревне вугілля додатково обробити розчином азотної кислоти HNO_3 концентрацією 0,1 моль/л, в якій при 105°C витримати впродовж 12–16 годин. Після цього оброблене вугілля слід промити до рН 6–7 і висушити при 105°C впродовж 24 годин.

В цьому дослідженні обробка вугілля розчином HNO_3 не проводилася.

Після промивки і сушіння вугілля обробляли розчином у кілька етапів. Весь об'єм вугілля ділили на три порції, які паралельно змочували до однорідного зволоження і сушили при 110°C впродовж 12 год до сталої маси.

Кальцинація вугілля проводилася в середовищі азоту при температурі 400–500°C упродовж 2–4 годин. Наявність інертного середовища є обов'язковим, оскільки за високих температур на повітрі вуглець вугілля починає горіти. В результаті кальцинації нітрати розкладаються до Fe_2O_3 і CaO [185].

Після підготовки деревне вугілля засипали в корпус піролізно-газифікаційної установки. Така підготовка сорбційно-каталітичного матеріалу забезпечує активацію каталітичного циклу $\text{Fe}^0/\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ (при послідовності відновлення оксидів заліза: $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4 \rightarrow \text{FeO} \rightarrow \text{Fe}^0$), що сприяє інтенсифікації реакції Будуара, не пригнічуючи перебігу реакцій утворення CH_4 , характерних для стадії піролізу. Піролізно-газифікаційний процес проводиться у сухому режимі без подачі повітря. Введення в зону газифікації пари не здійснюється.

Додаток М

ПОБУДОВА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ЇЇ ТА СТАТИСТИЧНА ОЦІНКА ЗА РЕЗУЛЬТАТАМИ БАГАТОФАКТОРНОГО ЕКСПЕРИМЕНТУ

Коефіцієнти регресійної моделі знаходили за формулами [181]:

$$\begin{aligned} b_0 &= \frac{1}{3} \sum_{u=1}^3 E_{ел.0u}; \quad b_i = \frac{1}{8} \sum_{j=1}^{15} X_{ij} \cdot E_{ел.j}; \quad b_{il} = \frac{1}{4} \sum_{j=1}^{15} X_{ij} \cdot X_{lj} \cdot E_{ел.j}; \\ b_{ii} &= \frac{1}{4} \sum_{j=1}^{15} X_{ij}^2 \cdot E_{ел.j} - \frac{1}{16} \sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^{15} X_{ij}^2 \cdot E_{ел.j} - \frac{1}{6} \cdot \sum_{u=1}^3 E_{ел.0.u}. \end{aligned} \quad (1)$$

де: b_0, b_i, b_{il}, b_{ii} – рівняння регресії; b_0 – вільний член; b_i – коефіцієнти при лінійних членах; b_{il} – коефіцієнти при парних взаємодіях факторів; b_{ii} – коефіцієнти при квадратичних членах; $E_{ел.0u}$ – кількість виробленої електроенергії у u -му досліді в центрі плану, кВт·год; $E_{ел.j}$ – середнє значення кількості виробленої електроенергії у j -му досліді плану, кВт·год; X_{ij} – кодоване значення i -го фактору у j -му досліді; X_{lj} – кодоване значення l -го фактору у j -му досліді; X_{ij}^2 – квадрат кодованого значення i -го фактору у j -му досліді; u – порядковий номер досліді в центрі плану, $u=1 \dots 3$; j – порядковий номер досліді плану $j=1 \dots 15$; i, l – номери факторів, набувають значень від 1 до 3 ($i \neq l$).

Після визначення коефіцієнтів рівняння регресії оцінювали їх статистичну значущість за [181]. Для цього за результатами експериментів, виконаних у центрі плану (таблиця 1, експерименти 5, 10 і 15) за рівняннями (2) і (3) визначали дисперсію $S^2(E_{ел.сер.})$ вихідного параметра оптимізації.

$$S^2(E_{ел.сер.}) = \sum (E_{ел.сер.} - \bar{E}_{ел.сер.})^2 / (z_0 - 1) = 0,015 / (3 - 1) = 0,0075, \quad (2)$$

де: z_0 – число експериментів в центрі плану, рівне 3.

$$S_e = \sqrt{\frac{\sum (E_{ел.сер.} - \bar{E}_{ел.сер.})^2}{z_0 - 1}} = \sqrt{\frac{0,015}{2}} = 0,0866. \quad (3)$$

За оцінку дисперсії відтворюваності з метою перевірки значущості коефіцієнтів та адекватності моделі прийнято величину $S_{від}^2$, обчислених по усіх $N \cdot (m - 1) = 15 \cdot (3 - 1) = 30$ ступенях свободи ($N=15$ – кількість дослідів, $m=3$ – число паралельних вимірів у досліді, $m - 1 = 2$ – число ступенів свободи в одному окремому досліді). Рівняння (2) і (3) перевіряють збіжність дослідів у центрі плану.

Для оцінювання точності коефіцієнтів регресійної моделі визначали їх дисперсії [181]. Обчислення виконані за рівняннями (4) при кількості факторів $k=3$.

$$S^2(b_0) = \frac{1}{3} \cdot \frac{S_{від}^2}{m}; \quad S^2(b_i) = \frac{1}{8} \cdot \frac{S_{від}^2}{m}; \quad S^2(b_{il}) = \frac{1}{4} \cdot \frac{S_{від}^2}{m}; \quad S^2(b_{ii}) = \frac{13}{48} \cdot \frac{S_{від}^2}{m}. \quad (4)$$

де: $S_{від}^2$ – дисперсія відтворюваності, що показує, на скільки, в середньому, окреме вимірювання кількості виробленої електроенергії відхиляється від середнього значення у своєму досліді ($S_{від}^2 = 0,0288$); $S_{від}^2 / m = 0,0096$ – дисперсія відтворюваності середнього.

Значення дисперсії кількості виробленої електроенергії наведено в таблиці 1.

Таблиця 1

Значення дисперсії кількості виробленої електроенергії

Дослід, N	$E_{ел.сер}$	$\bar{E}_{ел.сер}$	$E_{ел.сер} - \bar{E}_{ел.сер}$	$(E_{ел.сер} - \bar{E}_{ел.сер})^2$
5	27,8	27,85	-0,05	0,0025
10	27,95		0,1	0,01
15	27,8		-0,05	0,0025
$S^2(E_{ел.сер}) = 0,0075; S_e = 0,0866$				

Довірчі інтервали коефіцієнтів визначали за рівнянням (5) при рівні значущості 5% та числі ступенів свободи дисперсії відтворюваності $f_{від}=30$, чому відповідає табличне значення $t_{таб}=2,042$, обране за [181]:

$$\Delta b_0 = \pm t_{таб} \sqrt{S^2(b_0)}; \Delta b_i = \pm t_{таб} \sqrt{S^2(b_i)}; \Delta b_{ii} = \pm t_{таб} \sqrt{S^2(b_{ii})}; \Delta b_{ij} = \pm t_{таб} \sqrt{S^2(b_{ij})}, \quad (5)$$

Наступним кроком було спрощення регресійної моделі шляхом виключення статистично незначущих членів. Для цього розраховані коефіцієнти порівнювали з відповідними довірчими інтервалами. Коефіцієнти, які не задовольняли умову статистичної значущості, в подальших розрахунках не враховувалися (таблиця 1).

Таблиця 2

Оцінка статистичної значущості коефіцієнтів рівняння регресії за критерієм Стюдента

№	Коефіцієнт	Значення	$\Delta b = \pm t_{таб} S(b)$	Коефіцієнт Стюдента $t_{роз}$	Значущість
1	b_0	27,849	$\pm 0,116$	492	значущий
2	b_1	-0,107	$\pm 0,071$	3,1	значущий
3	b_2	-2,397	$\pm 0,071$	69,2	значущий
4	b_3	0,3	$\pm 0,071$	8,66	значущий
5	b_{12}	0,159	$\pm 0,1$	3,25	значущий
6	b_{13}	-0,111	$\pm 0,1$	2,26	значущий
7	b_{23}	0,131	$\pm 0,1$	2,67	значущий
8	b_{11}	-1,289	$\pm 0,104$	25,3	значущий
9	b_{22}	-3	$\pm 0,104$	58,8	значущий
10	b_{33}	-0,45	$\pm 0,104$	8,8	значущий

Оскільки усі десять коефіцієнтів задовольняють умові $t_{роз} > 2,042$, то усі коефіцієнти є статистично значущими і входять до рівняння регресії.

Адекватність моделі оцінювали за критерієм Фішера. Для цього спочатку визначали дисперсію адекватності $S^2_{ад}$, використовуючи суму S_R квадратів відхилень між дослідними та розрахунковими значеннями у всіх точках плану.

Дисперсію S_{ad}^2 адекватності визначали за рівнянням [181]:

$$S_{ad}^2 = \frac{m \cdot S_R}{N - K_m} = \frac{3 \cdot 0,0901}{15 - 10} = 0,0541, \quad (6)$$

де: K_m – число коефіцієнтів результуючої моделі; N – кількість експериментів; S_R – сума квадратів відхилень між дослідними та розрахунковими значеннями.

$$S_R = \sum_{j=1}^{15} (E_{ел.сер.j} - E_{ел.сер.р.j})^2 = 0,0901 \quad (7)$$

Оцінка дисперсії відтворюваності експерименту та її перевірка за критерієм Кохрена [181]:

$$S_{від.}^2 = \frac{\sum_{j=1}^{15} S_j^2}{N(m-1)} = 0,0288; \quad f_{від} = 30; \quad S_{(y)} = 0,17. \quad (8)$$

$$G_{роз} = \frac{S_{max}^2}{\sum_{j=1}^{15} S_j^2} = 0,086 < G_{таб}(0,05; k=15; f=2) = 0,335 \quad (9)$$

Оскільки $G_{таб} = 0,335 > G_{роз} = 0,086$, то дисперсії однорідні.

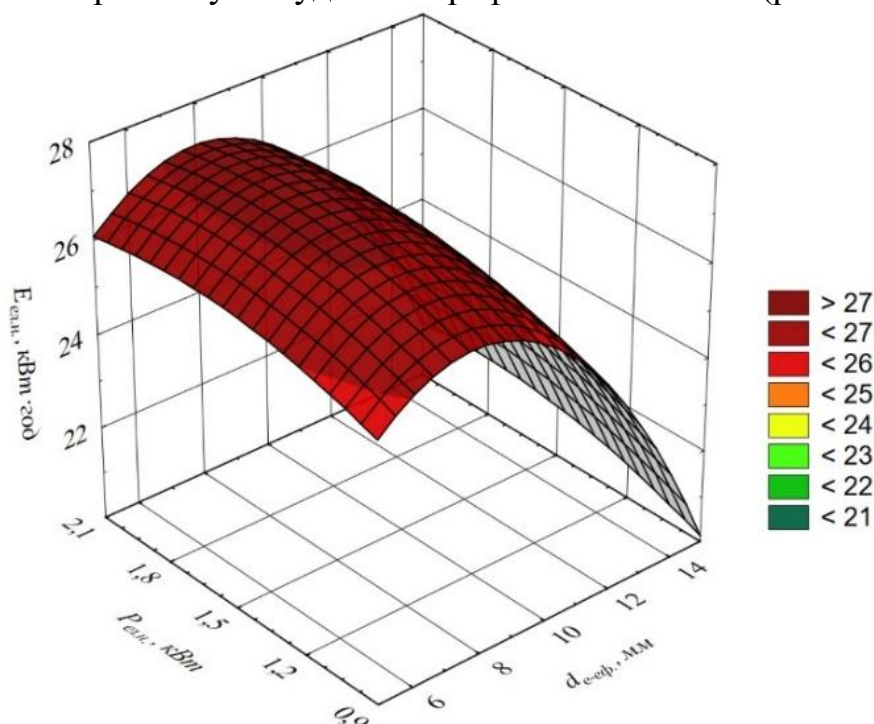
Обчислене значення F_p критерію Фішера за [181]:

$$F_p = \frac{S_{ad}^2}{S_{від}^2} = \frac{0,0541}{0,0288} = 1,88 < F_T(0,05; 5; 30) = 2,53, \quad (10)$$

де F_T – табличне значення критерію Фішера при рівні значущості 5% [181].

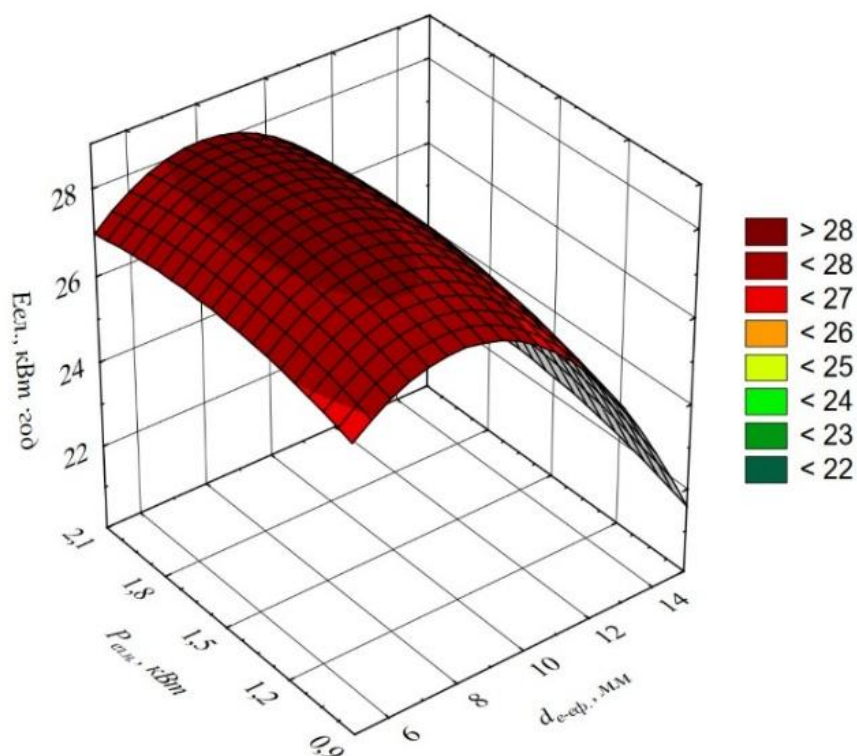
Отже, регресійна модель є адекватною експериментальним даним.

За даними експерименту побудовано графічні залежності (рис. 1–3).



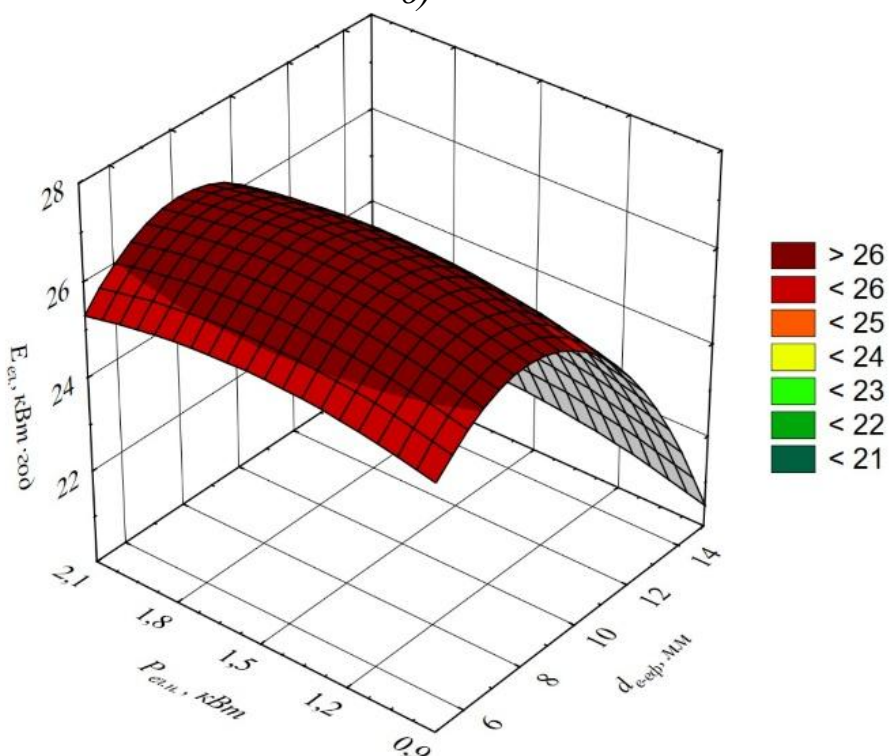
$$E_{ел.} = 16,605 + 1,823 \cdot d_{е-еф} + 3,991 \cdot P_{ел.н.} - 0,12 \cdot d_{е-еф}^2 + 0,044 \cdot d_{е-еф} \cdot P_{ел.н.} - 1,247 \cdot P_{ел.н.}^2$$

a)



$$E_{el.} = 17,746 + 1,854 \cdot d_{e-ef} + 3,81 \cdot P_{el.n.} - 0,12 \cdot d_{e-ef}^2 + 0,044 \cdot d_{e-ef} \cdot P_{el.n.} - 1,247 \cdot P_{el.n.}^2$$

б)

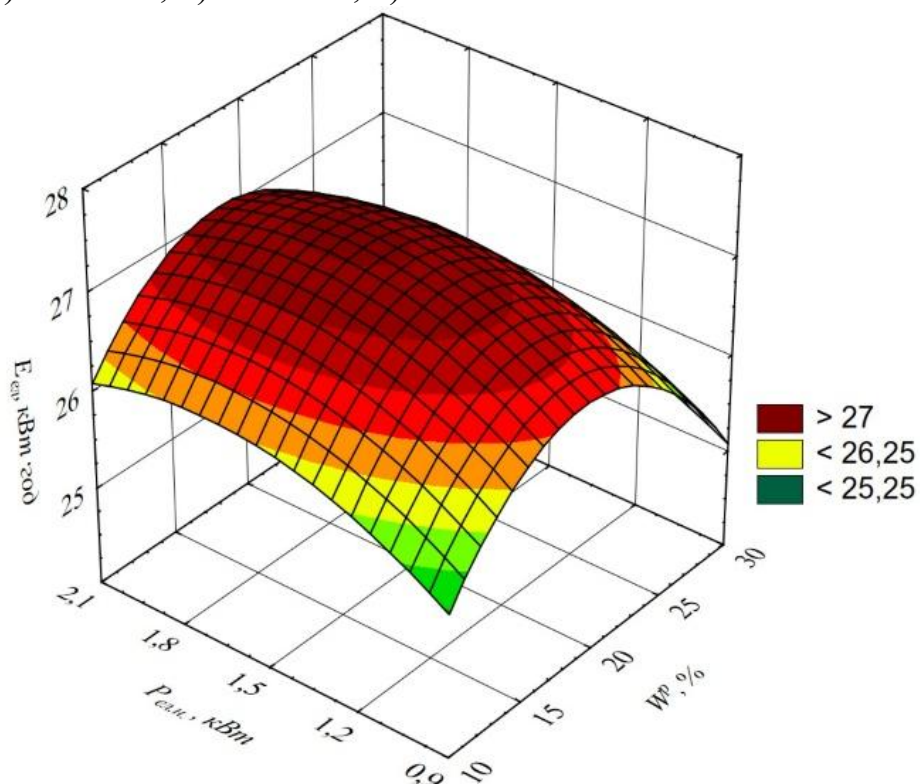


$$E_{el.} = 16,31 + 1,886 \cdot d_{e-ef} + 3,621 \cdot P_{el.n.} - 0,12 \cdot d_{e-ef}^2 + 0,044 \cdot d_{e-ef} \cdot P_{el.n.} - 1,247 \cdot P_{el.n.}^2$$

в)

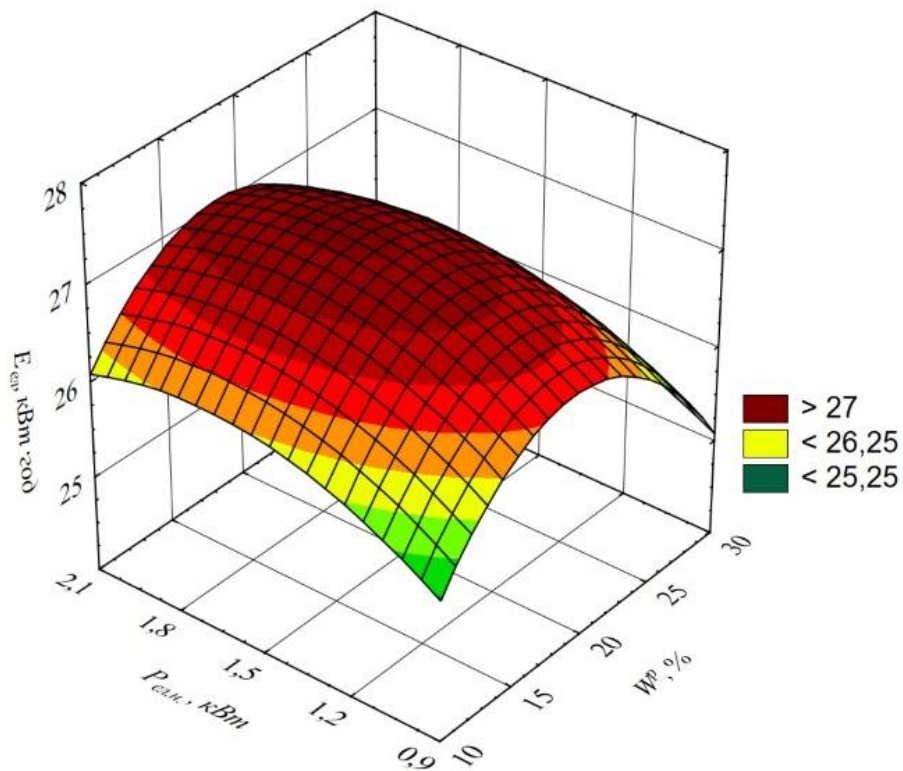
Рис. 1. Залежність кількості виробленої електроенергії $E_{el.}$ системою електрогенерації від ефективного діаметра d_{e-ef} частинки граба та потужності електронагрівачів $P_{el.n.}$ при вологості граба:

а) $W^p=10\%$; б) $W^p=20\%$; в) $W^p=30\%$.



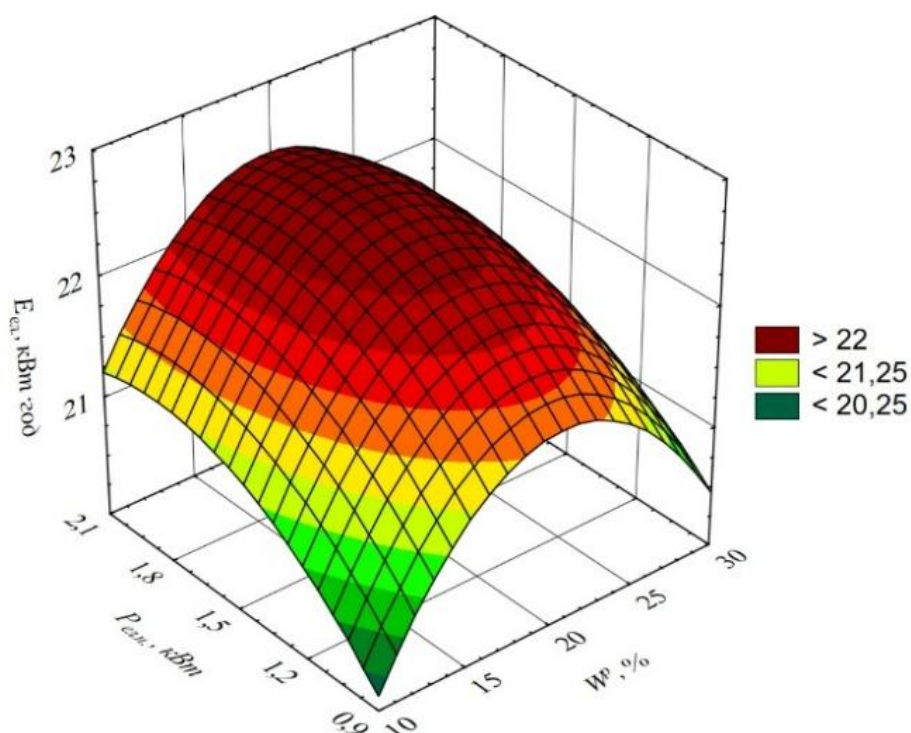
$$E_{\text{ел.}} = 18,874 + 0,507 \cdot W^p + 4,372 \cdot P_{\text{ел.н.}} - 0,013 \cdot (W^p)^2 - 0,012 \cdot W^p \cdot P_{\text{ел.н.}} - 1,247 \cdot P_{\text{ел.н.}}^2$$

а)



$$E_{\text{ел.}} = 18,797 + 0,533 \cdot W^p + 4,61 \cdot P_{\text{ел.н.}} - 0,013 \cdot (W^p)^2 - 0,019 \cdot W^p \cdot P_{\text{ел.н.}} - 1,247 \cdot P_{\text{ел.н.}}^2$$

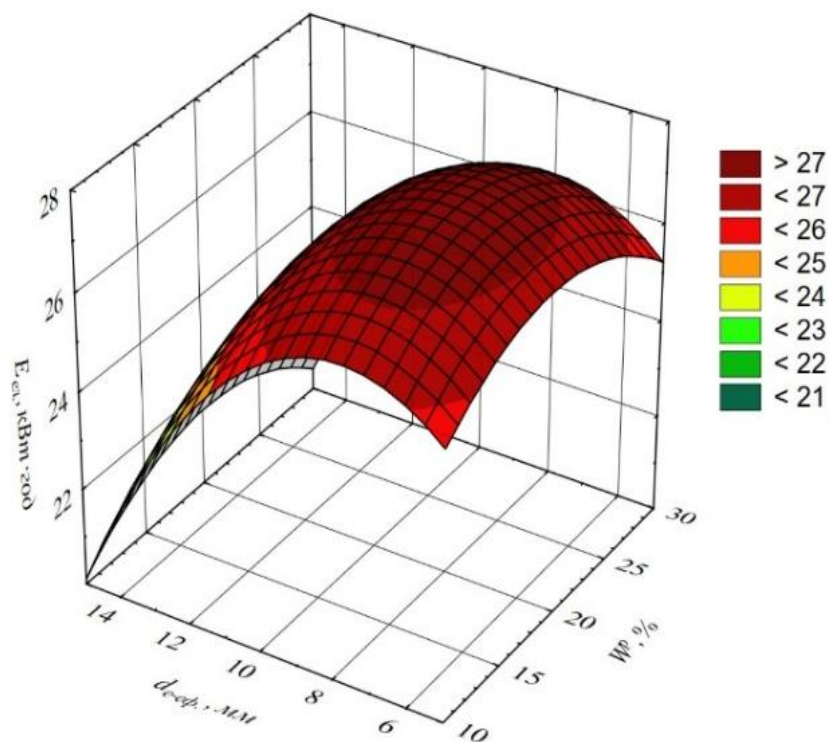
б)



$$E_{\text{ел.}} = 12,755 + 0,549W^p + 4,83 \cdot P_{\text{ел.н.}} - 0,013 \cdot (W^p)^2 - 0,019 \cdot W^p \cdot P_{\text{ел.н.}} - 1,247 \cdot P_{\text{ел.н.}}^2$$

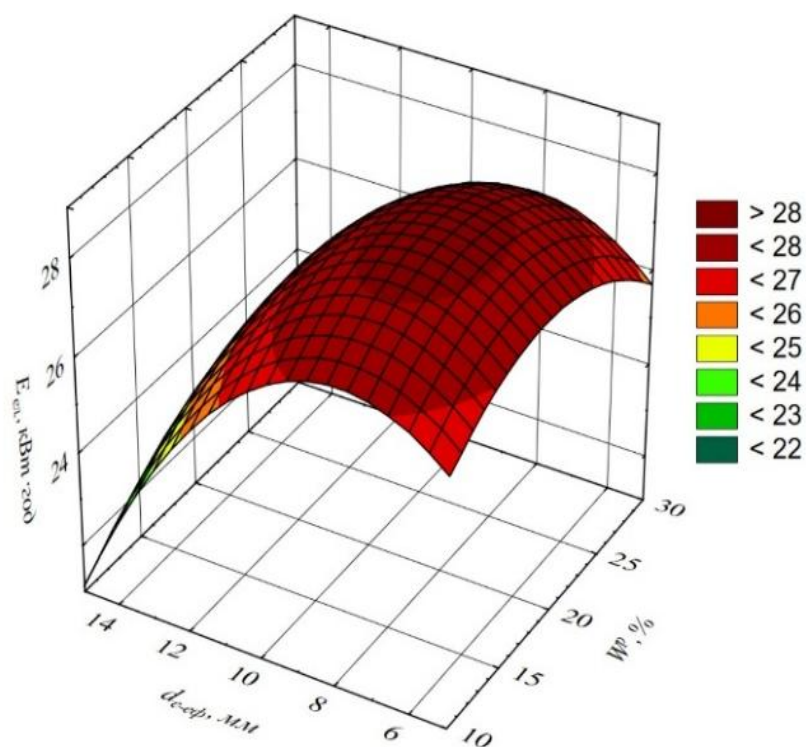
б)

Рис. 2. Залежність кількості виробленої електроенергії $E_{\text{ел.}}$ системою електрогенерації від вологості W^p граба та потужності електронагрівачів $P_{\text{ел.н.}}$ при ефективному діаметрі частинок граба: а) $d_{\text{е-еф}}=5$ мм; б) $d_{\text{е-еф}}=10$ мм; в) $d_{\text{е-еф}}=15$ мм.



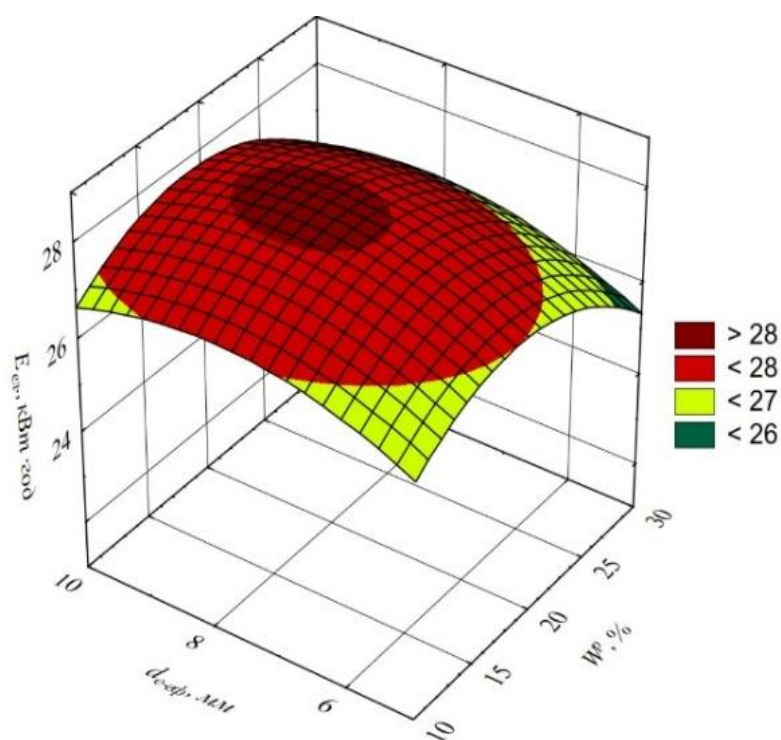
$$E_{\text{ел.}} = 15,634 + 0,484W^p + 1,83 \cdot d_{\text{е-еф}} - 0,013 \cdot (W^p)^2 + 0,0032 \cdot d_{\text{е-еф}} \cdot W^p - 0,12 \cdot d_{\text{е-еф}}^2$$

а)



$$E_{el.} = 16,343 + 0,473 \cdot W^p + 1,86 \cdot d_{e-ef} - 0,013 \cdot (W^p)^2 + 0,0032 \cdot d_{e-ef} \cdot W^p - 0,12 \cdot d_{e-ef}^2$$

б)



$$E_{el.} = 16,154 + 0,462 \cdot W^p + 1,882 \cdot d_{e-ef} - 0,013 \cdot (W^p)^2 + 0,0032 \cdot d_{e-ef} \cdot W^p - 0,12 \cdot d_{e-ef}^2$$

в)

Рис. 3 Залежність кількості виробленої електроенергії $E_{el.}$ системою електрогенерації від вологості W^p та ефективного діаметра d_{e-ef} частинки граба при потужності електронагрівачів:
 а) $P_{ел.н.}=0,9$ кВт; б) $P_{ел.н.}=1,5$ кВт; в) $P_{ел.н.}=2,1$ кВт.

Додаток N

ПРОГРАМА МОНІТОРІНГУ КОМПАНІЇ GROWATT

Для побудови залежності між виробітком сонячної електростанції та добовим споживанням електроенергії головними корпусами БНАУ було використано програму моніторингу компанії Growatt (рис. 1).

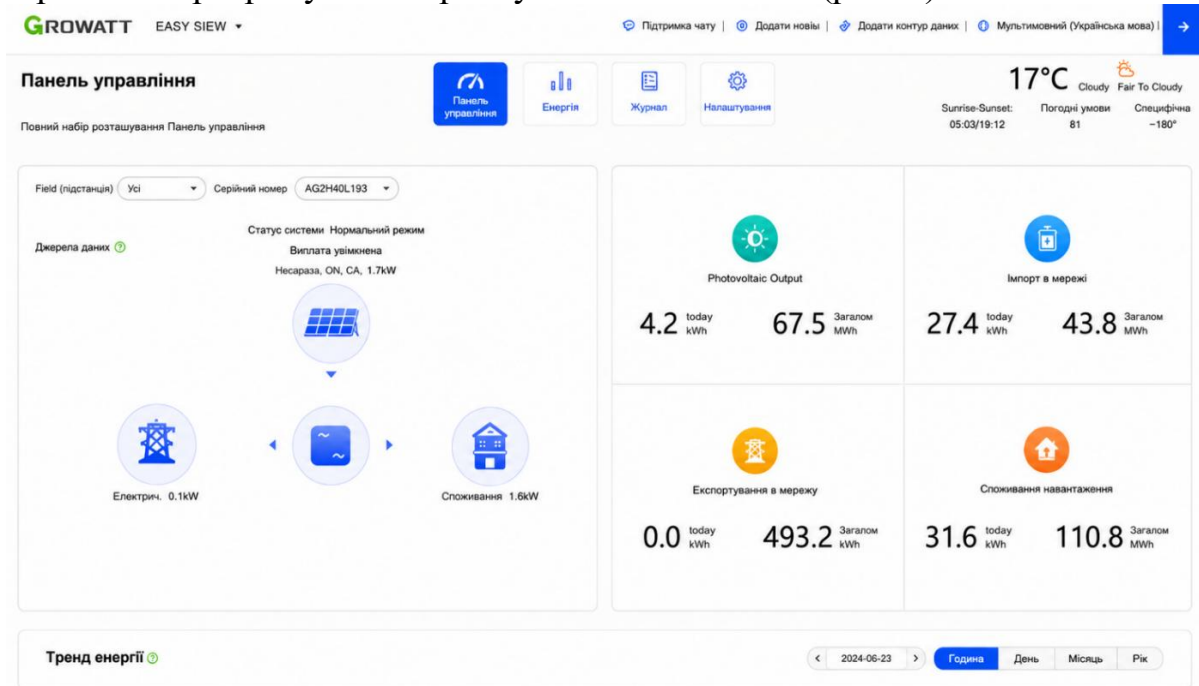


Рис. 1. Загальний інтерфейс програми моніторингу сонячної електростанції (СЕС)

Дана програма фіксує кількість електроенергії, яку виробляє СЕС та показує розподіл електроенергії між мережею та споживачем (рис. 2).





Рис. 2. Інтерфейс моніторингу розподілу електричної енергії

Програма формує масив експлуатаційних даних (рис. 3), який дає змогу оцінити узгодженість роботи сонячної електростанції зі споживачами електроенергії та проаналізувати показники її взаємодії з електромережою.

Джерела даних ⓘ

Статус системи: Мережевий режим
Експорт: увімкнено
Потужність СЕС: 5.6kW

Системна діаграма	
Статус системи	Онлайн (лічильник та інвертор одночасно в мережі), втрачено (лічильник та інвертор одночасно відключені), офлайн (тільки лічильник або інвертор в мережі)
Статус обмеження експорту	Якщо зазначена інформація лічильника, статус прозіді зворотному потоку відображається через налаштування мінімального протидії зворотному потоку, інакше — за параметрами колектора.
Потужність СЕС	invPac + maxPac + minPac
Експорт	meterReverse active power
Імпорт	meterPositive active power
Споживання	Потужність СЕС - meterReverse active power + meterPositive active power
Загалом	
Photovoltaic Output	Today(invE_Today + maxE_Today + minE_Today). Загалом (invE_Total + maxE_Total + minE_Total)
Імпорт з мережі	Today(meterPositive active today energy). Загалом (meterPositive active energy)
Експортовано в мережу	Today(meterReverse active today energy). Загалом (meterReverse active energy)
Споживання навантаження	Today(Photovoltaic Output - Експортовано в мережу + Імпорт з мережі). Загалом (Photovoltaic Output - Експортовано в мережу + Імпорт з мережі)

Рис. 3. Параметри моніторингу роботи СЕС та електромережі

Додаток О

РЕЗУЛЬТАТИ ДОСЛІДЖЕННЯ ЗАЛЕЖНОСТІ ТЕМПЕРАТУР В
РЕАКЦІЙНИХ ЗОНАХ УСТАНОВКИ, СИНТЕЗ-ГАЗУ У ГАЗОВІДБІРНОМУ
ПАТРУБКУ ТА ТРИВАЛОСТІ ПІРОЛІЗНО-ГАЗИФІКАЦІЙНОГО ПРОЦЕСУ
ВІД ЕФЕКТИВНОГО ДІАМЕТРА ЧАСТИНОК ГРАБА

На рис. 1–3 наведено залежності, які ілюструють характер зміни температури в реакційних зонах I–III установки, синтез-газу в газовідбірному патрубку (зона IV) та тривалості піролізно-газифікаційного процесу від ефективного діаметра частинок граба. Залежності наведено окремо для частинок граба з ефективними діаметрами 5, 10 і 15 мм.

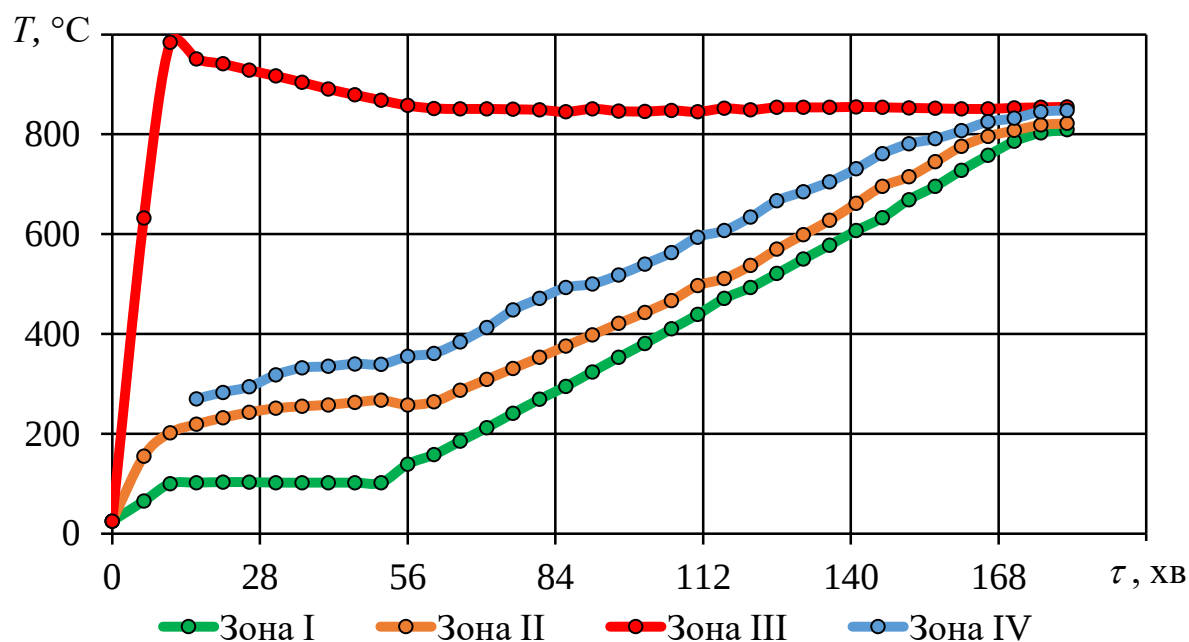


Рис. 1. Залежність зміни температури в реакційних зонах I–III установки, синтез-газу в газовідбірному патрубку (зона IV) та тривалості піролізно-газифікаційного процесу при переробці граба з ефективним діаметром частинок $d_{e-ef}=5$ мм

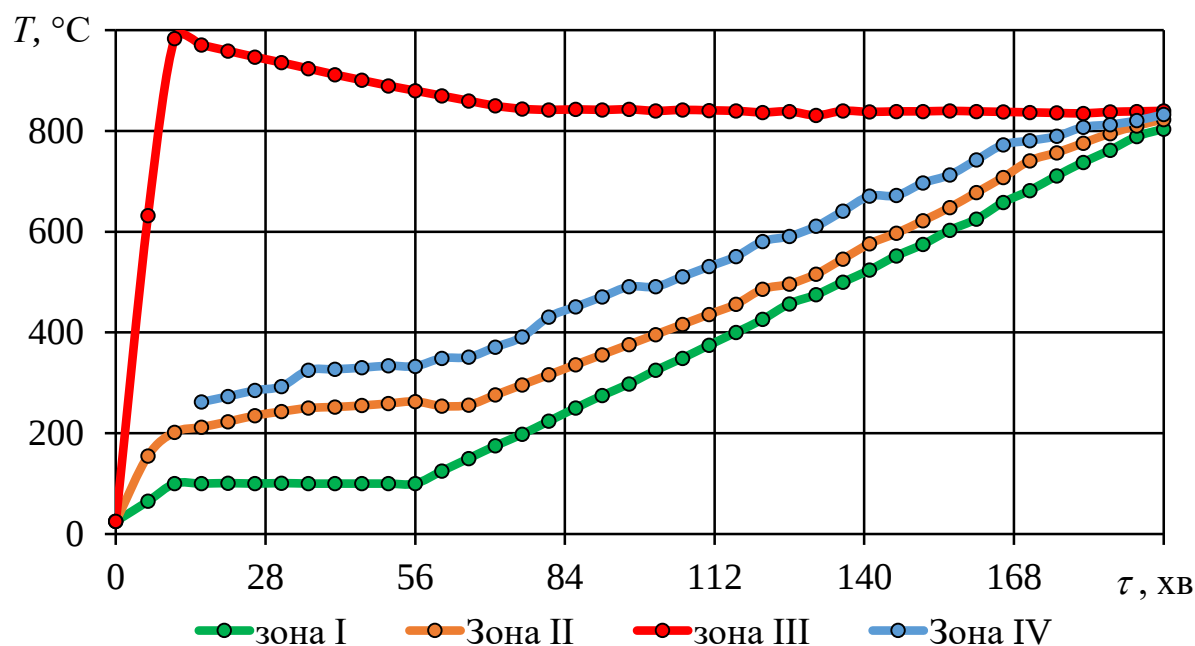


Рис. 2. Залежність зміни температури в реакційних зонах I-III установки, синтез-газу в газовідбірному патрубку (зона IV) та тривалості піролізно-газифікаційного процесу при переробці граба з ефективним діаметром частинок $d_{e-ef}=10$ мм

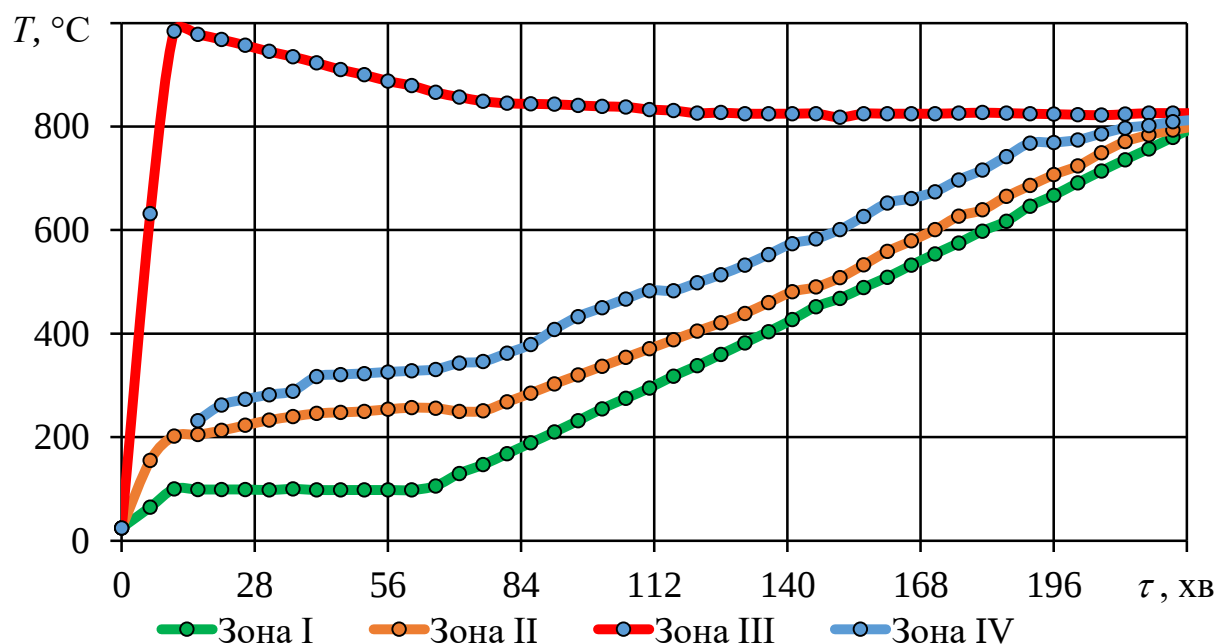


Рис. 3. Залежність зміни температури в реакційних зонах I-III установки, синтез-газу в газовідбірному патрубку (зона IV) та тривалості піролізно-газифікаційного процесу при переробці граба з ефективним діаметром частинок $d_{e-ef}=15$ мм

Додаток Р





УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **154915** (13) **U**
(51) МПК (2023.01)
B60K 15/10 (2006.01)
C10J 3/00
C10J 3/20 (2006.01)

НАЦІОНАЛЬНИЙ ОРГАН
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ ВЛАСНОСТІ
ДЕРЖАВНА ОРГАНІЗАЦІЯ
"УКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ
ОФІС ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІ ТА ІННОВАЦІЙ"

(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

(21) Номер заявки: u 2023 01010	(72) Винахідник(и): Клюс Володимир Павлович (UA), Омаров Іван Сергійович (UA)
(22) Дата подання заявки: 13.03.2023	(73) Володілець (володільці): ІНСТИТУТ ВІДНОВЛЮВАНОЇ ЕНЕРГЕТИКИ НАЦІОНАЛЬНОЇ АКАДЕМІЇ НАУК УКРАЇНИ, вул. Гната Хоткевича, 20-А, м. Київ, 02094 (UA)
(24) Дата, з якої є чинними права інтелектуальної власності: 04.01.2024	
(46) Публікація відомостей про державну реєстрацію: 03.01.2024, Бюл.№ 1	

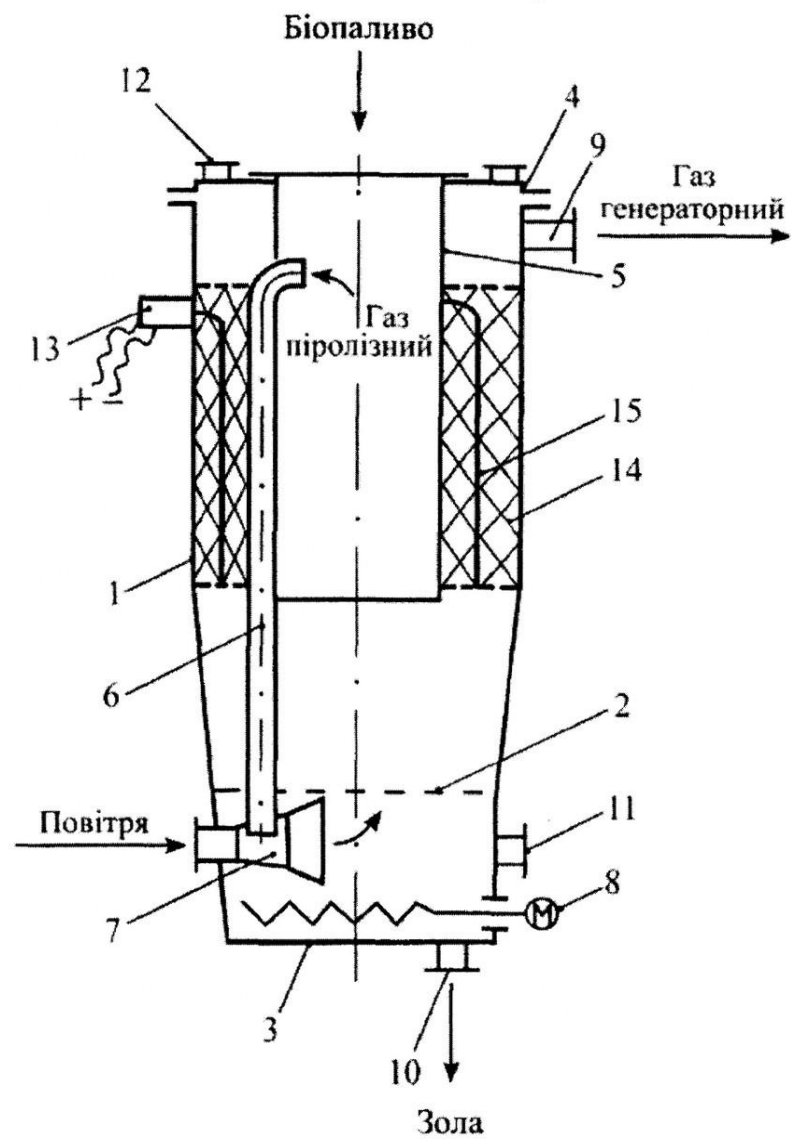
(54) ГАЗОГЕНЕРАТОР БЕЗСМОЛЬНОГО ГАЗУ

(57) Реферат:

Газогенератор безсмольного газу складається із корпусу, камери піролізу, розміщеної концентрично в корпусі, кільцевого простору між корпусом і камерою піролізу, вертикальної труби, інжектора, колосникової решітки, кришки. Вертикальна труба закріплена на зовнішній стінці камери піролізу. Верхній кінець труби входить в камеру піролізу, а нижній з'єднаний з інжектором.

UA 154915 U

UA 154915 U



UA 154915 U

Корисна модель належить до обладнання для виробництва безсмольного генераторного газу з біопалива і може бути використана для створення децентралізованих джерел теплоелектрозабезпечення з газопоршневими двигунами.

Відома установка для виробництва безсмольного газу з біопалива, яка складається з реактора сухого піролізу і високотемпературного вугільного фільтра. У цій установці піролізний газ пропускають через розпечений до температури 1000 °C вугільний фільтр, в якому відбувається крекінг пари смоли на прості неконденсуючі сполуки [Батенин В.М. и др. Термические методы переработки древесины и торфа в энергетических целях. Теплоэнергетика. - 2010. №11. С. 36-42].

Недоліком даної установки є великі енерговитрати на нагрівання реактора сухого піролізу, а також на підтримання високої температури вугільного фільтра. У зв'язку з чим баланс енергії в установці є від'ємним.

Найбільш близьким аналогом є газогенератор для вологих палив, що складається з корпусу, кришки, колосникової решітки, камери піролізу, концентрично розміщеної в корпусі. По осі камери піролізу встановлена вертикальна труба, до нижнього кінця якої приєднаний інжектор [патент України № 23573].

Недоліком аналога є те, що внаслідок недостатнього нагрівання біопалива в камері піролізу, а також незначної висоти шару розпеченого деревного вугілля на колосниковій решітці, пара смоли не повністю крекінгується, а тому генераторний газ містить значну кількість смоли.

В основу корисної моделі поставлено задачу створення покращеного газогенератора на біопаливі для виробництва безсмольного генераторного газу, що поліпшує найближчий аналог.

Поставлена задача вирішується тим, що у відомому газогенераторі безсмольного газу, який складається із корпусу, камери піролізу, розміщеної концентрично в корпусі, кільцевого простору між корпусом і камерою піролізу, вертикальної труби, інжектора, колосникової решітки, кришки, згідно з корисною моделлю, вертикальна труба закріплена на зовнішній стінці камери піролізу, причому верхній кінець труби входить в камеру піролізу, а нижній з'єднаний з інжектором.

Додатково кільцевий простір між корпусом і камерою піролізу заповнено деревним вугіллем, в якому встановлені вертикальні електронагрівачі.

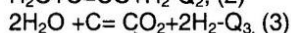
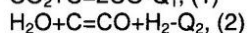
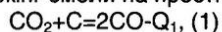
Вирішення технічної задачі дозволить отримати безсмольний генераторний газ.

Газогенератор безсмольного газу зображений на кресленні.

Газогенератор безсмольного газу складається із корпусу 1, колосникової решітки 2, днища 3, кришки 4, камери піролізу 5, концентрично розміщеної в корпусі 1, вертикальної труби 6, закріпленої на зовнішній стінці камери піролізу 5, причому верхній кінець труби входить в камеру піролізу 5, а нижній приєднаний до інжектора 7, який встановлено під колосниковою решіткою 2, шнека золи 8, штуцера виходу генераторного газу 9, вивантаження золи 10, люків для розпалювання 11 і завантаження деревного вугілля 12, клемової коробки 13. Кільцевий простір між корпусом 1 і камерою піролізу 5 заповнено деревним вугіллем 14, в якому встановлені вертикальні електронагрівачі 15, з'єднані з клемовою коробкою 13.

Газогенератор безсмольного газу працює наступним чином.

Перед початком роботи у газогенератор через люки 12 завантажують гранульоване або подрібнене (5-8 мм) деревне вугілля вище рівня електронагрівачів 15 на 10-15 см. Включають електронагрівачі 15, які нагрівають деревне вугілля до температури 800-1000 °C. В камеру піролізу 5 подають біопаливо у вигляді тріски, гранул або брикетів. За рахунок теплоти розпеченого деревного вугілля відбувається піроліз біопалива в камері піролізу 5. При досягненні температури (300±20)°C в камері піролізу 5 утворюють торефіковане біопаливо, найбільш придатне для газифікації. Через люк 11 газовим пальником розпалюють торефіковане біопаливо на колосниковій решітці 2. Включають подачу повітря в інжектор 7. Піролізний газ з камери піролізу 5 засмокують інжектором 7, змішують з повітрям дуття і суміш газів направляють під колосникову решітку 2. На колосниковій решітці 2 відбувається прямий процес газифікації торефікованого біопалива. При цьому частина пари смоли піролізного газу згорає на колосниковій решітці 2. Для підвищення калорійності генераторного газу може використовуватися збагачене киснем повітря дуття. Генераторний газ надходить в шар розпеченого деревного вугілля 14. За високої температури 800-1000 °C відбувається повний крекінг смоли на прості сполуки (CO, CO₂, H₂O), а також протікають ендотермічні реакції:



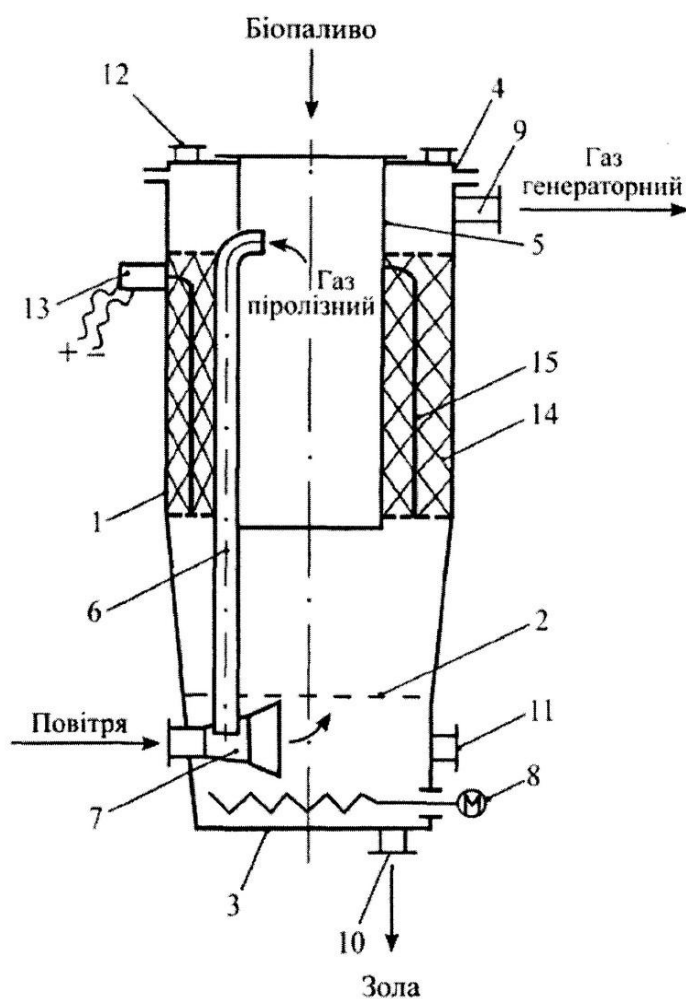
Необхідний температурний режим деревного вугілля підтримують за рахунок роботи електронагрівачів 15, які можуть бути виготовлені з кварцових трубок з ніхромовою спіраллю

UA 154915 U

- всередині. Витрати деревного вугілля поповнюють через люки 12. Золю виводять шнеком 8 через штуцер вивантаження золи 10. Генераторний газ виводять через штуцер 9. Газогенератор може працювати як періодично так і у безперервному режимі. Зважаючи на високу температуру генераторного газу після газогенератора необхідно встановлювати котел-утилізатор, що дозволить підвищити коефіцієнт корисної дії.

ФОРМУЛА КОРИСНОЇ МОДЕЛІ

1. Газогенератор безсмольного газу, який складається із корпусу, камери піролізу, розміщеної концентрично в корпусі, кільцевого простору між корпусом і камерою піролізу, вертикальної труби, інжектора, колосникової решітки, кришки, який **відрізняється** тим, що вертикальна труба закріплена на зовнішній стінці камери піролізу, причому верхній кінець труби входить в камеру піролізу, а нижній з'єднаний з інжектором.
2. Газогенератор за п. 1, який **відрізняється** тим, що кільцевий простір між корпусом і камерою піролізу заповнено деревним вугіллем, в якому встановлені вертикальні електронагрівачі.



(11) **154915**(19) **UA**

(51) МПК (2023.01)
B60K 15/10 (2006.01)
C10J 3/00
C10J 3/20 (2006.01)

(21) Номер заявки: **u 2023 01010**(22) Дата подання заявки: **13.03.2023**(24) Дата, з якої є чинними права інтелектуальної власності: **04.01.2024**(46) Дата публікації відомостей про державну реєстрацію та номер Бюлетеня: **03.01.2024, Бюл. № 1**

(72) Винахідники:
Клюс Володимир Павлович, UA,
Омаров Іван Сергійович, UA

(73) Володілець:
ІНСТИТУТ ВІДНОВЛЮВАНОЇ ЕНЕРГЕТИКИ НАЦІОНАЛЬНОЇ АКАДЕМІЇ НАУК УКРАЇНИ,
 вул. Гната Хоткевича, 20-А, м. Київ, 02094, UA

(54) Назва корисної моделі:

ГАЗОГЕНЕРАТОР БЕЗСМОЛЬНОГО ГАЗУ

(57) Формула корисної моделі:

1. Газогенератор безсольного газу, який складається із корпусу, камери піролізу, розміщеної концентрично в корпусі, кільцевого простору між корпусом і камерою піролізу, вертикальної труби, інжектора, колосникової решітки, кришки, який **відрізняється** тим, що вертикальна труба закріплена на зовнішній стінці камери піролізу, причому верхній кінець труби входить в камеру піролізу, а нижній з'єднаний з інжектором.

2. Газогенератор за п. 1, який **відрізняється** тим, що кільцевий простір між корпусом і камерою піролізу заповнено деревним вугіллям, в якому встановлені вертикальні електронагрівачі.

НАЦІОНАЛЬНИЙ ОРГАН ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ ВЛАСНОСТІ
 Державна організація
 «Український національний офіс інтелектуальної власності та інновацій»
 (УКРНОІВІ)

Цей паперовий документ ідентичний за документарною інформацією та реквізитами електронному документу з електронним підписом уповноваженої особи Державної організації «Український національний офіс інтелектуальної власності та інновацій».

Паперовий документ містить 2 арк., які пронумеровані та прошиті металевими люверсами.

Для доступу до електронного примірника цього документа з ідентифікатором 0374030124 необхідно:

1. Перейти за посиланням <https://sis.nipo.gov.ua>.
2. Обрати пункт меню Сервіси – Отримати оригінал документу.
3. Вказати ідентифікатор електронного примірника цього документа та натиснути «Завантажити».

Уповноважена особа



03.01.2024

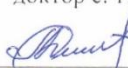
І.Є. Матусевич

Додаток Q

ЗАТВЕРДЖУЮ
Директор Інституту відновлюваної
енергетики НАН України
чл.-кор. НАН України, проф., д.т.н.

Степан КУДРЯ
2026 р.



ЗАТВЕРДЖУЮ
проректор з освітньої, виховної та
міжнародної діяльності,
доктор с.-г. наук, професор.

Тетяна ЛИМАНЬ
2026 р.



АКТ

впровадження у навчальний процес результатів дисертації Омарова Івана Сергійовича, що представлена на здобуття наукового ступеню доктор філософії з електроенергетики, електротехніки та електромеханіки за спеціальністю «Електроенергетика, електротехніка та електромеханіка» галузі знань 14 «Електрична інженерія»

Даний акт складено про те, що результати дисертаційної роботи І.С. Омарова пов'язані з питаннями обґрунтування параметрів піролізно-газифікаційного процесу в системі електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії використовуються в навчальному процесі на кафедрі електроенергетики, електротехніки та електромеханіки агробіотехнологічного факультету Білоцерківського національного аграрного університету, а саме використовуються наступні елементи:

- метод оцінювання енергетичного потенціалу деревних та рослинних відходів аграрного виробництва;
- основи проектування та конструювання піролізно-газифікаційних установок;
- вивчення конструкції піролізно-газифікаційної установки;
- метод оцінювання енергоефективності піролізно-газифікаційної установки у складі системи електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії;
- метод визначення кількості виробленої електроенергії системою «сонячна електростанція – піролізно-газифікаційна установка – двигун внутрішнього згорання – електрогенератор» при зміні вологості і розміру частинок біомаси, а також параметрів електронагрівання зони відновлення і збагачення синтез-газу;

Експериментальна піролізно-газифікаційна установка встановлена на кафедрі електроенергетики, електротехніки та електромеханіки агробіотехнологічного факультету і використовується в навчальному процесі.

Використання вказаних результатів підвищує рівень подання програмних матеріалів для підготовки здобувачів ОС «Бакалавр» ГЗ «Електрична інженерія».

Завідувач відділу відновлюваних
органічних енергоносіїв Інституту
відновлюваної енергетики НАН України,
к. т. н.

 Г.О. ЧЕТВЕРИК

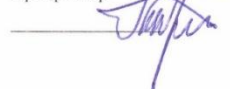
Інженер відділу відновлюваних
органічних енергоносіїв, аспірант
Інституту відновлюваної енергетики
НАН України

 І.С. ОМАРОВ

Декан агробіотехнологічного факультету
Білоцерківського національного аграрного
університету, доктор с.-г. наук., професор

 Л.М. Карпук

Завідувач кафедри електроенергетики,
електротехніки та електромеханіки агробіо-
технологічного факультету Білоцерківського
національного аграрного університету, д. т. н.,
професор

 М.І. Трегуб

ЗАТВЕРДЖУЮ

Директор Інституту відновлюваної
енергетики НАН України
чл. кор. НАН України, проф., д.т.н.



Степан КУДРЯ
2026 р.

ЗАТВЕРДЖУЮ

Ректор Поліського національного
університету, доцент., к.е.н.



Олександр КОВАЛЬЧУК
2026 р.

впровадження у навчальний процес результатів дисертації Омарова Івана Сергійовича, що представлена на здобуття наукового ступеню доктор філософії з електроенергетики, електротехніки та електромеханіки за спеціальністю «Електроенергетика, електротехніка та електромеханіка» галузі знань 14 «Електрична інженерія»

Даний акт складено про те, що результати дисертаційної роботи І.С. Омарова пов'язані з питаннями обґрунтування параметрів піролізно-газифікаційного процесу в системі електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії використовуються у навчальному процесі на кафедрі електрифікації, автоматизації виробництва та інженерної екології факультету інженерії та енергетики Поліського національного університету. Викладачі кафедри використовують результати роботи, отримані в дисертаційній роботі І.С. Омарова при викладанні лекцій та на практичних заняттях з дисциплін «Перспективні технології нетрадиційної та відновлюваної енергетики» та «Відновлювана енергетика та біоенергетичні системи», а саме:

- метод оцінювання піролізних і газифікаційних установок за показником енерго-економічної ефективності за скоринговою моделлю;
- метод розрахунку кількості виробленої електроенергії системою електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії від властивостей біомаси та параметрів роботи піролізно-газифікаційної установки, що є складовою цієї системи;
- основи проектування та конструювання піролізно-газифікаційних установок;
- метод виробництва синтетичного газу з високою теплотворною здатністю шляхом піролітичного розкладання біомаси в піролізно-газифікаційній установці з подальшим проходженням піролізних газів через зону очищення і збагачення.

Використання вказаних результатів підвищує рівень подання програмних матеріалів для підготовки здобувачів ОС «Бакалавр» і «Магістр» за спеціальністю G3 «Електрична інженерія».

Завідувач відділу відновлюваних
органічних енергоносіїв Інституту
відновлюваної енергетики НАН України,
к.т.н.

Г.О. Четверик

Г.О. ЧЕТВЕРИК

Інженер відділу відновлюваних
органічних енергоносіїв, аспірант
Інституту відновлюваної енергетики
НАН України

І.С. Омаров

І.С. ОМАРОВ

В.о. декана факультету інженерії та
енергетики Поліського національного
університету, к.т.н., доцент

М.Л. Засць

М.Л. ЗАСЦЬ

В.о. завідувача кафедри електрифікації,
автоматизації виробництва та інженерної
екології факультету інженерії та енергетики
Поліського національного університету,
к.т.н., доцент

Ю.П. Гончаренко

Ю.П. ГОНЧАРЕНКО