

ОБҐРУНТУВАННЯ ПАРАМЕТРІВ І РЕЖИМІВ НАГРІВАННЯ ПІРОЛІЗНО-ГАЗИФІКАЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ З ІНТЕГРОВАНИМИ ПРОЦЕСАМИ ОЧИЩЕННЯ ТА ЗБАГАЧЕННЯ СИНТЕЗ-ГАЗУ

Отримано 15 лют. 2026 р.; рекомендовано до публікації 23 бер. 2026 р.
Доступно онлайн 31 бер. 2026 р.

Омаров І. С.

Автор для кореспонденції: Омаров Іван,
e-mail: omarov.ivan@gmail.com

аспірант

<https://orcid.org/0000-0001-9449-853X>

Інститут відновлюваної енергетики НАН
України, м. Київ, Україна

Анотація. Об'єктом дослідження є процес термохімічної конверсії рослинної біомаси в комбінованій піролізно-газифікаційній установці з інтегрованими зонами відновлення, очищення та збагачення синтез-газу. Метою роботи є теплотехнічне обґрунтування режимів функціонування камери сухого піролізу та зони відновлення з урахуванням утворення водяної пари й перебігу високотемпературних гетерогенних реакцій. Встановлено, що під час піролізу 1 кг пелет формується близько 0.269 кг водяної пари, що відповідає 27 % від маси вихідної сировини. Близько 52 % загальної кількості водяної пари виділяється в температурному інтервалі 100–130 °C, що зумовлює максимальне теплове навантаження на зону відновлення. Водяна пара надходить у реакційний об'єм з температурою, близькою до 100 °C, і потребує додаткового підведення теплоти для нагрівання до робочого діапазону 800–1000 °C. Виконано оцінювання витрат теплоти на нагрівання водяної пари та забезпечення протікання ендотермічних реакцій її взаємодії з вуглецем. Визначено запас внутрішньої енергії шару розігрітого деревного вугілля за допустимого зниження температури з 1000 до 820 °C. Розраховано величину додаткової потужності, необхідної для компенсації пікових теплових витрат у зоні відновлення. Показано, що сумарна потужність електронагрівання на рівні 6,5 кВт забезпечує підтримання стабільного температурного режиму. Обґрунтовано необхідну товщину теплоізоляційного шару з деревного вугілля. Мінімальна розрахункова товщина становить 70 мм. У конструктивному виконанні прийнято 100 мм з урахуванням експлуатаційного запасу. Розрахована швидкість нагрівання пелет у камері сухого піролізу становить 5.08 °C/хв. Експериментальна перевірка засвідчила високу узгодженість розрахункових та експериментальних даних; значення індексу детермінації становить 0.989. Отримані результати підтверджують можливість стабільного виробництва синтез-газу з підвищеною теплотворною здатністю шляхом інтеграції процесів піролізу та відновлення в єдиній технологічній схемі.

Ключові слова: піролізно-газифікаційна установка; біомаса; синтез-газ; зона очищення і збагачення; потужність електронагріву.

Вступ. Сучасний етап розвитку енергогенерувальних систем характеризується переходом до децентралізованого виробництва електричної енергії з використанням відновлюваних джерел. Централізовані станції на викопних паливах поступово скорочують свою частку на ринку енергетичних ресурсів, тоді як установки малої та середньої потужності, що працюють на відновлюваних джерелах енергії, набувають значного поширення [1]. Лібералізація нормативно-правової бази у сфері малої енергетики та зростаюча потреба в надійному та сталому енергопостачанні зумовили підвищення попиту на обладнання для виробництва та зберігання енергії як загалом, так, зокрема, і електричної енергії [2].

Стохастичний характер виробництва електричної енергії з кліматозалежних відновлюваних джерел (зокрема сонячної та вітрової енергетики) не забезпечує гарантованої стабільності електропостачання, тоді як використання парових і газових турбін малої встановленої потужності (до 200 кВт) обмежується значними капі-

тальними витратами та обмеженою комерційною доступністю цього обладнання [3]. У результаті промислові підприємства активно впроваджують електрогенерувальні та когенераційні установки на базі поршневих ДВЗ, що працюють на викопних паливах. Економічно привабливе використання палив з біомаси стримується високою вартістю обладнання, складністю існуючих технологічних рішень та відсутністю доступних за ціною аналогів, унаслідок чого рівень їх масового впровадження залишається низьким [4].

Сучасний етап трансформації глобальної енергетики характеризується не лише зростанням абсолютних обсягів споживання електроенергії, але й збільшенням ролі відновлюваних енергоресурсів у структурі первинного енергоспоживання та електрогенерації [5]. За даними Міжнародного енергетичного агентства (IEA), у 2024 році світовий попит на електроенергію зріс приблизно на 4.3 % порівняно з 2023 роком, що істотно перевищує середні темпи приросту за попереднє десятиліття та відображає

активізацію процесів переходу на споживання електроенергії в основних секторах економіки у глобальному масштабі. Подібна динаміка зафіксована в більшості регіонів світу, зокрема в Європейському Союзі, де обсяг споживання електроенергії у 2024 році збільшився орієнтовно на 1.5 % порівняно з попереднім роком [6]. Згідно з оприлюдненими прогнозами, у 2026 році очікується подальше зростання світового споживання електроенергії з середньорічним темпом на рівні 3.7 %, що перевищуватиме темпи зростання загального світового енергоспоживання [7]. Наведені дані підтверджують домінуючу роль електроенергетичного сектору в структурі кінцевого енергоспоживання.

Як зазначено у роботі [8], близько 70 % приросту світового споживання первинної енергії до 2040 року припадатиме на сектор електрогенерації, при цьому темпи зростання попиту на електроенергію утримуватимуть динаміку споживання інших видів енергії. Зазначена тенденція відображає структурну переорієнтацію глобального енергетичного балансу на користь електроенергії як домінуючого енергоносія в системі кінцевого енергоспоживання. Водночас близько 39.3 % світового виробництва електроенергії забезпечується за рахунок вугільної генерації, що зумовлює високий рівень викидів парникових газів та актуалізує необхідність прискореної декарбонізації електроенергетичного сектору шляхом масштабного впровадження відновлюваних і низьковуглецевих технологій.

У структурі відновлюваних джерел енергії біомаса займає провідні позиції, домінуючи за обсягами використання серед інших видів ресурсів. Згідно [9] біоенергетика забезпечує близько 55 % світового виробництва енергії з відновлюваних джерел та формує орієнтовно 9 % глобального первинного енергопостачання (приблизно 56 EJ у 2023 році), охоплюючи виробництво теплової та електричної енергії, а також рідких і газоподібних біопалив. Визначальну роль у цьому сегменті відіграє деревна біомаса, що характеризується значним вмістом структурних полісахаридів – передусім целюлози (38–50 % маси) та геміцелюлози, – які зумовлюють її високу реакційну здатність у процесах термохімічної конверсії. Водночас нижча питома теплота згоряння порівняно з вугільним паливом, а також технологічні й логістичні обмеження щодо використання твердих біопалив обґрунтовують доцільність розвитку та вдосконалення термохімічних методів конверсії біомаси, спрямованих на підвищення енергетичної та термодинамічної ефективності її використання.

Серед термохімічних технологій конверсії біомаси історично домінує пряме спалювання, яке залишається основним способом її енергетичного використання, передусім у секторі теплогенерації. Водночас глобальні масштаби біоенергетичної електрогенерації є суттєвими: встановлена потужність біоенергетики у світі оцінюється на рівні 150 ГВт. Пряме спалювання супроводжується значними ексергетичними втратами, оскільки хімічна енергія палива перетворюється переважно на теплоту. Ефективність подальшого перетворення

теплоти на електроенергію є термодинамічно обмеженою, що знижує електричний ККД та загальну ефективність використання палива [10, 11]. У зв'язку з цим газифікація та піроліз розглядаються як ефективніші методи термохімічної конверсії біомаси, здатні забезпечити раціональне використання її енергетичного та ексергетичного потенціалу [12].

Відповідно до даних Європейської біоенергетичної асоціації (EBA), у країнах Європи експлуатується близько 141 установок з газифікації біомаси, тоді як ще 54 проекти перебувають на різних стадіях розробки. Провідні позиції за кількістю діючих об'єктів займає Німеччина (61 установка). Водночас Франція, Фінляндія та Італія демонструють позитивну динаміку розширення відповідних генерувальних потужностей [13]. На ринку представлені модульні газогенераторні електростанції з номінальною електричною потужністю 45–50 кВт, причому виробники зазначають, що технологія є економічно доцільною для установок малої потужності від 5 кВт_{ел.} Водночас масштабування газогенераторних установок традиційного типу супроводжується системними обмеженнями, пов'язаними з нестабільністю складу генераторного газу та складністю його ефективного очищення перед подальшим використанням [14].

Суттєвим обмеженням технології газифікації є утворення смолистих сполук у значній кількості, що істотно ускладнює використання генераторного газу в сучасних газопоршневих двигунах. Декларований провідними виробниками (MWM, Jenbacher) міжремонтний ресурс до 80 тис. годин досяжний лише за умов жорсткого дотримання нормативів щодо якості палива: вміст смол і твердих частинок – до 50 мг/м³; лужних металів – до 1 мг/м³, хлоридів – до 10 мг/м³, аміаку – до 50 мг/м³, сполук сірки – до 50 мг/м³. Практика експлуатації свідчить, що забезпечення таких показників для газу з біомаси є технологічно складним і економічно обтяжливим [15]. Щоб привести склад синтез-газу, виробленого в газогенераторі, до нормативних показників, застосовують багатоступеневі системи очищення (циклонні сепаратори, скрубери, труби Вентурі, електрофільтри, фільтраційні модулі). Це зумовлює зростання капітальних та експлуатаційних витрат, підвищення втрат тиску в газовому тракту та збільшення власного енергоспоживання допоміжним обладнанням, що знижує сумарну енергетичну ефективність установки [16]. Експлуатація когенераційних модулів потужністю 50 кВт демонструє зниження доступної електричної потужності та відхилення від паспортних характеристик унаслідок накопичення смолистих і зольних відкладень на деталях фільтрів. Таким чином, стабільність складу генераторного газу є визначальним обмежувальним чинником масштабування традиційних технологій газифікації [17].

З термодинамічної точки зору газифікація є частково окисним процесом, що супроводжується істотними втратами ексергетичного потенціалу внаслідок тепломасообміну, дифузійних процесів та перебігу гетерогенних реакцій. Частина енергетичного потенціалу біомаси витрачається на внутрішнє часткове окиснення для підтримання

температурного режиму в камері газифікації, що зменшує можливості його подальшого перетворення на корисну роботу. Додаткові втрати виникають у системах очищення газу через втрати тиску та розсіювання енергії у вигляді низькопотенційного тепла [18].

Піроліз є процесом термічного розкладання біомаси без доступу кисню, у межах якого не відбувається внутрішнього часткового окиснення, характерного для газифікації, що забезпечує вищий рівень збереження ексергетичного потенціалу вихідної сировини. У процесі піролізу біомаси за відсутності кисню утворюються три основні продукти: біовугілля, піролізна олія та піролізний газ [19]. Для максимізації виходу піролізного газу застосовують підвищені температури процесу та інтенсифіковані режими нагрівання, що сприяють розвитку вторинних реакцій термічного крекінгу парогазових продуктів і зменшенню частки конденсованої фракції. Процес має ендотермічний характер і потребує підведення теплоти в межах 0.5–3.0 МДж/кг біомаси [20]. Витрати теплоти визначаються температурою процесу, швидкістю нагрівання біомаси та особливостями конструкції реактора. За температури понад 450 °С теплоту згоряння піролізного газу можна використати на покриття внутрішніх теплових потреб, що дає змогу компенсувати витрати на нагрівання і зменшити потребу в зовнішньому підведенні енергії [20].

З позицій ексергетичного аналізу піроліз має вищий ступінь збереження потенціалу щодо виконання корисної роботи порівняно з окисними процесами, оскільки значна частина ексергетичного потенціалу вихідної біомаси концентрується у твердому вуглецевому залишку, представленому термостійкими ароматичними структурами [21, 22]. Акумуляція енергетичного потенціалу в біочарі забезпечує можливість його подальшого використання як енергетичного матеріалу або як стабільної форми тривалого зв'язування вуглецю, що підвищує екологічну та термодинамічну обґрунтованість процесу [23]. Багатопродуктний характер процесу піролізу зумовлює підвищену функціональну гнучкість енерготехнологічної системи: піролізна олія може використовуватися як рідке паливо або як хімічна сировина, тоді як піролізний газ витрачається на забезпечення внутрішніх потреб установки в теплоті, що дає змогу мінімізувати зовнішнє підведення енергії й підвищити сумарну енергетичну ефективність процесу [24, 25].

Виходячи з аналізу праць [1–25] можна констатувати, що кожна з технологій термохімічної конверсії біомаси (газифікація, піроліз) має власні технічні обмеження. Зокрема, газифікація орієнтована на отримання одного цільового продукту – генераторного газу, якість якого повинна відповідати жорстким вимогам щодо вмісту смол і механічних домішок, що зумовлює необхідність застосування складних систем очищення та підвищує експлуатаційні витрати [26, 27]. На відміну від газифікації піроліз забезпечує диференційований розподіл енергетичного потенціалу біомаси між трьома продуктами піролізу та знижує ймовірність потрапляння смолистих

сполук до елементів обладнання. За порівнянних умов рівень збереження ексергетичного потенціалу в процесі піролізу є вищим, ніж у газифікаційному, оскільки відсутнє часткове окиснення палива для підтримання температурного режиму [28].

Отже, обґрунтованою є потреба у створенні комбінованої установки з електронагрівом зони піролізу. Використання електронагріву як керованого джерела теплоти дасть змогу підтримувати необхідний температурний режим в піролізній установці без спалювання частини палива, що забезпечить стабільність складу і теплотворної здатності синтез-газу. Поєднання електронагріву з утилізацією теплоти піролізного газу для попереднього підігріву сировини зменшить потребу у зовнішньому енергопідведенні та підвищить загальну енергоефективність процесу.

Постановка завдання. Метою роботи є обґрунтування потужності електронагріву комбінованої піролізно-газифікаційної установки з інтегрованими процесами очищення та збагачення синтез-газу залежно від її конструкційно-технологічних параметрів. Для досягнення мети необхідно виконати такі завдання:

- провести порівняльний аналіз ефективності технологій піролізу і газифікації;
- обґрунтувати конструкційно-технологічні параметри комбінованої піролізно-газифікаційної установки з інтегрованими процесами очищення та збагачення синтез-газу;
- визначити необхідну потужність електронагрівання реакційної зони, а також зон очищення і збагачення синтез-газу;
- експериментальним шляхом перевірити достовірність аналітичних розрахунків.

Матеріали та методи дослідження

Об'єктом дослідження є комбінована піролізно-газифікаційна установка з інтегрованими процесами очищення та збагачення синтез-газу.

Предмет дослідження – залежності між конструкційно-технологічними параметрами комбінованої піролізно-газифікаційної установки та необхідною потужністю електронагріву її реакційної зони та зон очищення і збагачення синтез-газу (робочих зон).

Гіпотезою дослідження є те, що шляхом встановлення залежностей між конструкційно-технологічними параметрами комбінованої піролізно-газифікаційної установки та необхідною потужністю електронагріву робочих зон можна обґрунтувати раціональні значення потужності електронагріву. Отримані результати слугуватимуть підґрунтям для подальшого вдосконалення конструкції та режимів роботи комбінованих піролізно-газифікаційних установок для термохімічної конверсії біомаси в синтетичні палива.

Під час дослідження було прийнято низку спрощень. Розподіл температур у робочих зонах вважався

рівномірним, без урахування локальних гарячих та холодних зон. Коефіцієнт теплопередачі між нагрівачем і паливом приймався сталим незалежно від режиму горіння або піролізу. Для моделювання використано усереднені фізико-хімічні властивості біомаси, як-от вологість, щільність та теплова здатність. Реакційна зона розглядалася як однорідний об'єм без урахування складної геометрії та контактних зон з тенами. Вважалося, що властивості матеріалу нагрівачів упродовж експерименту залишалися незмінними, а зовнішні умови, зокрема температура та вологість навколишнього середовища, не змінювалися.

Дослідження виконувалися на піролізно-газифікаційній установці з інтегрованими процесами очищення та збагачення синтез-газу (рис. 1). Установка (рис. 1) складається зі сталевого корпусу, який виконаний зі сталі 45 у вигляді безшовної гарячегнетуї труби з товщиною стінки 8 мм. З метою герметизації корпус додатково утеплено базальтовим волокном 16. Товщина шару утеплення становить 100 мм. В середині корпусу концентрично розташована камера сухого піролізу 1. Камера піролізу виконана зі сталі 09Г2С (0.09 % вуглецю, близько 2 % марганцю, менше 1 % кремнію). Товщина стінки камери становить 8 мм. Конструкцією передбачено кільцевий простір між корпусом і камерою 1, який заповнений деревним біовугіллям 2. Для нагрівання в біовугіллі встановлено вертикальні 12 та горизонтальні 15 електронагрівачі (кварцові трубки з вольфрамовою спіраллю всередині мод. КГТ-220-1300). Установка оснащена колосниковою решіткою 3, містить інжектор 4, вертикальну трубу 14 та днище 6. Інжектор 4 встановлено під колосниковою решіткою 3. Установка зверху щільно закривається кришкою 5. Кріплення труби 14 реалізовано на зовнішній стінці камери піролізу 1 і виконано жорстким. Нижній кінець труби 14 сполучається з інжектором 4, а верхній – входить у внутрішній об'єм камери піролізу 1. Сполучення з інжектором забезпечує надходження газоподібних продуктів для подальшого розкладання. Конструкція (див. рис. 1) забезпечує ефективні умови для проведення газифікації / піролізу та інтегрованих процесів очищення і збагачення синтез-газу з біомаси, а отже, її можна застосовувати для створення децентралізованих джерел теплоелектропостачання на базі газопоршневих двигунів. Установка дає змогу виробляти безсміольний газ з біомаси. Для очищення виробленого синтез-газу його пропускають через розпечений до температури 1000 °С вугільний фільтр, в якому відбувається крекінг пари смоли на прості неконденсуючі сполуки, а також розкладання води на чадний газ та водень. Недоліком установки (див. рис. 1) є складність підтримувати високий температурний режим у зоні відновлення, де одночасно протікають термічні та хімічні процеси очищення та збагачення синтез-газу. Також мають місце значні витрати енергії на нагрівання камери сухого піролізу 1. Нагрівання камери піролізу 1 здійснюється електронагрівачами 12, а температурний режим у зоні відновлення підтримується горизонтально встановленими електронагрівачами 15. Установка також містить два люки 7 для завантаження деревного вугілля,

патрубок 8 для відбирання виробленого синтез-газу та люк 11 для розпалювання палива в установці. Для підключення електронагрівачів в установці передбачено клемову коробку 13. У режимі прямої газифікації для підвищення концентрації водню в синтез-газі передбачено трубку 9 для подачі води. Під час руху трубою 9 вода нагрівається та надходить під колосникову решітку у вигляді пари. У режимі сухого піролізу трубки 9 і 10 герметично перекриваються й не беруть участі в технологічному процесі.

Принцип роботи установки такий. На початку роботи установку через два люки 7 наповнюють подрібненим деревним вугіллям з розміром фракції 5–8 мм. Висота шару деревного вугілля має бути на 10–15 см вищою рівня електронагрівачів 12. Наступним кроком є увімкнення електронагрівачів 12 і нагрівання деревного вугілля. У камеру сухого піролізу 1 подають біопаливо (в нашому випадку – це деревні пелети). Пелети, виготовлені з деревини твердолистяних порід (бука, граба та дуба), були підготовлені відповідно до чинних технічних умов для пелетизованого біопалива. Хімічно-технологічні характеристики пелет представлені такими показниками: вологість – 14 %; зольність – 7.26 %; вміст летких речовин – 67.43 %; сірка – 0.11 %; нижча теплота згоряння – 15.04 МДж/кг; вища теплота згоряння – 17.91 МДж/кг; хлор у сухому стані – 0.085 %. У процесі розігрівання за допомогою електронагрівачів 12 деревне біовугілля акумулює теплову енергію та передає її стінкам камери піролізу. Під впливом підведеної ззовні теплоти відбувається поступове підвищення температури пелет в об'ємі камери, що зумовлює їх термічне розкладання. Внаслідок піролітичних перетворень формуються леткі піролізні сполуки і твердий вуглецевий залишок – біовугілля. Леткі піролізні сполуки через вертикальну трубу 14 подаються під колосникову решітку 3. Для виходу з установки леткі продукти піролізу мають пройти зону відновлення, розігріту електронагрівачами 15 до температури 1000 °С. У зоні відновлення відбувається термічний крекінг високомолекулярних вуглеводневих сполук з утворенням простіших горючих продуктів. Фізично та хімічно зв'язана вода, наявна в продуктах піролізу, бере участь у реакції утворення водяного газу, унаслідок чого формується синтез-газ, збагачений оксидом вуглецю та воднем. У подальшому водень взаємодіє з вуглецем з утворенням метану, тоді як діоксид вуглецю в зоні відновлення і збагачення відновлюється до оксиду вуглецю(II), що зумовлює підвищення теплоти згоряння отриманого синтез-газу. Після проходження зони відновлення горючі гази піднімаються кільцевим простором, охолоджуючись і передаючи частину теплоти деревному біовугіллю та камері сухого піролізу.

Деревне вугілля поповнюють через два люки 7. Синтез-газ виводять через патрубок 8. Установка може працювати в двох режимах: безперервно і періодично. З метою підвищення ККД установки після неї рекомендується встановлювати котел-утилізатор. Для реєстрації температури установки використовувалась термopapa: xpoмeль-алюмeлeвa TxA-2388. Вимірювання тривалості роботи установки здійснювалося за допомогою механічного секундоміра СОСпр-26-2-000 (клас точності 2, похибка ± 4 °С).

50 °C/хв і температурою 450–600 °C. Для отримання переважно горючих газів використовують повільний або помірний піроліз зі швидкістю нагрівання менш ніж 10 °C/хв за температур 700–900 °C.

У температурному інтервалі 700–900 °C процес піролізу може набувати автотермічного характеру, що супроводжується інтенсивним виділенням газоподібних продуктів і зменшенням виходу біовугілля. Основною перевагою газу, одержаного в піролізній установці, є відсутність баластного азоту, характерного для генераторного газу. Водночас такий газ містить діоксид вуглецю та частину летких негорючих компонентів, що знижує його теплотворну здатність.

У продуктах піролізу також присутня водяна пара, частина якої зумовлена початковою вологістю біомаси, а частина утворюється внаслідок термічної розкладання целюлози, геміцелюлози та лігніну – основних структурних компонентів біомаси. Водяна пара характеризується високою теплоємністю та відбирає значну частину підведеної теплоти, що негативно впливає на тепловий баланс процесу. Її наявність у газоподібних і рідких продуктах піролізу знижує їх теплотворну здатність і погіршує загальні енергетичні показники установки.

Виконаємо порівняння технологій піролізу і газифікації за енергетичними, технологічними та техніко-економічними показниками з метою визначення їх відносної ефективності та доцільності застосування в складі автономних енерготехнологічних систем (табл. 1).

Таблиця 1. Порівняльний аналіз ефективності технологій піролізу і газифікації

Марка (країна-виробник)	Електрична потужність установки, $N_{ел}$, кВт		Теплова потужність установки, Q , кВт		Витрата палива, кг/год		Питома витрата палива, кг/кВт _{ел}		Продуктивність за газом, м ³ /год		Питома ціна установки, грн/кВт		Вид палива, вологість палива (W), %		Споживання електроенергії, кВт		Приведений показник енерго-економічності 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	$b_{привед}$, бали	K
Газогенераторні установки																		
SynCraft Type 500 (Австрія)	500	10.0	740	10.0	362	1.00	0.724	4.10	1250	10.0	333 125	3.05	тріска, W=25–30 %	6.67	15	1.0	4.33	0.38
Wood gas CHP ECO 495 (Burkhardt Gruppe, Німеччина)	390	7.94	610	8.17	244	4.12	0.626	5.33	914	7.47	307 500	3.86	пелети, W=10 %	1.0	11	2.8	5.48	0.58
CW 1000-300 (SYNCRRAFT, Das Holzkraftwerk, Німеччина)	300	6.25	488	6.52	208	5.18	0.69	4.69	750	6.29	398 268	1.0	Деревні відходи, W=30–40 %	10.0	10	3.2	4.96	0.49
Wood gas CHP ECO 220 (Burkhardt Gruppe, Німеччина)	190	4.19	305	4.05	122	7.42	0.642	5.08	460	4.18	307 500	3.86	пелети, W≤10 %	1.0	5.5	6.6	5.94	0.66
ГГУ-100 «Атік» (Україна)	125	2.97	250	3.34	51	9.39	0.408	10.0	160	2.08	272 729	4.74	Солома, W≤40 %	10.0	7	5.2	7.87	1.0
CHP «НКА 70» Spanner Re ² GmbH (Німеччина)	68	1.9	144	2.42	55.1	9.25	0.810	2.89	155	2.05	281 875	4.42	Деревна тріска, W≤15 %	1.67	5	6.8	5.09	0.51
G-60 Herbst (Ірландія)	60	1.75	120	2.02	48.7	9.51	0.812	2.86	75	1.16	225 108	6.47	Деревна тріска, W≤30%	6.67	3	8.8	6.71	0.8
CHP «НКА 50» Spanner Re ² GmbH (Німеччина)	49	1.54	106	1.79	41.9	9.67	0.855	2.38	120	1.65	281 875	4.42	Деревна тріска, W≤15 %	1.67	6	6.4	5.22	0.53
Volter 40 Indoor (Фінляндія)	40	1.38	100	1.7	38	9.78	0.950	1.54	120	1.65	307 500	3.86	Деревна тріска, W≤18 %	2.67	2	9.6	6.49	0.76
All Power Labs PP30 (США)	25	1.09	50	1.19	25	10.0	1.0	1.25	75	1.16	112 554	10.0	Деревна тріска, W≤20 %	3.33	1	10.0	7.18	0.88
CMD ECO20x CHP System (Італія)	20	1.0	40	1.0	22	10.0	1.1	1.0	54	1.0	333 125	3.05	Деревна тріска, W=15–20 %	6.67	2	9.6	6.17	0.71
Піролізні установки (піролізний газ є вторинним джерелом теплоти)																		
Bioenergy Concept GmbH (Німеччина)	–	1.0	700	1.58	250	9.17	0.36	7.09	125	1.65	75 000	8.5	Рослинна та деревинна біомаса, W≤28 %	8.35	35	8.89	6.87	0.9
WasteX Carbonizer Model Y 2.3 (Сінгапур, виробництво – в Індії)	–	1.0	540	1.21	180	9.72	0.33	9.09	90	1.28	70 000	10.0	Рослинна та деревинна біомаса, W≤30 %	10.0	25	9.53	7.25	0.97

Марка (країна-виробник)	Електрична потужність установки, $N_{\text{ел}}$, кВт		Теплова потужність установки, Q , кВт		Витрата палива, кг/год		Питома витрата палива, кг/кВт _{ел}		Продуктивність за газом, м ³ /год		Питома ціна установки, грн/кВт		Вид палива, вологість палива (W), %		Споживання електроенергії, кВт		Приведений показник енергоекономічної 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	$b_{\text{привед}}$, бали	K
Піролізні установки (піролізний газ є вторинним джерелом теплоти)																		
Bioenergy Concept GmbH (Німеччина)	–	1.0	700	1.58	250	9.17	0.36	7.09	125	1.65	75 000	8.5	Рослинна та деревинна біомаса, $W \leq 27\%$	8.35	35	8.89	6.87	0.9
WasteX (Сінгапур)	–	1.0	800	1.79	300	9.54	0.37	9.09	150	1.84	70 000	10.0	Рослинна та деревинна біомаса, $W \leq 30\%$	10.0	45	8.58	7.10	0.94
ETIA Group – Biogreen® (Франція, група VOW)	–	1.0	1600	3.48	600	7.53	0.38	5.82	300	3.51	100 000	4.5	Рослинна та деревинна біомаса, $W \leq 22\%$	4.13	90	6.21	4.73	0.52
BTG Bioliquids (Нідерланди)	–	1.0	2000	4.31	1000	6.6	0.5	1.0	500	4.71	120 000	2.5	Рослинна та деревинна біомаса, $W \leq 20\%$	2.17	150	5.37	3.03	0.21
EMPYRO (Нідерланди)	–	1.0	5000	10.0	4500		0.9	7.2	2250	10.0	110 000	4.0	Рослинна та деревинна біомаса, $W \leq 20\%$	2.17	350	1.0	4.49	0.47
Carbon Twister Pyrolysis Furnaces (Нідерланди)	–	1.0	400	1.12	120		0.3	7.0	60	1.17	90 000	6.0	Рослинна та деревинна біомаса, $W \leq 25\%$	6.09	18	9.72	6.03	0.75
Eliquo Water & Energy / PYREG® (Німеччина)	–	1.0	533	1.0	150		0.28	10.0	75	1.0	80 000	7.0	Рослинна та деревинна біомаса, $W \leq 25\%$	6.09	20	10.0	7.44	1.0
Splainex (Splainex Ecosystems, Нідерланди)	–	1.0	1100	2.42	400		0.36	9.09	200	2.58	95 000	5.5	Рослинна та деревинна біомаса, $W \leq 28\%$	8.35	60	8.0	6.02	0.75
Ensyn RTP (Канада, США)	–	1.0	2500	5.0	1500		0.6	1.0	750	5.66	130 000	1.0	Рослинна та деревинна біомаса, $W \leq 18\%$	1.0	250	3.68	2.41	0.1

З метою забезпечення коректного та методично обґрунтованого прямого порівняння газогенераторних і піролізних установок у роботі застосовано уніфікований підхід до формування системи критеріїв оцінювання (b_1 – b_8) та інтегрального показника ефективності. Такий підхід дає змогу привести техніко-економічні характеристики різних за фізичною природою процесів до єдиної безрозмірної шкали та забезпечити їхню порівнюваність у межах спільної методики. При формуванні критеріїв враховано, що для більшості промислових піролізних установок піролізний газ виконує функцію внутрішнього (вторинного) енергоносія і використовується переважно для підтримання теплового балансу камери піролізу, а не розглядається як самостійний комерційний продукт. Це суттєво відрізняє піролізні установки від класичних газогенераторів, у яких синтез-газ є основним цільовим продуктом. У зв'язку з обмеженістю та неоднорідністю паспортних даних, що надаються виробниками піролізного обладнання, для окремих показників застосовано типові питомі характеристики процесу піролізу, отримані з узагальнених джерел літератури, з подальшим їх приведенням до уніфікованого формату розрахунку. Це

забезпечує методичну цілісність аналізу та дає змогу виконати коректне багатокритеріальне ранжування установок у межах єдиної оціночної моделі.

Оскільки піролізні установки в типовій конфігурації не виробляють електроенергію, прийнято $N_{\text{ел}} = 0$, а критерій b_1 є сталим у межах вибірки (1 бал) і не впливає на ранжування.

Для приведення до показників b_2 – b_8 використано узагальнені допущення (єдині для всієї підвибірки):

1) розрахункова теплова потужність установки визначалась через теплоту згоряння біомаси та прийнятну ефективність відбору теплоти (різну для різних технологічних класів):

$$Q = \frac{m \cdot LHV \cdot \eta}{3.6}, \quad (1)$$

де LHV – нижча теплота згоряння палива (прийнято 16 МДж/кг);

η – коефіцієнт корисного використання теплоти (прийнято $\eta = 0.6 - 0.8$).

2) продуктивність установки за газом $V_{\text{газ}}$ оцінювалася за питомим виробництвом синтез-газу:

$$V_{\text{газ}} = 0.5 \frac{\text{нм}^3}{\text{кг}} m, \quad (2)$$

де $V_{\text{газ}}$ – продуктивність установки за синтез-газом, нм³/год;

m – масова витрата палива, кг/год;

0.5 нм³/кг – питоме виробництво синтез-газу з 1 кг палива (сухої біомаси).

Споживання електричної енергії визначалося на основі типових питомих показників енергоспоживання допоміжних систем (транспортери, подрібнювальне обладнання, приводні установки тощо). Оцінювання здійснювалося за встановленою потужністю на власні потреби за заданої продуктивності подачі сировини, що забезпечує коректне зіставлення альтернативних технологічних рішень. Питома вартість установки задавалася в межах типових інвестиційних параметрів для промислового обладнання відповідного технологічного класу. Такий підхід дає змогу виконати порівняльне ранжування в межах досліджуваної вибірки без порушення відносної структури критерію та без спотворення логіки оцінювання.

Узагальнене рівняння багатопараметричної оптимізації енерготехнологічної системи має вигляд:

$$\max_{x \in \Omega} b_{\text{пр.}}(x) = \sum_{i=1}^n a_i b_i(y_i(x)), n = 8. \quad (3)$$

де x – сукупність керованих параметрів піролізно-газифікаційної установки, що визначають її техніко-економічні характеристики. У межах аналізу x є аргументом, який формує табличні показники $y_i(x)$;

Ω – область допустимих рішень, що задає множину порівнюваних варіантів системи:

$$y_{i,\min} \leq y_i(x) \leq y_{i,\max}, \quad i = 1, \dots, 8. \quad (4)$$

$b_{\text{пр.}}(x)$ – приведений показник енерго-економічної ефективності установки, наведений у бальній формі. Він є

$$\{y_i(x)\}_{i=1}^n = \{N_{\text{ел}}(x), Q(x), m(x), m_{\text{пр}}(x), V_{\text{газ}}(x), \Pi_{\text{пит}}(x), W(x), E_{\text{вл.спож.}}(x)\}. \quad (8)$$

$$b_{\text{пр.}}(x) = a_1 b_1(N_{\text{ел}}(x)) + a_2 b_2(Q(x)) + a_3 b_3(m(x)) + a_4 b_4(m_{\text{пр}}(x)) + a_5 b_5(V_{\text{газ}}(x)) + a_6 b_6(\Pi_{\text{пит}}(x)) + a_7 b_7(W(x)) + a_8 b_8(E_{\text{вл.спож.}}(x)), \quad (9)$$

де $N_{\text{ел}}$ – електрична потужність установки, кВт·год;

Q – теплова потужність установки, кВт·год;

m – витрата палива, кг/год;

$m_{\text{пр}}$ – питома витрата палива (на одиницю корисної потужності), кг/год;

$V_{\text{газ}}$ – продуктивність установки за газом, м³/год;

$\Pi_{\text{пит}}$ – питома ціна установки, грн/кВт;

W – допустима вологість палива %;

$E_{\text{вл.спож.}}$ – споживання електричної енергії для підтримання процесу газотворення, кВт.

$b_1, b_2, b_3, b_4, b_5, b_6, b_7, b_8$ – нормована бальна оцінка відповідно: електричної потужності установки (кВт·год); теплової потужності установки (кВт·год); витрати палива (кг/год);

результатом зваженого агрегування часткових бальних оцінок b_i за окремими критеріями;

$b_i(y_i)$ – нормовані бальні оцінки в інтервалі [1; 10], отримані з табличних значень (y_i) шляхом лінійної нормалізації в межах досліджуваної вибірки.

Для показників, зростання яких свідчить про підвищення ефективності установки (електрична та теплова потужність, продуктивність за газом, допустима вологість палива), використовується лінійна нормалізація за принципом монотонного зростання. Бальна оцінка визначається за залежністю:

$$b_i(y_i) = 1 + 9 \frac{y_i - y_{i,\min}}{y_{i,\max} - y_{i,\min}}, \quad i \in \{1, 2, 5, 7\}. \quad (5)$$

де y_i – фактичне значення i -го показника;

$y_{i,\max}, y_{i,\min}$ – мінімальне та максимальне значення відповідного показника в межах досліджуваної вибірки.

Для показників, зменшення яких свідчить про підвищення ефективності установки (загальна та питома витрата палива, питома ціна установки, споживання електроенергії на власні потреби), застосовується лінійна нормалізація за принципом монотонного спадання.

$$b_i(y_i) = 1 + 9 \frac{y_{i,\max} - y_i}{y_{i,\max} - y_{i,\min}}, \quad i \in \{3, 4, 6, 8\}. \quad (6)$$

a_i – коефіцієнти значущості критеріїв, що відображають їх відносний внесок у загальну ефективність. Встановлюються відповідно до пріоритетів оцінювання та задовольняють умови:

$$a_i \geq 0, \quad \sum_{i=1}^n a_i = 1, \quad n = 8. \quad (7)$$

Пріоритетність задана в такий спосіб: $a_4 > a_7 > a_8 > a_6$, тобто найбільшу вагу має мінімізація питомої витрати палива, далі – здатність установки працювати на вологому паливі, потім – мінімізація енергоспоживання та питомої ціни установки.

У нашому випадку вектор табличних показників $y_i(x)$ має вигляд:

питомої витрати палива (кг/кВт_{ел}); продуктивності установки за газом (м³/год); питомої ціни установки (грн/кВт); роботи установки на заданому виді сировини й вологості (%); електроспоживання на забезпечення внутрішніх енергетичних потреб процесу (кВт).

Коефіцієнт відносної ефективності установки:

$$K = 0.1 + 0.9 \frac{(b_{\text{пр}} - b_{\min})}{(b_{\max} - b_{\min})} \quad (10)$$

де $b_{\min}$ – мінімальне значення інтегрального показника в межах вибірки (відповідає найменш ефективній установці серед розглянутих), $b_{\min} = \min(b_{\text{пр}j})$;

$b_{\max}$ – максимальне значення інтегрального показника (відповідає найефективнішій установці серед розглянутих), $b_{\max} = \max(b_{\text{пр}j})$.

Газогенераторні установки характеризуються стабільністю виробництва синтез-газу та можливістю його прямого використання для виробництва електричної енергії в когенераційних установках. Технологія ефективно працює в установках малої та середньої потужності (50–500 кВт) і може бути відносно просто інтегрована в існуючу теплову систему об'єкта без складних додаткових рішень з організації теплообміну. Водночас ефективність газифікації істотно залежить від фізико-хімічних властивостей біомаси, що зумовлює необхідність її попередньої підготовки. До основних обмежень технології належать підвищене утворення смол під час газифікації окремих видів палива, чутливість процесу до коливань складу та вологості сировини, а також відсутність додаткової продукції, яка могла б забезпечувати додаткову економічну ефективність установки.

Піролізні установки переробляють сировину підвищеної вологості та забезпечують виробництво, крім піролізного газу, таких додаткових продуктів, як біовугілля та біоолія. Правильно організоване використання теплоти всередині установки (повторне використання теплоти процесу) зменшує утворення смол, а робота системи є екологічно безпечнішою. Однак з піролізного газу не виробляють безпосередньо електроенергію.

Встановлення установок потребує значних інвестицій, складнішої організації теплообміну, технічних рішень щодо використання / утилізації піролізного газу.

Середні бальні оцінки критеріїв для технологій піролізу та газифікації наведені на рис. 2.

Поєднання процесів піролізу та газифікації в одній установці дає можливість спочатку здійснити термічне розкладання біомаси, а отриманий газ надалі використати в камері газифікації або безпосередньо для виробництва електроенергії. Така схема забезпечує підвищення сумарного коефіцієнта корисного використання енергії до $K = 0.9$ ($K_{\text{газ}} = 0.664$, $K_{\text{пір}} = 0.683$) за рахунок внутрішньої теплової рекуперації, зниження питомої витрати палива та розширення допустимого діапазону вологості сировини. Додатковою перевагою є отримання біовугілля / біоолії як супутнього продукту, що покращує економічні показники установки. Теоретично це створює умови для виконання нерівності $K_{\text{пір-газиф}} > \max(K_{\text{пір}}, K_{\text{газ}})$, оскільки поєднання цих технологій дає змогу зменшити питому витрату палива, знизити енергетичні витрати на сушіння палива та раціонально використати тепло між окремими стадіями процесу.

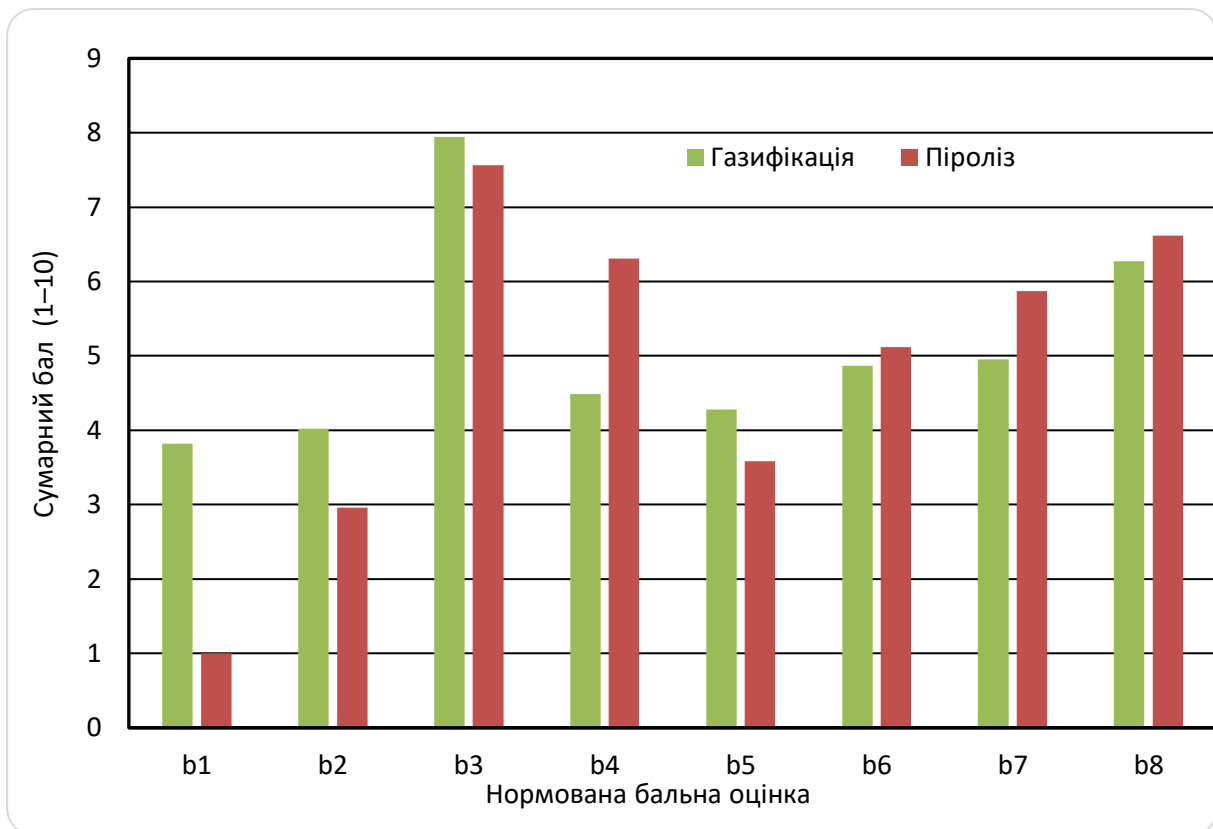


Рис. 2. Середні бальні оцінки критеріїв для технологій піролізу та газифікації

За результатами інтегральної оцінки встановлено, що технології піролізу та газифікації мають близькі значення узагальненого показника ефективності (див. рис. 2), однак різну структуру техніко-економічних характеристик. З метою підвищення якості газу, одержаного в процесі піролізу, пропонується поєднати піроліз із

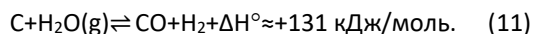
подальшим пропусканням піролізних газів через зону відновлення за аналогією з газогенераторною установкою [29]. Під час проходження через зону відновлення CO_2 відновлюється до CO , термічно нестійкі органічні сполуки деструктують з утворенням простіших горючих компонентів, смолисті речовини піддаються крекінгу, а

водяна пара взаємодіє з розігрітим вуглецем з утворенням CO та H₂; частина H₂ може далі реагувати з вуглецем з утворенням CH₄.

Одним з головних недоліків такого процесу є необхідність підтримання високої температури в зоні відновлення, особливо під час протікання реакцій взаємодії водяної пари з вуглецем, які є ендотермічними та потребують значного підведення теплоти. Зниження температури реакційної зони призводить до неповного перебігу цих реакцій, що суттєво погіршує склад і теплотворну здатність газу.

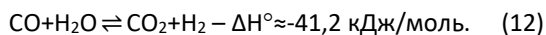
Відведення газу з камери піролізу та з установки здійснюється самоплином, процес відновлення в надкоисникової зоні відбувається за мінімального надлишкового тиску, величина якого визначається опором шару деревного вугілля проходженню синтез-газів, що утворюються внаслідок термолізу. З урахуванням насипної щільності деревного вугілля в кільцевому просторі між корпусом і камерою піролізу цей надлишковий тиск незначною мірою відрізняється від атмосферного. Тому масо- та теплообмінні процеси доцільно розглядати як такі, що перебувають за умов сталого атмосферного тиску.

Оскільки для перебігу реакції взаємодії водяної пари з вуглецем необхідне підведення теплоти, процес протікає за температури 800–1000 °C та за тиску, близького до атмосферного:

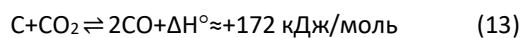


Тому при розрахунку балансу теплоти, необхідної для перебігу реакції водяного газу, слід врахувати витрати теплоти на підігрівання водяної пари та деревного вугілля до температури 900 °C, а також витрати теплоти на перебіг самої хімічної реакції, оскільки вона є ендотермічною.

Необхідно враховувати, що частина оксиду вуглецю (CO), утвореного внаслідок реакції (1), може безпосередньо взаємодіяти з водяною парою, що зумовлює перебіг реакції конверсії водяного газу:



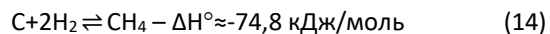
Ця реакція є екзотермічною та супроводжується виділенням 41,2 кДж/моль теплоти, та приводить до утворення діоксиду вуглецю (CO₂). У зоні відновлення CO₂ вступає у взаємодію з вуглецем з утворенням оксиду вуглецю (CO) за реакцією Будуара, яка є ендотермічною:



Враховуючи перебіг хімічного процесу, до 50 % парів H₂O можуть брати участь в утворенні вуглекислого газу (CO₂). Проте якщо порівнювати ентальпію реакції утворення водяного газу $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + \text{H}_2$ та сумарну ентальпію послідовності (конверсія CO водяною парою $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$ з одночасною реакцією Будуара $\text{C} + \text{CO}_2 \rightleftharpoons 2\text{CO}$), то сумарна зміна ентальпії в обох випад-

ках є однаковою і становить $\Delta H^\circ \approx +131$ кДж/моль. Оскільки обидва шляхи перетворення забезпечують однаковий сумарний тепловий ефект і формують еквівалентний склад газової фази, у подальших енергетичних розрахунках баланс теплоти доцільно визначати, виходячи з реакції утворення водяного газу для всієї кількості водяної пари, що міститься в продуктах піролізу.

Оскільки під час проходження зони відновлення утворюється вільний водень, за наявності вуглецю можливе протікання реакції гідрогазифікації, яка є екзотермічною:



Реакція гідрогазифікації протікає в температурному інтервалі 800–1000 °C. За умови зростання температури рівновага зміщується в бік розкладання метану на вуглець і водень. Отже, утворення метану може відбуватися поза зоною відновлення, а саме у зоні охолодження продуктів піролізу, яка одночасно забезпечує нагрівання камери сухого піролізу. Тому в подальших розрахунках витрат теплоти на підтримання температури відновної зони теплоту, що виділяється під час реакції гідрогазифікації, не враховуємо.

Надходження водяної пари до зони відновлення є нерівномірним і характеризується піковими значеннями, що відповідають перебігу фізичних і хімічних процесів у камері сухого піролізу. Перший етап пов'язаний з випаровуванням вологи з матеріалу, який піддається піролізу, та визначається залишковою фізичною вологістю деревних пелет.

Подальші розрахунки виконано для 1 кг пелет вологістю 14 %. Суха речовина складається з 42 % целюлози, 31 % геміцелюлози, 23 % лігніну, 3 % екстрактивних речовин і 1 % золи.

Другий етап виділення води пов'язаний з термічним розкладанням геміцелюлози. Процес протікає в температурному діапазоні 220–315 °C, при цьому максимальна швидкість розкладання спостерігається за температури близько 290 °C. Внаслідок деструкції геміцелюлози може утворюватися водяна пара масою до 18 % від її початкової маси.

Третій етап утворення води відповідає розкладанню целюлози. Він відбувається в доволі широкому температурному інтервалі, 250–400 °C, а кількість води, що виділяється, може становити до 18 % від початкової маси целюлози.

Четвертий етап утворення води пов'язаний з термічним розкладанням лігніну. Процес відбувається в температурному діапазоні 200–400 °C, при цьому кількість води, що виділяється, може становити до 8 % від початкової маси лігніну.

Результати розрахунку кількості водяної пари, що утворюється на окремих стадіях термічного розкладання целюлози, геміцелюлози та лігніну, занесемо в табл. 2.

Таблиця 2. Результати розрахунку кількості водяної пари, що утворюється під час піролізу пелет

Етап	Температурний діапазон, °C	Пік виділення во- логи, °C	У відношенні до по- чаткової маси мате- ріалу, %	У перерахунку на 1 кг біомаси, г
Підсушування біо- маси	100–130	відсутній	14	140
Розкладання геміо- целюлози	220–315	290	18	65
Розкладання целю- лози	250–400	290–310	18	48
Розкладання лігніна	200–400	відсутній	8	16

Аналіз даних табл. 2 свідчить, що під час піролізу з 1 кг пелет утворюється близько 269 г водяної пари, що від-
повідає 27 % від початкової маси сировини. Близько
52 % від цієї кількості пари виділяється в температур-
ному інтервалі 100–130 °C. Другий виражений макси-
мум припадає на діапазон 290–310 °C і становить приб-
лизно 42 % від загальної маси утвореної вологи.

Виконаний аналіз дозволяє показати, що максимальне
термічне навантаження зона відновлення зазнає під час
випаровування вологи з пелет, оскільки саме на цьому
етапі до вказаної зони необхідно підводити найбільшу
кількість енергії. На цьому етапі водяна пара має темпе-
ратуру близько 100 °C, тому необхідно підвести додат-
кову теплоту для її нагрівання до температури, за якої
відбувається реакція утворення водяного газу.

Оскільки теплоємність водяної пари зростає зі збільшен-
ням температури, у розрахунках приймаємо її значення за
температури 1000 °C, що становить $c_p = 2.32$ кДж/(кг·K).

Розрахуємо потрібну кількість теплоти для компенсації
нагрівання пари до 900 °C:

$$Q_p = c_p \cdot m_p \cdot \Delta T, \quad (15)$$

де c_p – питома теплоємність водяної пари, кДж/(кг·K);
 m_p – маса водяної пари, кг;
 ΔT – зміна температури, °C.

За швидкості нагрівання 10°C/хв потужність теплового
потoku визначається за виразом:

$$P_p = Q_p / t, \quad (16)$$

де t – час нагрівання, с.

Кількість теплоти, яку необхідно підвести до зони відно-
влення для її розігрівання до 1000 °C:

$$Q_v = c_v \cdot m_v \cdot \Delta T, \quad (17)$$

де Q_v – кількість теплоти, яку слід підвести до зони від-
новлення для її розігрівання до 1000°C, кДж;
 c_v – питома теплоємність вуглецю, кДж/(кг·K);
 m_v – маса вуглецю, кг;
 ΔT – зміна температури, °C.

Для розігрівання зони відновлення до температури
1000 °C упродовж 10 хв необхідна потужність теплового
потoku становить:

$$P_v = Q_v / t_v, \quad (18)$$

де P_v – потужність теплового потоку, необхідна для ро-
зігрівання зони відновлення, Вт;

t_v – час нагрівання, с.

Кількість теплоти, необхідної для протікання реакції
утворення водяного газу:

$$Q_R = \Delta H^\circ \cdot (m_{H_2O} / M_{H_2O}), \quad (19)$$

де Q_R – кількість теплоти, необхідної для протікання ре-
акції утворення водяного газу, кДж (Дж);

m_{H_2O} – маса води, кг;

M_{H_2O} – молярна маса води, кг/моль;

ΔH° – значення ентальпії реакції утворення водяного
газу, кДж/моль.

Реакція утворення водяного газу характеризується утво-
ренням CO та H₂ у температурному діапазоні 800–
1000 °C. Тому на початковому етапі надходження водя-
ної пари в зону відновлення, за умови попереднього на-
грівання цієї зони до 1000 °C, у ній наявний запас внут-
рішньої енергії розігрітого деревного вугілля. Цей запас
може бути використаний для нагрівання водяної пари
та забезпечення протікання реакції утворення водяного
газу. Прийmemo допустиме зниження температури в
зоні відновлення до 820 °C та обчислимо запас енергії,
що може бути використаний для реакції утворення H₂.

$$Q_{vs} = c_{v900} \cdot m_v \cdot \Delta T, \quad (20)$$

де Q_{vs} – запас теплоти, реакційної зони відновлення,
кДж;

c_{v900} – питома теплоємність деревного вугілля за сере-
дньої температури процесу (≈900 °C), кДж/(кг·K);

m_v – маса деревного вугілля в зоні відновлення, кг;

ΔT – зміна температури, °C.

Додаткова кількість теплоти, яку необхідно підвести до
зони відновлення, визначається як різниця між сумар-
ними витратами теплоти на нагрівання водяної пари та
протікання реакції водяного газу і наявним запасом те-
плоти розігрітого вуглецю:

$$Q = Q_p + Q_R - Q_{vs}, \quad (21)$$

де Q – додаткова кількість теплоти, яку необхідно підве-
сти до зони відновлення, кДж;

Q_p – кількість теплоти, необхідна для компенсації нагрівання пари до 900 °С, кДж;

Q_R – кількість теплоти, необхідна для протікання реакції утворення водяного газу, кДж;

Q_{vs} – запас теплоти, реакційної зони відновлення, кДж.

Оскільки пікова фаза процесу триває приблизно 1 хв, необхідний тепловий потік для компенсації енергетичних витрат у зоні відновлення визначається за виразом:

$$P = Q/t, \quad (22)$$

де P – потужність теплового потоку, Вт;

Q – додаткова кількість теплоти, яку необхідно підвести до зони відновлення, кДж;

t – тривалість пікової фази процесу, с.

Розглянемо питання конструктивного розміщення зони відновлення. За температури, близької до 1000 °С, передача теплоти від зони відновлення до навколишнього середовища відбувається, переважно, шляхом теплового випромінювання. За відсутності теплоізоляції радіаційні втрати були б значними. Тому зону відновлення необхідно екранувати з боків футеровкою, а зверху та знизу ізолювати шарами матеріалу з низькою теплопровідністю. У запропонованій конструкції як теплоізоляційний прошарок використовується шар деревного вугілля. Площа поверхні, визначена з геометричних параметрів установки і становить $S = 0.138 \text{ м}^2$. Температуру в зоні відновлення прийнято близько 1000 °С. Бічні стінки мають футеровку, тому втрати теплоти в радіальному напрямку мінімальні. Усередині шару рівномірно розміщені електронагрівачі. Виходячи з термохімічних процесів, що відбуваються в зоні відновлення, приймаємо її висоту 100 мм.

Граничну температуру зовнішньої поверхні приймаємо не вищою за 200–250 °С. За такого рівня температури інтенсивність теплового випромінювання поверхні становить приблизно 2–3 % від випромінювання при 1000 °С, що забезпечує суттєве зменшення радіаційних втрат теплоти.

Для насипного шару деревного вугілля за високих температур реальна теплопровідність становить $\lambda = 0.15 \dots 0.20 \text{ Вт/(м·К)}$; у розрахунках приймемо $\lambda = 0.2 \text{ Вт/(м·К)}$.

Середній тепловий потік через шар визначаємо як:

$$q = \frac{P}{2 \cdot S}, \quad (23)$$

q – щільність теплового потоку, Вт/м²;

P – сумарна потужність електронагрівачів, Вт;

S – площа поверхні теплообміну, м².

Необхідний перепад температур:

$$\Delta T = T_0 - T_S, \quad (24)$$

де ΔT – зміна температури, °С;

T_0 – початкова температура в зоні відновлення, °С;

T_S – температура шару деревного вугілля, °С.

Необхідна товщина шару вугілля, за законом Фур'є:

$$q = \lambda \cdot \Delta T / \delta, \quad (25)$$

звідси

$$\delta_{\text{біовуг}} = \lambda \cdot \Delta T / q, \quad (26)$$

де $\delta_{\text{біовуг}}$ – товщина шару вугілля, м;

q – щільність теплового потоку, Вт/м²;

λ – коефіцієнт теплопровідності шару вугілля, Вт/(м·К);

ΔT – зміна температури, °С;

Окремого вивчення потребує питання підведення теплоти до пелет, розміщених у камері сухого піролізу. Конструктивно камера сухого піролізу є герметизованим металевим циліндром з трубкою відведення синтез-газу, який встановлено всередині зовнішнього корпусу установки, також виконаного у вигляді циліндра. Між зовнішнім корпусом і корпусом камери сухого піролізу утворюється замкнений міжкорпусний простір, що має зовнішній патрубок для відведення газу. У нижній частині зовнішнього корпусу, під камерою сухого піролізу, розміщена зона відновлення, очищення та збагачення отриманого горючого газу. Горючі гази через відвідну трубку подаються в нижню частину зовнішнього корпусу. Таким чином, для виходу з установки горючий газ повинен пройти через зону відновлення, при цьому його рух забезпечує конвективний теплообмін між зоною відновлення та корпусом камери сухого піролізу під час протікання процесу піролізу пелет.

Початкове нагрівання камери сухого піролізу здійснюється чотирма електронагрівачами типу КГТ потужністю по 1300 Вт, розміщеними у міжкорпусному просторі між зовнішнім корпусом і корпусом камери. Зазначений простір заповнений деревним вугіллем насипної щільності, яке виконує функцію теплоакумуляційного та ізолювального шару.

Електронагрівачі розміщені рівномірно по периметру корпусу камери, формуючи чотири рівнозначні сектори, що нагріваються, та забезпечуючи симетричний розподіл теплового потоку. Об'єм камери сухого піролізу забезпечує завантаження приблизно 9 кг пелет у насипному стані.

Для проведення теплових розрахунків приймемо: один сектор, що нагрівається, розглядаємо як плоску прямокутну стінку висотою 350 мм і шириною 173 мм, в якій між теном і металевим корпусом камери сухого піролізу розміщений шар деревного вугілля товщиною 50 мм, далі розташована металева пластина товщиною 8 мм. З внутрішнього боку стінки розміщений шар пелет товщиною 45 мм з масою 2.25 кг.

У розрахунках приймаємо, що 50 % потужності електронагрівача рівномірно передається шару деревного вугілля. Тепловіддача електронагрівача, розігрітого до 1000 °С, відбувається переважно випромінюванням у повному куті 360°. З урахуванням теплоємності шару вугілля та неминучих теплових втрат у конструкції в подальших розрахунках приймаємо, що на нагрівання камери сухого

піролізу ефективно використовується лише половина встановленої потужності електронагрівачів.

Для подальших розрахунків приймемо, що площа прямокутної стінки при висоті $h = 0.35$ м та ширині $b = 0.173$ м становить $S_R = 0.35 \times 0.173 = 0.0606$ м². Теплопровідність пористого деревного вугілля становить $\lambda_{\text{біовуг}} \approx 0.2$ Вт/м·К, а сталі – $\lambda_{\text{сталі}} \approx 45$ Вт/м·К.

Термічний опір шарів знайдемо за математичною залежністю:

$$R = \delta / \lambda, \quad (27)$$

де δ – товщина шару, м;

λ – коефіцієнт теплопровідності матеріалу, Вт/(м·К).

Для шара деревного вугілля товщиною 50 мм за коефіцієнта теплопровідності 0.2 Вт/м·К термічний опір становить $R_{\text{біовуг}} = 0.05/0.2 \approx 0.25$ м² К/Вт. Для металевої стінки товщиною 8 мм за теплопровідності 45 Вт/м·К термічний опір становить $R_{\text{сталі}} = 0.008/45 \approx 0.00017$ м² К/Вт.

Аналіз отриманих значень свідчить, що у розглянутій системі теплопередачі визначальним є термічний опір шару деревного вугілля, тоді як опір металевої стінки є на кілька порядків меншим і практично не впливає на загальний процес теплопередачі.

Густина реального теплового потоку визначається за співвідношенням:

$$q' = (T_1 - T_2) / R_{\Sigma}, \quad (28)$$

де q' – густина реального теплового потоку, Вт/м²;

T_1 – температура внутрішньої поверхні зони нагрівання (температура шару деревного вугілля), °С;

T_2 – температура внутрішньої поверхні металевої стінки камери, °С;

R_{Σ} – сумарний термічний опір теплопровідних шарів, м²·К/Вт.

Повний тепловий потік (потужність), що передається пелетам:

$$Q_{\text{пел}} = q \cdot S_R, \quad (29)$$

$Q_{\text{пел}}$ – повний тепловий потік, що передається пелетам, Вт;

S_R – площа теплопередачі, м².

Швидкість нагрівання пелет у камері сухого піролізу визначимо за формулою:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{Q_{\text{пел}}}{m_{\text{пел}} \cdot c_{\text{пел}}} \quad (30)$$

де $\frac{dT}{dt}$ – швидкість нагрівання пелет у камері сухого піролізу, °С/хв;

$m_{\text{пел}}$ – маса сухих пелет в секторі, кг;

$c_{\text{пел}}$ – питома теплоємність пелет, кДж/(кг·К).

Таблиця 3. Результати теплових розрахунків піролізно-газифікаційної установки з інтегрованими процесами очищення та збагачення синтез-газу

Параметр	Позначення	Величина	Одиниці вимірювання	Математичне рівняння
Вихідні дані для розрахунку				
Маса пелет (для аналітичного оцінювання процесу утворення водяної пари)	m	1.0	кг	
Маса утвореної водяної пари	m_{H_2O}	0.269	кг	
Частка водяної пари	-	27	%	
Частка вологи в температурному діапазоні (100–130 °С)		52	%	
Частка вологи в температурному діапазоні (290–310 °С)		42	%	
Маса водяної пари	m_p	0.14	кг	
Питома теплоємність пари	c_p	2.25	кДж/(кг·К)	
Питома теплоємність пари при 1000 °С	c_p	2.32	кДж/(кг·К)	
Питома теплоємність вуглецю	c_v	1.45	кДж/(кг·К)	
Маса деревного вугілля	m_v	2.7	кг	
Ентальпія реакції водяного газу	ΔH°	131	кДж/моль	
Молярна маса води	M_{H_2O}	0.018	кг/моль	
Час пікової фази	t	60	с	
Час розігрівання зони	t_v	600	с	
Температура зони відновлення	T_1	1000	°С	
Температура зони відновлення	T_2	20	°С	

Параметр	Позначення	Величина	Одиниці вимірювання	Математичне рівняння
Коефіцієнт теплопровідності деревного вугілля	$\lambda_{\text{біовуг}}$	0.2	Вт/(м·К)	
Коефіцієнт теплопровідності сталі	$\lambda_{\text{сталі}}$	45	Вт/(м·К)	
Висота сектора	h	0.35	м	
Ширина сектора	b	0.173	м	
Товщина шару вугілля	$\delta_{\text{біовуг}}$	0.05	м	
Товщина сталеві стінки камери	$\delta_{\text{сталі}}$	0.008	м	
Питома теплоємність пелет	c_{pel}	1.4	кДж/(кг·К)	
Маса пелет (в секторі)	$m_{\text{пел}}$	2	кг	
Результати розрахунків				
Сумарна потужність нагрівачів	P_{Σ}	6.5	кВт	
Теплота нагрівання пари до 900 °С	Q_p	252	кДж	(5)
Потужність нагрівання пари	P_p	4.2	кВт	(6)
Теплота розігрівання зони відновлення	Q_v	3797.6	кДж	(7)
Потужність розігрівання зони	P_v	6.33	кВт	(8)
Теплота реакції водяного газу	Q_R	1019	кДж	(9)
Запас теплоти зони	Q_{vs}	923.4	кДж	(10)
Додаткова теплота	Q	347.6	кДж	(11)
Необхідна потужність у піковій фазі	P	5.79	кВт	(12)
Щільність теплового потоку	q	23.5	кВт/м ²	(13)
Перепад температур	ΔT	800	°С	(14)
Необхідна товщина шару вугілля	$\delta_{\text{біовуг}}$	0.07	м	(16)
Прийнята товщина шару вугілля	$\delta_{\text{біовуг}}$	0.10	м	-
Термічний опір шару деревного вугілля	$R_{\text{біовуг}}$	0.25	м ² К/Вт	(17)
Термічний опір сталеві стінки товщиною 8 мм за теплопровідності 45 Вт/м·К	$R_{\text{сталі}}$	0.00017	м ² К/Вт	(17)
Сумарний термічний опір	R_{Σ}	0.25017	м ² ·К/Вт	
Густина реального теплового потоку	q'	3.917	Вт/м ²	(18)
Потужність, що передається пелетам	$Q_{\text{пел}}$	237	Вт	(19)
Швидкість нагрівання пелет	$\frac{dT}{dt}$	0.0846	К/с	(20)
Швидкість нагрівання зони	-	5.08	°С/хв	-

Отже, для підтримання процесу достатньо застосувати п'ять електронагрівачів сумарною потужністю 6.5 кВт, що забезпечить як швидке розігрівання зони відновлення, так і компенсацію витрат теплоти під час протікання реакції утворення водяного газу.

Розрахунок показує (табл. 3), що мінімальна товщина теплоізоляційного шару становить 70 мм; однак з урахуванням конструктивного запасу приймається товщина 100 мм, яка закладена в конструкції установки.

На експериментальній установці в камеру сухого піролізу було завантажено 8 кг пелет і виконано нагрівання до температури 280 °С з фіксацією часу та температури. За результатами експерименту та розрахункової швидкості

нагрівання пелет побудовано температурні залежності нагрівання пелет у камері сухого піролізу (рис. 3).

Величину відхилення між експериментальними та теоретичними даними оцінено за допомогою індексу детермінації R^2 , який для виконаних розрахунків становить 0.989. Отже, маємо високий ступінь узгодження даних, отриманих експериментальним та аналітичним шляхами, особливо в температурному діапазоні 40–100 °С (див. рис. 3). Незначні відхилення експериментальної кривої від теоретичної зумовлені перебігом процесів піролізу летких компонентів. Частина підведеної енергії витрачається на їх термічне розкладання та фазове перетворення з утворенням газоподібних продуктів, а не на підвищення температури пелет.

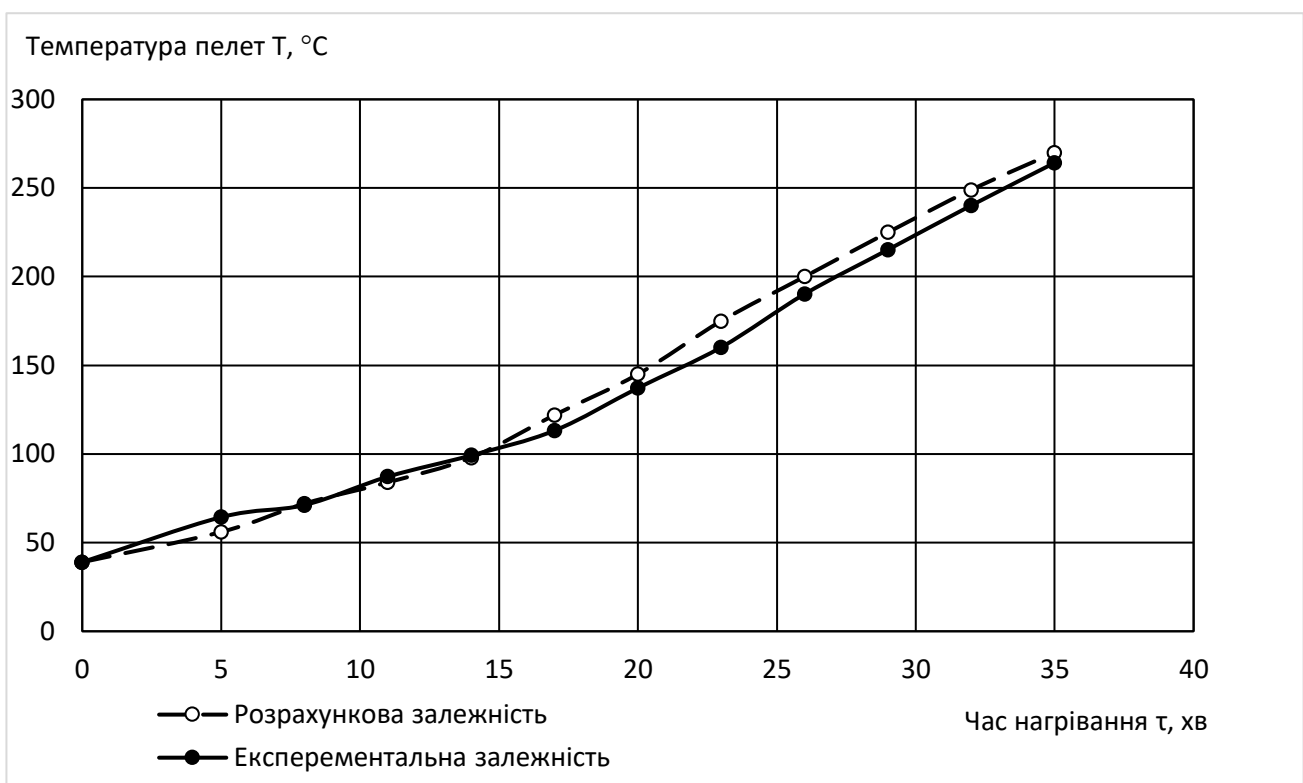


Рис. 3. Залежність температури пелет у камері сухого піролізу від часу нагрівання

Цю роботу виконано в межах проекту HEI-COPILOT, що реалізується в рамках ініціативи EIT HEI Initiative «Розвиток інноваційної спроможності закладів вищої освіти», яка фінансується Європейським Союзом.

Висновки

За результатами дослідження встановлено:

1. Інтегральні коефіцієнти ефективності газифікації та піролізу є зіставними $K_{га} = 0.664$, а $K_{пір} = 0.683$, що свідчить про відсутність суттєвої переваги однієї технології над іншою при їх окремому застосуванні. За рахунок зниження питомого споживання електроенергії на власні потреби та розширення допустимого діапазону вологості палива технічно обґрунтованим є створення комбінованої піролізно-газифікаційної установки як енергоефективного рішення, що забезпечує інтегральний коефіцієнт ефективності на рівні $K = 0.9$.
2. Зона відновлення повинна мати висоту 100 мм, у якій необхідно підтримувати температуру в діапазоні 850–1000 °C. Для зменшення тепловтрат випромінюванням над та під зоною відновлення передбачено шар деревного біовугілля товщиною не менше 100 мм. Крім того, у статті обґрунтовано та віднесено до одиниці маси палива витрати енергії на одержання горючих газів з водяної пари фізичної вологості пелет та водяної пари, що формується внаслідок термічного розкладу її структурних компонентів.
3. Внаслідок проведених досліджень визначено витрати енергії на технологічні процеси піролізу, очищення та відновлення горючих газів. Встановлено, що сумарна потужність електронагрівання камери сухого піролізу має становити 6.5 кВт (п'ять електронагрівачів по 1300 Вт). Для забезпечення рівномірного температурного поля електронагрівачі в центральній частині зони відновлення повинні бути розташовані симетрично та з однаковим кроком, що гарантує однорідне нагрівання робочого об'єму камери сухого піролізу.
4. Аналіз температурної залежності свідчить, що процес нагрівання пелет у камері сухого піролізу відбувається рівномірно та без різких температурних коливань. Експериментальна крива та розрахункова крива мають близький характер, що підтверджує адекватність прийнятої теплотехнічної моделі. Невеликі відхилення в окремих температурних інтервалах пов'язані з перебігом фізико-хімічних процесів у пелетах, зокрема з видаленням вологи та початком термічного розкладання органічних компонентів. Загалом отримані результати підтверджують правильність визначення потужності електронагріву та ефективність вибраної конструкції камери сухого піролізу.

ПОСИЛАННЯ

1. Nadeem, T. B., Siddiqui, M., Khalid, M., Asif, M. (2023). Distributed energy systems: A review of classification, technologies, applications, and policies. *Energy Strategy Reviews*, 48, 101096. <https://doi.org/10.1016/j.esr.2023.101096>
2. Iweh, C. D., Gyamfi, S., Tanyi, E., & Effah-Donyina, E. (2021). Distributed Generation and Renewable Energy Integration into the Grid: Prerequisites, Push Factors, Practical Options, Issues and Merits. *Energies*, 14(17), 5375. <https://doi.org/10.3390/en14175375>
3. Situmorang, Y. A., Zhao, Zh., Yoshida, A., Abudula, A., Guan, G. (2020). Small-scale biomass gasification systems for power generation (<200 kW class): A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 117, 109486. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109486>
4. Akhtar, A., Krepl, V., & Ivanova, T. (2018). A combined overview of combustion, pyrolysis, and gasification of biomass. *Energy & Fuels*, 32(7), 7294–7318. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.8b01678>
5. Abouemara, K., Shahbaz, M., McKay, G., & Al-Ansari, T. (2024). The review of power generation from integrated biomass gasification and solid oxide fuel cells: Current status and future directions. *Fuel*, 360, 130511. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.130511>
6. International Energy Agency. Global Energy Review 2025: Electricity [Електронний ресурс]. Paris: IEA, 2025. Режим доступу: <https://www.iea.org/reports/global-energy-review-2025/electricity> (дата звернення: 11.02.2026).
7. International Energy Agency. Electricity Mid-Year Update 2025: Demand – Global Electricity Use to Grow Strongly in 2025 and 2026 [Електронний ресурс]. Paris: IEA, 2025. Режим доступу: <https://www.iea.org/reports/electricity-mid-year-update-2025/demand-global-electricity-use-to-grow-strongly-in-2025-and-2026> (дата звернення: 11.02.2026).
8. Balopi, B., Moyo, M., & Gorimbo, J. (2025). Biomass-to-electricity conversion technologies: A review. *Waste Disposal & Sustainable Energy*, 7, 323–351. <https://doi.org/10.1007/s42768-025-00226-5>
9. International Energy Agency. Bioenergy – Analysis and outlook [Електронний ресурс]. Paris: IEA, 2025. Режим доступу: <https://www.iea.org/energy-system/renewables/bioenergy> (дата звернення: 11.02.2026).
10. Gao, Y., Wang, M., Raheem, A., Wang, F., Wei, J., Xu, D., Song, X., Bao, W., Huang, A., Zhang, S., & Zhang, H. (2023). Syngas production from biomass gasification: Influences of feedstock properties, reactor type, and reaction parameters. *ACS Omega*, 8(35), 31620–31631. <https://doi.org/10.1021/acsomega.3c03050>
11. Jerzak, W., Acha, E., & Li, B. (2024). Comprehensive Review of Biomass Pyrolysis: Conventional and Advanced Technologies, Reactor Designs, Product Compositions and Yields, and Techno-Economic Analysis. *Energies*, 17(20), 5082. <https://doi.org/10.3390/en17205082>
12. Li, T., Wang, J., Chen, H., et al. (2023). Performance analysis of an integrated biomass-to-energy system based on gasification and pyrolysis. *Energy Conversion and Management*, 287, 117085. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117085>
13. European Biogas Association (EBA). Gasification: diversification of biomass processing and waste utilisation [Електронний ресурс]. SAF Україна, 29.04.2025. Режим доступу: <https://saf.org.ua/news/2321/> (дата звернення: 11.02.2026).
14. Ruiz, J. A., Juárez, M. C., Morales, M. P., Muñoz, P., & Mendivil, M. A. (2013). Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 18, 174–183. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.10.021>
15. IEA Bioenergy (2025) Biomass gasification for hydrogen production. IEA Bioenergy Task 33. Режим доступу: https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2025/03/IEA-Bioenergy_T33_Bio-H2_Final_v2.pdf (дата звернення: 11.02.2026)
16. Huang, Y., Wan, Y., Liu, S., Zhang, Y., Ma, H., Zhang, S., & Zhou, J. (2019). A Downdraft Fixed-Bed Biomass Gasification System with Integrated Products of Electricity, Heat, and Biochar: The Key Features and Initial Commercial Performance. *Energies*, 12(15), 2979. <https://doi.org/10.3390/en12152979>
17. Alabi, O. O., Gbadeyan, O. J., Towoju, O. A., & Deenadayalu, N. (2024). Enhancing sustainable energy production through biomass gasification gas technology: A review. *F1000Research*, 13, 511. <https://doi.org/10.12688/f1000research.147958>
18. Zhang, Y., Wan, L., & Guan, J. (2020). A review on biomass gasification: Effect of main parameters on char generation and reaction. *Energy & Fuels*, 34(11), 13438–13455. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.0c02900>
19. Parvari, E., Mahajan, D., & Hewitt, E. L. (2025). A review of biomass pyrolysis for production of fuels: Chemistry, processing, and techno-economic analysis. *Biomass*, 5(3), 54. <https://doi.org/10.3390/biomass5030054>
20. Ortiz, O. A., Orozco, L. M., Rios, L. A. (2025). A new modelling approach for the pyrolysis step in biomass

- gasification, *Results in Chemistry*, 14, 102146.
<https://doi.org/10.1016/j.rechem.2025.102146>
21. Chandrasekharan Nair, S., John, V., Geetha Bai, R., & Kikas, T. (2025). Torrefaction of Lignocellulosic Biomass: A Pathway to Renewable Energy, Circular Economy, and Sustainable Agriculture. *Sustainability*, 17(17), 7738. <https://doi.org/10.3390/su17177738>
 22. Tiedeu William, N., & Adipah, S. (2018). Coal and biomass pyrolysis and gasification – A review. *Journal of Energy Research and Reviews*, 1(1), 1–21.
<https://doi.org/10.9734/jenrr/2018/v1i19781>
 23. Alam, M., Loha, Ch., Sarkar, I., Chaturvedi, N. D. (2025). An integrated pyrolysis and air gasification model for hydrogen-rich syngas production and comparative assessment of agricultural biomass in Aspen plus, *International Journal of Hydrogen Energy*, 179, 151696.
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2025.151696>
 24. Buelvas, A., Quintero-Coronel, D. A., Vanegas, O., Ortegón, K., Bula, A., Mesa, J., González-Quiroga, Arturo. (2024). Gasification of solid biomass or fast pyrolysis bio-oil: Comparative energy and exergy analyses using AspenPlus®. *Engineering Reports*, 6(7), e12825.
<https://doi.org/10.1002/eng2.12825>
 25. Roddy, D. J., Manson-Whitton, C. 5.10 – Biomass Gasification and Pyrolysis, Editor(s): Ali Sayigh, *Comprehensive Renewable Energy*, Elsevier, 2012. Pages 133–153. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-087872-0.00514-X>
 26. Zheng, J.-L., Zhu, M.-Q., Wen, J.-L., Sun, R.-c. (2016). Gasification of bio-oil: Effects of equivalence ratio and gasifying agents on product distribution and gasification efficiency. *Bioresource Technology*, 211, 164–172.
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.03.088>
 27. Suparmin, P., Purwanti, N., Nelwan, L. O., Tambunan, A. H. (2024). Syngas production by biomass gasification: A meta-analysis. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 206, 114824.
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2024.114824>
 28. Gracia-Monforte, C., Lete, A., Marias, F., Ábrego, J., Arauzo, J. (2026). Energy, exergy and mass balances of a biomass pyrolysis pilot plant. *Energy Conversion and Management*, 353, 121154.
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2026.121154>
 29. Ключ В. П., Омаров І. С. Газогенератор безсмоляного газу : пат. 154915 Україна : МПК C10J 3/00. № u202301010 ; заявл. 13.03.2023 ; опубл. 03.01.2024, Бюл. № 1.
 30. Di Blasi, C. (2008). Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34(1), 47–90.
<https://doi.org/10.1016/j.pecs.2006.12.001>
 31. Bridgwater, A. V. (2012). Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. *Biomass and Bioenergy*, 38, 68–94.
<https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.01.048>
 32. Basu, P. (2018). Biomass gasification, pyrolysis and torrefaction (3rd ed.). Academic Press. 564 p.
<https://www.sciencedirect.com/book/monograph/9780128129920/biomass-gasification-pyrolysis-and-torrefaction>
 33. Golub, G., Tsyvenkova, N., Golub, V., Chuba, V., Omarov, I., Holubenko, A. (2022). 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*, 4 (8 (118)), 29–43.
<https://doi.org/10.15587/1729-4061.2022.263436>

JUSTIFICATION OF PARAMETERS AND HEATING MODES OF A PYROLYSIS-GASIFICATION UNIT WITH INTEGRATED PROCESSES OF SYNTHESIS GAS CLEANING AND ENRICHMENT

Received Feb. 15, 2026; accepted Mar. 23, 2026
Available online Mar. 31, 2026

Omarov I.

Author for correspondence: Omarov Ivan,
e-mail: omarov.ivan@gmail.com

PhD student

<https://orcid.org/0000-0001-9449-853X>

Institute of Renewable Energy, NAS of Ukraine,
Kyiv, Ukraine

Abstract. *The object of the study is the process of thermochemical conversion of lignocellulosic biomass in a combined pyrolysis-gasification unit with integrated zones for reduction, cleaning, and enrichment of syn-gas. The aim of the work is the thermotechnical substantiation of the operating modes of the dry pyrolysis chamber and the reduction zone, taking into account the formation of water vapor and the course of high-temperature heterogeneous reactions. It has been established that during the pyrolysis of 1 kilogram of pellets, approximately 0.269 kg of water vapor is formed, which corresponds to 27% of the mass of the initial feedstock. About 52% of the total amount of water vapor is released within the temperature range of 100–130°C, which determines the maximum thermal load on the reduction zone. The water vapor enters the reaction volume at a temperature close to 100°C and requires additional heat input to be heated to the operating range of 800–1000°C. An assessment of the heat consumption for the water vapor and ensuring the progress of endothermic reactions upon its interaction with carbon has been carried out. The reserve of internal energy of the heated charcoal layer has been determined for an allowable temperature decrease from 1000 to 820°C. The additional power required to compensate for peak thermal loads in the reduction zone has been calculated. It has been shown that a total electric heating power of 6.5 kW ensures the maintenance of a stable temperature regime.*

The required thickness of the thermal insulation layer made of charcoal has been substantiated. The minimum calculated thickness is 70 mm. In the design implementation, a thickness of 100 mm was adopted, taking into account an operational safety margin. The calculated heating rate of pellets in the dry pyrolysis chamber is 5.08°C/min. Experimental verification demonstrated high agreement between calculated and experimental data; the coefficient of determination is 0.989. The obtained results confirm the feasibility of stable production of syn-gas with increased heating value through the integration of pyrolysis and reduction processes within a unified technological scheme.

Keywords: *pyrolysis-gasification unit; biomass; synthesis gas; cleaning and enrichment zone; electric heating capacity.*

Introduction. The current stage of development of power generation systems is characterized by a transition to decentralized electricity production based on renewable energy sources. Centralized power plants operating on fossil fuels are gradually reducing their share in the energy market, while small- and medium-scale units utilizing renewable energy sources are becoming increasingly widespread [1]. The liberalization of the regulatory framework in the field of small-scale energy and the growing demand for a reliable and sustainable energy supply have led to an increased demand for equipment for energy generation and storage in general, and for electricity production in particular [2].

The stochastic nature of electricity generation from climate-dependent renewable sources (in particular, solar and wind energy) does not ensure guaranteed stability of power supply. At the same time, the use of small-capacity steam and gas turbines (up to 200 kW installed capacity) is constrained by high capital expenditures, and the limited commercial availability of such equipment [3]. As a result, industrial enterprises are actively implementing electric

power generation and cogeneration units based on piston ICE operating on fossil fuels. The economically attractive utilization of biomass-derived fuels is hindered by the high cost of equipment, the complexity of existing technological solutions, and the lack of affordable alternatives, which leads to a low level of their large-scale deployment [4].

The current stage of transformation of the global energy sector is characterized not only by an increase in absolute electricity consumption, but also by a growing role of renewable energy resources in the structure of primary energy consumption and electricity generation [5]. According to the International Energy Agency (IEA), global electricity demand in 2024 increased by approximately 4.3% compared to 2023, significantly exceeding the average growth rates of the previous decade and reflecting an acceleration of the transition to electricity consumption across major economic sectors on a global scale. Similar dynamics have been observed in most regions of the world, including the European Union, where electricity consumption in 2024 increased by about 1.5% compared with the previous year [6]. According to published forecasts, further growth in

global electricity consumption is expected at an average annual rate of 3.7% in 2026, exceeding the growth rate of total world energy consumption [7]. These data confirm the dominant role of the electricity sector in the structure of final energy consumption.

As noted in [8], approximately 70% of the projected increase in global primary energy consumption by 2040 will be attributed to the power generation sector, while the growth rate of electricity demand will be three times higher than that of other forms of energy consumption. This trend reflects a structural reorientation of the global energy balance toward electricity as the dominant energy carrier in the system of final energy consumption.

At the same time, about 39.3% of global electricity generation is provided by coal-fired power plants, resulting in high greenhouse gas emissions and underscoring the urgent need for accelerated decarbonization of the power sector through the large-scale deployment of renewable and low-carbon technologies.

Within the structure of renewable energy sources, biomass holds a leading position, dominating in terms of utilization volumes among other resource types. According to [9], bioenergy accounts for approximately 55% of global renewable energy production and contributes about 9% to the global primary energy supply (approximately 56 EJ in 2023), encompassing the production of heat and electricity as well as liquid and gaseous biofuels.

A decisive role in this segment is played by woody biomass, which is characterized by a high content of structural polysaccharides – primarily cellulose (38–50% by mass) and hemicellulose – determining its high reactivity in thermochemical conversion processes. At the same time, its lower heating value compared to fossil fuels, as well as technological and logistical constraints associated with the use of solid biofuels, substantiate the expediency of developing and improving thermochemical biomass conversion methods aimed at enhancing the energetic and thermodynamic efficiency of its utilization.

Among thermochemical biomass conversion technologies, direct combustion has historically dominated and remains the primary method of its energy utilization, particularly in the heat generation sector. At the same time, the global scale of bioenergy-based electricity generation is significant: the installed capacity of bioenergy worldwide is estimated at approximately 150 GW. Direct combustion is accompanied by considerable exergy losses, since the chemical energy of the fuel is predominantly converted into heat. The efficiency of subsequent heat-to-electricity conversion is thermodynamically limited, resulting in reduced electrical efficiency and overall fuel utilization efficiency [10, 11]. In this context, gasification and pyrolysis are considered more efficient thermochemical biomass conversion methods, capable of ensuring a more rational utilization of its energy and exergy potential [12].

According to data from the European Bioenergy Association (EBA), approximately 141 biomass gasification plants are currently in operation across Europe, while an additional 54 projects are at various stages of development.

Germany holds a leading position in terms of the number of operating facilities (61 plants). At the same time, France, Finland, and Italy demonstrate positive dynamics in expanding the corresponding generating capacities [13].

The market offers modular gasifier-based power plants with a nominal electrical capacity of 45–50 kW, and manufacturers indicate that the technology is economically feasible for small-scale installations starting from 5 kW_e. However, the scaling-up of conventional gasifier units is traditionally accompanied by systemic limitations related to the instability of synthesis gas composition and the complexity of its effective cleaning prior to subsequent utilization [14].

A significant limitation of gasification technology is the formation of tar compounds in considerable quantities, which substantially complicates the use of synthesis gas in modern gas piston ICEs. The overhaul interval declared by leading manufacturers (MWM, Jenbacher) of up to 80,000 operating hours is achievable only under strict compliance with fuel quality standards: tar and particulate matter content up to 50 mg/m³; alkali metals up to 1 mg/m³; chlorides up to 10 mg/m³; ammonia up to 50 mg/m³; and sulphur compounds up to 50 mg/m³. Operational practice indicates that ensuring such parameters for biomass-derived gas is technologically complex and economically burdensome [15].

To bring the composition of synthesis gas produced in a gasifier to the required standards, multistage gas cleaning systems are employed (cyclone separators, scrubbers, Venturi tubes, electrostatic precipitators, and filtration modules). This leads to increased capital and operating expenditures, higher pressure losses in the gas tract, and greater auxiliary energy consumption, thereby reducing the overall energy efficiency of the installation [16].

The operation of 50 kW cogeneration modules demonstrates a reduction in available electrical power and deviations from rated characteristics due to the accumulation of tar and ash deposits on filter components. Thus, the stability of synthesis gas composition represents a key limiting factor in the scaling-up of conventional gasification technologies [17].

From a thermodynamic perspective, gasification is a partially oxidative process accompanied by significant losses of exergy potential due to heat and mass transfer, diffusion process, and the progression of heterogeneous reactions. A portion of the energy potential of biomass is consumed for internal partial oxidation to maintain the temperature regime in the gasification chamber, thereby reducing the potential for its subsequent conversion into useful work. Additional losses occur in gas cleaning systems due to pressure drop and energy dissipation in the form of low-grade heat [18].

Pyrolysis is a process of thermal decomposition of biomass in the absence of oxygen, within which no internal partial oxidation occurs, which is characteristic of gasification. This ensures a higher level of preservation of the exergy potential of the initial feedstock. During biomass pyrolysis under oxygen-free conditions, three main products are formed: biochar, pyrolysis oil, and pyrolysis gas [19].

To maximize the yield of pyrolysis gas, elevated process temperatures and intensified heating regimes are applied, promoting secondary thermal cracking reactions of vapor-gas products and reducing the fraction of condensed products. The process is endothermic in nature and requires heat input in the range of 0.5–3.0 MJ per kilogram of biomass [20]. Heat consumption is determined by the process temperature, the heating rate of the biomass, and the specific design features of the reactor. At temperatures above 450°C, the heating value of the pyrolysis gas can be used to meet internal thermal demands, thereby offsetting heating costs and reducing the need for external energy input [20].

From the standpoint of exergy analysis, pyrolysis demonstrates a higher degree of preservation of the potential for performing useful work compared to oxidative processes, since a significant portion of the exergy potential of the original biomass is concentrated in the solid carbonaceous residue represented by thermally stable aromatic structures [21, 22]. The accumulation of energy potential in biochar enables its subsequent use either as an energy material or as a stable form of long-term carbon sequestration, thereby enhancing the environmental and thermodynamic justification of the process [23].

The multiproduct nature of pyrolysis ensures increased functional flexibility of the energy-technological system: pyrolysis oil can be utilized as a liquid fuel or as chemical feedstock, while pyrolysis gas can be used to meet the internal heat demand of the installation, which allows minimization of external energy input and improves the overall energy efficiency of the process [24, 25].

Based on the analysis of studies [1–25], it can be stated that each thermochemical biomass conversion technology (gasification, pyrolysis) has its own technical limitations. In particular, gasification is oriented toward obtaining a single target product—synthesis gas—the quality of which must comply with stringent requirements regarding tar and particulate content, necessitating the use of complex gas cleaning systems and increasing operating costs [26, 27]. In contrast to gasification, pyrolysis provides a differentiated distribution of the energy potential of biomass among three pyrolysis products and reduces the probability of tar compounds entering equipment components. Under comparable conditions, the level of exergy preservation in the pyrolysis process is higher than in gasification, since there is no partial oxidation of the fuel to maintain the temperature regime [28].

Therefore, there is a well-founded need to develop a combined installation with electric heating of the pyrolysis zone. The use of electric heating as a controllable heat source enables the pyrolysis unit to maintain the required temperature regime without combusting part of the fuel, thereby ensuring the stability of the composition and heating value of the synthesis gas. The integration of electric heating with the utilization of pyrolysis gas heat for preheating the feedstock will reduce the need for external energy supply and enhance the overall energy efficiency of the process.

Problem statement. The aim of this work is to substantiate the electric heating power of a combined pyrolysis-gasification unit with integrated synthesis gas cleaning and enrichment processes as a function of its design and process parameters. To achieve this aim, the following tasks must be addressed:

- to perform a comparative analysis of the efficiency of pyrolysis and gasification technologies;
- to justify the design and process parameters of a combined pyrolysis-gasification unit with integrated synthesis gas cleaning and enrichment processes;
- to determine the required electric heating power for the reaction zone, as well as for the synthesis gas cleaning and enrichment zones;
- to experimentally validate the accuracy and reliability of the analytical calculations.

Materials and Methods

The object of the study is a combined pyrolysis-gasification unit with integrated processes of synthesis gas cleaning and enrichment.

The subject of the study comprises the relationships between the design and process parameters of the combined pyrolysis-gasification unit and the required electric heating power of its reaction zone, as well as the synthesis gas cleaning and enrichment zones (working zones).

The research hypothesis assumes that by establishing functional relationships between the design and process parameters of the combined pyrolysis-gasification unit and the required electric heating power of the working zones, it is possible to substantiate rational values of electric heating power. The obtained results will serve as a basis for further improvement of the design and operating modes of combined pyrolysis-gasification units intended for the thermochemical conversion of biomass into synthetic fuels.

During the study, a number of simplifying assumptions were adopted. The temperature distribution within the working zones was assumed to be uniform, without accounting for local hot and cold spots. The heat transfer coefficient between the heating element and the fuel was considered constant, regardless of the combustion or pyrolysis regime.

For modelling purposes, averaged physicochemical properties of biomass were used, including moisture content, density, and heating value. The reaction zone was treated as a homogeneous volume, without considering the complex geometry or contact zones with the electric heating elements. It was assumed that the properties of the heater materials remained unchanged throughout the experiment, and that external conditions, in particular ambient temperature and humidity, were constant.

The study was conducted using a pyrolysis-gasification unit with integrated processes of synthesis gas cleaning and enrichment (Fig. 1). The installation (Fig. 1) consists of a steel casing made of grade 45 steel in the form of a seamless hot-rolled pipe with a wall thickness of 8 mm. For sealing and

thermal insulation purposes, the casing is additionally insulated with basalt fibre (16). The thickness of the insulation layer is 100 mm.

Inside the casing, a dry pyrolysis chamber (1) is concentrically arranged. The pyrolysis chamber is made of 09G2S steel (0.09% carbon, approximately 2% manganese, less than 1% silicon). The wall thickness of the chamber is 8 mm. The design provides for an annular space between the casing and chamber (1), which is filled with wood biochar (2).

For heating purposes, electric heaters are installed vertically (12) and horizontally (15) within the biochar layer (quartz tubes with a tungsten spiral inside, model KGT-220-1300). The unit is equipped with a grate (3), includes an injector (4), a vertical pipe (14), and a bottom section (6). The injector (4) is installed beneath the grate (3). The unit is tightly sealed at the top with a lid (5).

The vertical pipe (14) is rigidly mounted to the outer wall of the pyrolysis chamber (1). Its lower end is connected to the injector (4), while its upper end extends into the internal volume of the pyrolysis chamber (1). The connection to the injector ensures the supply of gaseous products for further decomposition.

The design (Fig. 1) provides efficient conditions for carrying out gasification/pyrolysis and integrated processes of synthesis gas cleaning and enrichment from biomass, enabling its application in the development of decentralized heat and power supply systems based on gas piston ICEs. The unit makes it possible to produce tar-free gas from biomass.

For purification of the produced synthesis gas, it is passed through a charcoal filter heated to a temperature of 1000°C, where tar vapours undergo cracking into simple non-condensable compounds, and water decomposition into carbon monoxide and hydrogen takes place.

A critical issue with the installation (Fig. 1) is the difficulty of maintaining a high-temperature regime in the reduction zone, where thermal and chemical processes of synthesis gas cleaning and enrichment occur simultaneously. Significant energy consumption is also associated with heating the dry pyrolysis chamber (1). Heating of the pyrolysis chamber (1) is carried out by electric heaters (12), while the temperature regime in the reduction zone is maintained by horizontally installed electric heaters (15).

The installation also includes two hatches (7) for loading charcoal, a pipe (8) for the withdrawal of produced synthesis gas, and a hatch (11) for kindling the unit and cleaning ash. A terminal box (13) is provided for connecting the electric heaters.

In the direct gasification mode, to increase the hydrogen concentration in the synthesis gas, a water supply tube (9) is provided. As water flows through the annular channel, it is heated and then supplied beneath the grate in the form of steam.

The operating principle of the installation is as follows. At the initial stage, the unit is filled through two hatches (7)

with crushed charcoal of 5–8 mm particle size. The height of the charcoal layer must be 10–15 cm above the level of the electric heaters (12). The next step involves switching on the electric heaters (12) via the terminal box (13) and heating the charcoal bed.

Biofuel (in this case, wood pellets) is supplied into the dry pyrolysis chamber (1). The pellets, produced from hardwood (beech, hornbeam, and oak), were prepared in accordance with the applicable technical standards for pelletized biofuels. The physicochemical characteristics of the pellets are as follows: moisture content – 14%; ash content – 7.26%; volatile matter content – 67.43%; sulphur – 0.11%; lower heating value (LHV) – 15.04 MJ/kg; higher heating value (HHV) – 17.91 MJ/kg; chlorine content on a dry basis – 0.085%.

During heating by means of the electric heaters (12), the charcoal accumulates thermal energy and transfers it to the walls of the pyrolysis chamber. Under the influence of externally supplied heat, the temperature of the pellets within the chamber volume gradually increases, resulting in their thermal decomposition. As a result of pyrolytic transformations, volatile pyrolysis compounds and a solid carbonaceous residue (biochar) are formed.

The volatile pyrolysis compounds are conveyed through the vertical pipe (14) beneath the grate (3). To exit the installation, the volatile pyrolysis products must pass through the reduction zone, which is heated by electric heaters (15) to a temperature of 1000°C.

In the reduction zone, thermal cracking of high-molecular-weight hydrocarbons occurs, yielding simpler, combustible products. Physically and chemically bound water present in the pyrolysis products participates in the water–gas reaction, leading to the formation of synthesis gas enriched with carbon monoxide and hydrogen. Subsequently, hydrogen interacts with carbon to form methane, while carbon dioxide in the reduction and enrichment zone is reduced to carbon monoxide (CO), which increases the heating value of the produced synthesis gas.

After passing through the reduction zone, the combustible gases rise through the annular space, cooling down and transferring part of their heat to the wood biochar and the dry pyrolysis chamber.

Charcoal is replenished through two hatches (7). The synthesis gas is discharged through the pipe (8). The installation can operate in two modes: continuous and batch. To increase the overall efficiency of the unit, it is recommended to install a waste heat recovery boiler downstream.

Temperature measurements were carried out using a k-type thermocouple THA-2388 (T). The operating time of the installation was measured using a mechanical stopwatch SOSpr-26-2-000 (accuracy class 2, error ± 4 s).

Since the developed installation can operate in a direct gasification mode, it is equipped with an air supply channel (10) with a nozzle (4). To increase the heating value of the

gas during operation in gasifier mode, an annular channel (9) is provided for supplying steam to the reaction zone. In

the dry pyrolysis mode, pipes (9) and (10) are hermetically sealed and do not participate in the technological process.

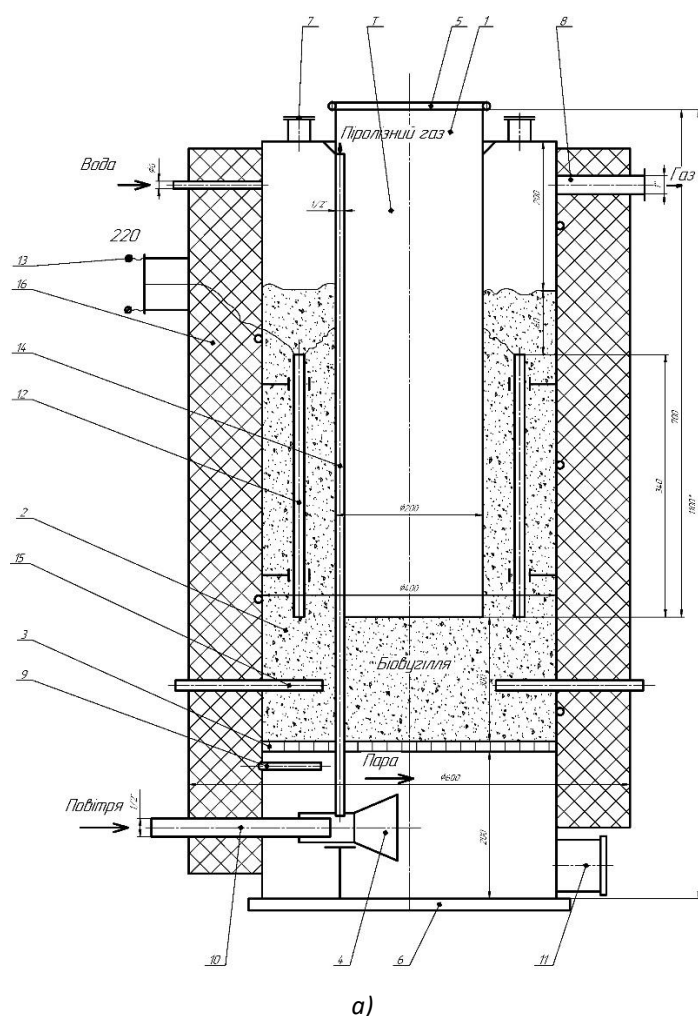


Fig. 1. Schematic diagram of the pyrolysis-gasification unit with integrated syngas cleaning and enrichment processes [29]: a) schematic diagram; b) photograph

1 – dry pyrolysis chamber; 2 – biochar layer; 3 – grate; 4 – injector; 5 – pyrolysis-gasification unit lid; 6 – bottom plate; 7 – access hatch; 8 – syngas outlet pipe; 9 – water supply pipe; 10 – air supply pipe; 11 – lower access hatch; 12 – vertical electric heater, model KGT-220-1300; 13 – terminal box; 14 – vertical pipe; 15 – horizontal electric heater, model KGT-220-1300; 16 – basalt fiber insulation; T – k-type thermocouple (TXA-2388).

The calculation of the amount of water vapor generated during pellet pyrolysis was performed in accordance with the methodology presented in [30–32].

Results and Discussion

The simplest method of obtaining combustible gas from lignocellulosic biomass (pellets) for fuelling internal combustion engines and generating electricity is the production of synthesis gas in gasifier units [33]. For this purpose, downdraft gasifiers are commonly used, in which a portion of the biomass is combusted to establish the required thermal regime. Subsequently, the gaseous products of combustion and thermal decomposition, passing through the reduction zone, are converted into combustible gas.

However, synthesis gas production has several significant drawbacks, including a relatively low heating value and increased energy consumption required to sustain the

process, which reduces its overall efficiency. At the same time, gasifier units are characterized by low sensitivity to fuel quality and are capable of operating on biomass with elevated moisture content.

The steam entering the reduction zone participates in reactions leading to the formation of CO and H₂, thereby increasing the heating value of the synthesis gas. Nevertheless, these reactions are accompanied by additional heat consumption required for steam heating and for sustaining endothermic transformations. Water vapor lowers the temperature in the reduction zone, that may result in cyclic gasifier operation that requires additional time and energy for reheating the reduction zone, while the heating value of the produced gas may fluctuate significantly.

Another method of thermochemical biomass conversion is pyrolysis—the process of decomposition in the absence of

an oxidizing agent. During pyrolysis, high-molecular-weight biomass components undergo thermal decomposition with the formation of three main products: non-condensable gases, pyrolysis liquid, and biochar. The yield of the main pyrolysis products depends on the type of biomass, the heating rate, and the temperature regime. To maximize the yield of pyrolysis liquid, fast pyrolysis is applied, with heating rates exceeding 50°C/min and temperatures of 450–600°C. To predominantly obtain combustible gases, slow or moderate pyrolysis is employed, with heating rates below 10°C/min at temperatures of 700–900°C.

Within the temperature range of 700–900°C, the pyrolysis process may acquire an autothermal character, accompanied by intensive evolution of gaseous products and a reduced biochar yield. A major advantage of received gas produced in a pyrolysis unit is the absence of ballast nitrogen, which is characteristic of synthesis gas. At the same time, such gas contains carbon dioxide and a fraction of volatile

non-combustible components, which reduce its heating value.

Water vapor is also present in the pyrolysis products. Part of it originates from the initial moisture content of the biomass, while another part is formed as a result of thermal degradation of cellulose, hemicellulose, and lignin—the main structural components of biomass. Water vapor is characterized by high heat capacity and absorbs a significant portion of the supplied heat, thereby adversely affecting the thermal balance of the process. Its presence in gaseous and liquid pyrolysis products reduces their heating values and degrades the overall energy performance of the unit.

A comparative analysis of pyrolysis and gasification technologies in terms of energy, technological, and techno-economic indicators is carried out to determine their relative efficiency and feasibility for application in autonomous energy-technological systems (Table 1).

Table 1. Comparative Analysis of the Efficiency of Pyrolysis and Gasification Technologies

Model (Country of origin)	Electrical power of the unit, N_{el} , kW		Thermal power of the unit, Q , kW		Fuel consumption rate, kg/h		Specific fuel consumption, kg/kW _e		Gas production rate, m ³ /h		Specific capital cost of the unit, UAH/kW		Fuel type, fuel moisture content (W), %		Electric power consumption, kW		Integrated energy-economic efficiency indicator	
	Value	$b_{1,}$ Points	Value	$b_{2,}$ Points	Value	$b_{3,}$ Points	Value	$b_{4,}$ Points	Value	$b_{5,}$ Points	Value	$b_{6,}$ Points	Value	$b_{7,}$ Points	Value	$b_{8,}$ Points	$b_{nor-mal,}$ Points	K
Gasifier units																		
SynCraft Type 500 (Austria)	500	10.0	740	10.0	362	1.00	0.724	4.10	1250	10.0	333125	3.05	Wood chips, W=25–30%	6.67	15	1.0	4.33	0.38
Wood Gas CHP ECO 495 (Burkhardt Gruppe, Germany)	390	7.94	610	8.17	244	4.12	0.626	5.33	914	7.47	307500	3.86	Pellets, W=10%	1.0	11	2.8	5.48	0.58
CW 1000-300 (SYNCRAFT, Das Holzkraftwerk, Germany)	300	6.25	488	6.52	208	5.18	0.69	4.69	750	6.29	398268	1.0	Wood waste, W=30–40%	10.0	10	3.2	4.96	0.49
Wood Gas CHP ECO 220 (Burkhardt Gruppe, Germany)	190	4.19	305	4.05	122	7.42	0.642	5.08	460	4.18	307500	3.86	Pellets, W≤10%	1.0	5.5	6.6	5.94	0.66
GGU-100 "Atik" (Ukraine)	125	2.97	250	3.34	51	9.39	0.408	10.0	160	2.08	272729	4.74	Straw, W≤40%	10.0	7	5.2	7.87	1.0
CHP "HKA 70" (Spanner Re ² GmbH, Germany)	68	1.9	144	2.42	55.1	9.25	0.810	2.89	155	2.05	281875	4.42	Wood chips, W≤15%	1.67	5	6.8	5.09	0.51
G-60 Herbst (Ireland)	60	1.75	120	2.02	48.7	9.51	0.812	2.86	75	1.16	225108	6.47	Wood chips, W ≤ 30%	6.67	3	8.8	6.71	0.8
CHP "HKA 50" (Spanner Re ² GmbH, Germany)	49	1.54	106	1.79	41.9	9.67	0.855	2.38	120	1.65	281875	4.42	Wood chips, W ≤ 15%	1.67	6	6.4	5.22	0.53
Volter 40 Indoor (Finland)	40	1.38	100	1.7	38	9.78	0.950	1.54	120	1.65	307500	3.86	Wood chips, W ≤ 18%	2.67	2	9.6	6.49	0.76
All Power Labs PP30 (USA)	25	1.09	50	1.19	25	10.0	1.0	1.25	75	1.16	112554	10.0	Wood chips, W ≤ 20%	3.33	1	10.0	7.18	0.88
CMD ECO20x CHP System (Italy)	20	1.0	40	1.0	22	10.0	1.1	1.0	54	1.0	333125	3.05	Wood chips, W = 15–25%	6.67	2	9.6	6.17	0.71

Model (Country of origin)	Electrical power of the unit, N_{el} , kW		Thermal power of the unit, Q , kW		Fuel consumption rate, kg/h		Specific fuel consumption, kg/kW _e		Gas production rate, m ³ /h		Specific capital cost of the unit, UAH/kW		Fuel type, fuel moisture content (W), %		Electric power consumption, kW		Integrated energy-economic efficiency indicator	
	Value	b ₁ , Points	Value	b ₂ , Points	Value	b ₃ , Points	Value	b ₄ , Points	Value	b ₅ , Points	Value	b ₆ , Points	Value	b ₇ , Points	Value	b ₈ , Points	b _{norm} , Points	K
Pyrolysis units (pyrolysis gas as a secondary heat source)																		
Bioenergy Concept GmbH (Germany)	–	1.0	700	1.58	250	9.17	0.36	7.09	125	1.65	75000	8.5	Herbaceous and woody biomass, W≤28%	8.35	35	8.89	6.87	0.9
WasteX Carbonizer Model Y 2.3 (Singapore; manufactured in India)	–	1.0	540	1.21	180	9.72	0.33	9.09	90	1.28	70000	10.0	Herbaceous and woody biomass, W≤30%	10.0	25	9.53	7.25	0.97
Bioenergy Concept GmbH (Germany)	–	1.0	700	1.58	250	9.17	0.36	7.09	125	1.65	75000	8.5	Herbaceous and woody biomass, W≤27%	8.35	35	8.89	6.87	0.9
WasteX (Singapore)	–	1.0	800	1.79	300	9.54	0.37	9.09	150	1.84	70000	10.0	Herbaceous and woody biomass, W≤30%	10.0	45	8.58	7.10	0.94
ETIA Group – Biogreen® (France, VOW Group)	–	1.0	1600	3.48	600	7.53	0.38	5.82	300	3.51	100000	4.5	Herbaceous and woody biomass, W≤22%	4.13	90	6.21	4.73	0.52
BTG Bioliq-uids (Netherlands)	–	1.0	2000	4.31	1000	6.6	0.5	1.0	500	4.71	120000	2.5	Herbaceous and woody biomass, W≤20%	2.17	150	5.37	3.03	0.21
EMPYRO (Netherlands)	–	1.0	5000	10.0	4500		0.9	7.2	2250	10.0	110000	4.0	Herbaceous and woody biomass, W≤20%	2.17	350	1.0	4.49	0.47
Carbon Twister Pyrolysis Furnaces (Netherlands)	–	1.0	400	1.12	120		0.3	7.0	60	1.17	90000	6.0	Herbaceous and woody biomass, W≤25%	6.09	18	9.72	6.03	0.75
Eliquo Water & Energy / PYREG® (Germany)	–	1.0	533	1.0	150		0.28	10.0	75	1.0	80000	7.0	Herbaceous and woody biomass, W≤25%	6.09	20	10.0	7.44	1.0
Splainex (Splainex Ecosystems, Netherlands)	–	1.0	1100	2.42	400		0.36	9.09	200	2.58	95000	5.5	Herbaceous and woody biomass, W≤28%	8.35	60	8.0	6.02	0.75
Ensyn RTP (Canada, USA)	–	1.0	2500	5.0	1500		0.6	1.0	750	5.66	130000	1.0	Herbaceous and woody biomass, W≤18%	1.0	250	3.68	2.41	0.1

In order to ensure a correct and methodologically substantiated direct comparison between gasifier and pyrolysis units, a unified approach to the formation of the evaluation criteria system (b₁–b₈) and the integral efficiency indicator was applied in this study. Such an

approach makes it possible to transform the techno-economic characteristics of processes with different physical natures into a single dimensionless scale and to ensure their comparability within a common methodological framework.

In establishing the criteria, it was taken into account that for most industrial pyrolysis units, pyrolysis gas serves as an internal (secondary) energy carrier and is primarily used to maintain the thermal balance of the pyrolysis chamber rather than being considered an independent commercial product. This fundamentally distinguishes pyrolysis units from conventional gasifiers, in which synthesis gas constitutes the main target product.

Due to the limited availability and heterogeneity of technical specifications provided by manufacturers of pyrolysis equipment, typical specific process characteristics obtained from generalized literature sources were applied for certain parameters, followed by their conversion into a unified calculation format. This ensures methodological consistency of the analysis and enables a correct multicriteria ranking of the units within a single evaluation model.

Since pyrolysis units in their typical configuration do not generate electricity, it was assumed that $N_{el}=0$ kW, and criterion b_1 is constant within the sample (1 point) and therefore does not influence the ranking.

For conversion to indicators b_2 – b_8 , generalized assumptions were applied (uniform for the entire sub-sample):

the calculated thermal power of the unit was determined based on the lower heating value of biomass and the assumed heat recovery efficiency (which differs for various technological classes);

$$Q = \frac{m \cdot LHV \cdot \eta}{3.6}, \quad (1)$$

where LHV is the lower heating value of the fuel (assumed to be 16 MJ/kg);

η is the heat utilization efficiency coefficient (assumed within the range $\eta=0.6$ – 0.8).

2) the gas production rate of the unit, V_{gas} was estimated based on the specific yield of synthesis gas:

$$V_{gas} = 0.5 \frac{Nm^3}{kg} m, \quad (2)$$

where V_{gas} – is the production rate of synthesis gas, Nm^3/h ; m – is the fuel mass flow rate, kg/h;

$0.5 Nm^3/kg$ – specific yield of synthesis gas per 1 kg of fuel (dry biomass).

Electricity consumption was determined based on typical specific energy consumption indicators of auxiliary systems (conveyors, grinding equipment, drive units, etc.). The assessment was carried out using the installed capacity for internal needs at a given feedstock throughput, ensuring a correct comparison of alternative technological solutions.

The specific capital cost of the installation was defined within the range of typical investment parameters for industrial equipment of the corresponding technological class. Such an approach enables comparative ranking within the studied sample without violating the relative structure of the criterion or distorting the evaluation logic.

$$\{y_i(x)\}_{i=1}^n = \{N_{el}(x), Q(x), m(x), m_{sp}(x), V_{gas}(x), C_{sp}(x), W(x), E_{aux}(x)\}. \quad (8)$$

$$b_{normal}(x) = a_1 b_1(N_{el}(x)) + a_2 b_2(Q(x)) + a_3 b_3(m(x)) + a_4 b_4(m_{sp}(x)) + a_5 b_5(V_{gas}(x)) + a_6 b_6(C_{sp}(x)) + a_7 b_7(W(x)) + a_8 b_8(E_{aux}(x)), \quad (9)$$

The generalized equation of multiparametric optimization of the energy-technological system has the following form:

$$\max_{x \in \Omega} b_{normal}(x) = \sum_{i=1}^n a_i b_i(y_i(x)), n = 8. \quad (3)$$

where x – a set of controlled parameters of the pyrolysis–gasification unit that determine its techno-economic characteristics. Within the scope of the analysis, x serves as an argument that defines (forms) the tabulated performance indicators $y_i(x)$;

Ω – the feasible solution domain defining the set of comparable system configurations:

$$y_{i,min} \leq y_i(x) \leq y_{i,max}, \quad i = 1, \dots, 8. \quad (4)$$

$b_{normal}(x)$ – the normalized energy-economic efficiency indicator of the unit, expressed in a point-based form. It represents the result of weighted aggregation of partial score values b_i according to individual evaluation criteria;

$b_i(y_i)$ – normalized score values within the interval $[1; 10]$, obtained from the tabulated values (y_i) through linear normalization within the analysed sample.

For indicators whose increase reflects an improvement in the unit efficiency (electrical and thermal power, gas production rate, permissible fuel moisture content), linear normalization based on the principle of monotonic increase is applied. The score value is determined according to the following relationship:

$$b_i(y_i) = 1 + 9 \frac{y_i - y_{i,min}}{y_{i,max} - y_{i,min}}, \quad i \in \{1, 2, 5, 7\}. \quad (5)$$

where y_i – actual value of the i -th indicator;

$y_{i,max}, y_{i,min}$ – minimum and maximum values of the corresponding indicator within the analysed sample.

For indicators whose decrease corresponds to an improvement in the unit efficiency (total and specific fuel consumption, specific capital cost of the unit, and electricity consumption for internal needs), linear normalization based on the principle of monotonic decrease is applied.

$$b_i(y_i) = 1 + 9 \frac{y_{i,max} - y_i}{y_{i,max} - y_{i,min}}, \quad i \in \{3, 4, 6, 8\}. \quad (6)$$

a_i – weighting coefficients of the criteria reflecting their relative contribution to the overall efficiency. They are determined in accordance with the evaluation priorities and satisfy the following conditions:

$$a_i \geq 0, \quad \sum_{i=1}^n a_i = 1, \quad n = 8. \quad (7)$$

The priority is defined as follows: $a_4 > a_7 > a_8 > a_6$, meaning that the highest weight is assigned to the minimization of specific fuel consumption, followed by the unit's ability to operate on high-moisture fuel, then the minimization of electricity consumption for internal needs, and finally the minimization of the specific capital cost of the unit.

In our case, the vector of tabulated indicators $y_i(x)$ is given by:

where N_{el} – electrical power of the unit, kW;
 Q – thermal power of the unit, kW;
 m – fuel consumption rate, kg/h;
 m_{sp} – specific fuel consumption (per unit of useful power), kg/kW;
 V_{gas} – gas production rate of the unit, m³/h;
 C_{sp} – specific capital cost of the unit, UAH/kW;
 W – permissible fuel moisture content, %;
 E_{aux} – electricity consumption for sustaining the gas generation process, kW.

$b_1, b_2, b_3, b_4, b_5, b_6, b_7, b_8$ – normalized score values corresponding respectively to: electrical power of the unit (kW); thermal power of the unit (kW); fuel consumption rate (kg/h); specific fuel consumption (kg/kW_e); gas production rate (m³/h); specific capital cost of the unit (UAH/kW); capability of operation with the specified type of feedstock and moisture content (%); electricity consumption for internal energy needs of the process (kW).

Relative efficiency coefficient of the unit:

$$K = 0.1 + 0.9 \frac{(b_{normal} - b_{min})}{(b_{max} - b_{min})} \quad (10)$$

where b_{min} – the minimum value of the integral indicator within the analysed sample (corresponding to the least efficient unit among those considered), $b_{min} = \min(b_{normalj})$;

b_{max} – the maximum value of the integral indicator (corresponding to the most efficient unit among those considered), $b_{max} = \max(b_{normalj})$.

Gasifier units are characterized by stable synthesis gas production and the ability to use it directly for electricity generation in cogeneration systems. The technology operates efficiently in small- and medium-capacity installations (50–500 kW) and can be relatively easily integrated into the existing thermal infrastructure of a facility without complex additional heat exchange solutions. At the same time, the efficiency of gasification significantly depends on the physicochemical properties of biomass, which necessitates its preliminary preparation. The main limitations of the technology include increased tar formation during the gasification of certain fuel types, sensitivity of the process to fluctuations in feedstock composition and moisture content, and the absence of additional by-products that could enhance the economic performance of the unit.

Pyrolysis units are capable of processing feedstock with elevated moisture content and, in addition to pyrolysis gas, produce such value-added products as biochar and bio-oil. Properly organized internal heat utilization (recirculation of process heat) reduces tar formation, and the system operation is environmentally safer. However, electricity is not generated directly from pyrolysis gas. The installation of such units requires significant capital investment, a more complex heat-exchange system, and technical solutions for the utilization or disposal of pyrolysis gas.

The average score values of the evaluation criteria for pyrolysis and gasification technologies are presented in Fig. 2.

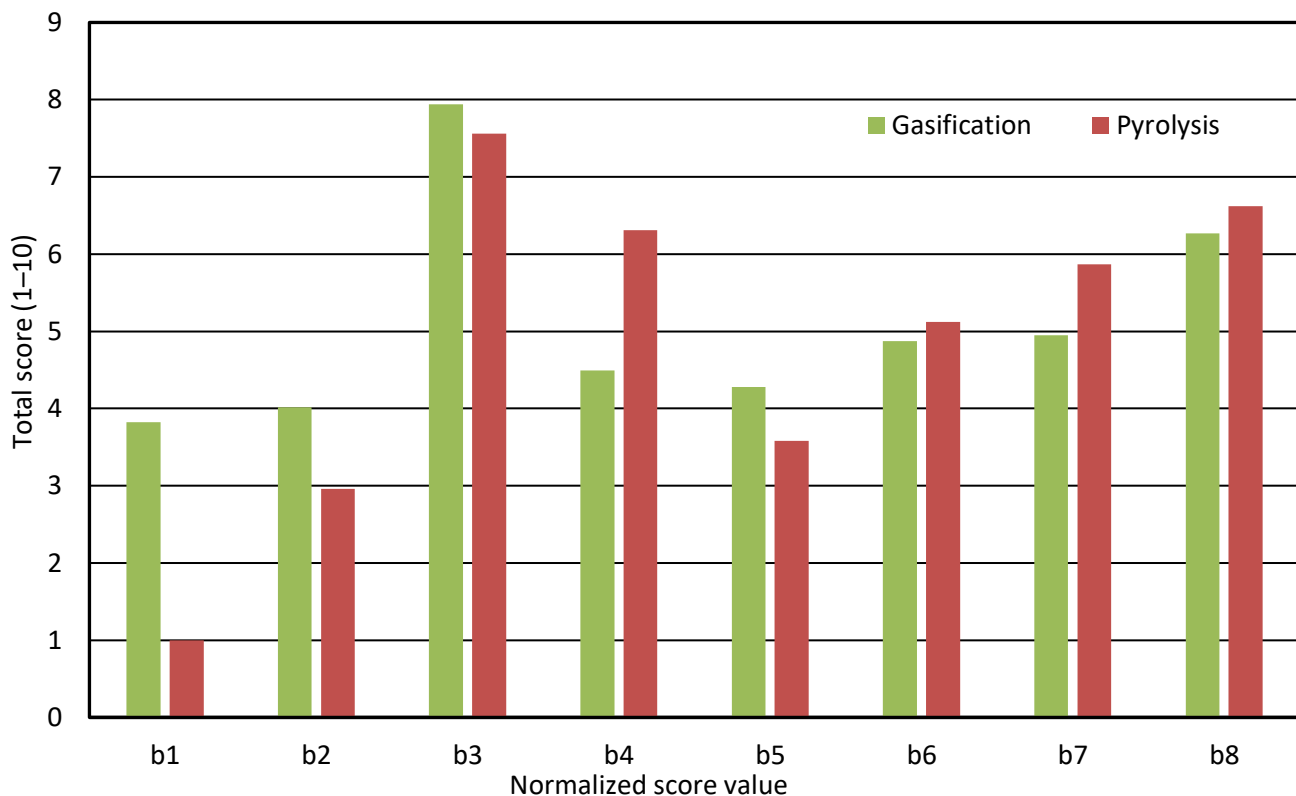


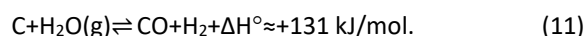
Fig. 2. Average Criterion Scores for Pyrolysis and Gasification Technologies

The integration of pyrolysis and gasification processes within a single unit makes it possible to first perform the thermal decomposition of biomass and subsequently utilize the resulting gas either in the gasification chamber or directly for electricity generation. Such a configuration ensures an increase in the overall energy utilization coefficient up to $K=0.9$ ($K_{\text{gas}}=0.664$, $K_{\text{pyr}}=0.683$) due to internal heat recuperation, reduction of specific fuel consumption, and expansion of the permissible feedstock moisture range. An additional advantage is the production of bio-char/bio-oil as by-products, which improves the economic performance of the installation. Theoretically, this creates conditions for satisfying the inequality $K_{\text{pyr-gas}} > \max(K_{\text{pyr}}, K_{\text{gas}})$, since the combination of these technologies allows for reduced specific fuel consumption, lower energy demand for fuel drying, and rational utilization of heat between individual process stages.

According to the results of the integral assessment, pyrolysis and gasification technologies exhibit similar values of the generalized efficiency indicator (Fig. 2), although their techno-economic structures differ. In order to improve the quality of gas produced during pyrolysis, it is proposed to combine pyrolysis with the subsequent passage of pyrolysis gases through a reduction zone, analogous to a gasifier unit [29]. During passage through the reduction zone, CO_2 is reduced to CO ; thermally unstable organic compounds decompose to form simpler combustible components; tar substances undergo cracking; and water vapor reacts with heated carbon to form CO and H_2 , with part of the H_2 subsequently reacting with carbon to form CH_4 .

One of the main drawbacks of such a process is the necessity to maintain a high temperature in the reduction zone, particularly during the reactions between water vapor and carbon, which are endothermic and require significant heat input. A decrease in the temperature of the reaction zone leads to incomplete progression of these reactions, substantially deteriorating the composition and heating value of the gas.

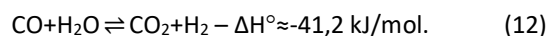
Gas removal from the pyrolysis chamber and from the unit as a whole occurs by natural draft. The reduction process in the above-grate zone proceeds under minimal excess pressure, the magnitude of which is determined by the resistance of the charcoal bed to the flow of synthesis gases formed as a result of thermolysis. Considering the bulk density of charcoal in the annular space between the casing and the pyrolysis chamber, this excess pressure only slightly differs from atmospheric. Therefore, mass and heat transfer processes may reasonably be considered to occur under conditions close to constant atmospheric pressure. Since the reaction between water vapor and carbon requires heat input, the process proceeds at temperatures of 800–1000°C and at a pressure close to atmospheric:



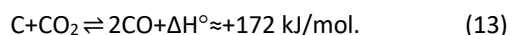
Therefore, when calculating the heat balance required for the water-gas reaction, it is necessary to account for the heat input for preheating the water vapor and charcoal to

900°C, as well as the heat consumption associated with the chemical reaction itself, since it is endothermic.

It should also be taken into account that a portion of the carbon monoxide (CO) formed as a result of reaction (1) may directly react with water vapor, leading to the water-gas shift reaction:

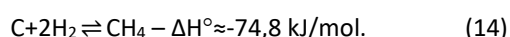


This reaction is exothermic and is accompanied by the release of 41.2 kJ/mol of heat, resulting in the formation of carbon dioxide (CO_2). In the reduction zone, CO_2 reacts with carbon to form carbon monoxide (CO) according to the Boudouard reaction, which is endothermic:



Taking into account the course of the chemical process, up to 50% of H_2O vapor may participate in the formation of carbon dioxide (CO_2). However, when comparing the enthalpy of the water-gas reaction $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + \text{H}_2$ with the total enthalpy of the reaction sequence (water-gas shift reaction $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$ combined with the simultaneous Boudouard reaction $\text{C} + \text{CO}_2 \rightleftharpoons 2\text{CO}$), the overall enthalpy change in both cases is identical and amounts to $\Delta H^\circ \approx +131$ kJ/mol. Since both transformation pathways provide the same overall thermal effect and result in an equivalent gas-phase composition, in subsequent energy calculations, it is reasonable to determine the heat balance based on the water-gas reaction for the total amount of water vapor contained in the pyrolysis products.

Since free hydrogen is formed during passage through the reduction zone, the presence of carbon may lead to the occurrence of the hydrogasification reaction, which is exothermic:



The hydrogasification reaction proceeds within the temperature range of 800–1000°C. As the temperature increases, the equilibrium shifts toward methane decomposition into carbon and hydrogen. Consequently, methane formation may occur outside the reduction zone, namely in the cooling zone of the pyrolysis products, which simultaneously provides heating of the dry pyrolysis chamber. Therefore, in subsequent calculations of the heat required to maintain the temperature of the reduction zone, the heat released during the hydrogasification reaction is not included.

The supply of water vapor to the reduction zone is non-uniform and is characterized by peak values corresponding to the progression of physical and chemical processes in the dry pyrolysis chamber. The first stage is associated with moisture evaporation from the material undergoing pyrolysis and is determined by the residual physical moisture content of the wood pellets.

Subsequent calculations were performed for 1 kg of pellets with a moisture content of 14%. The dry matter consists of 42% cellulose, 31% hemicellulose, 23% lignin, 3% extractions, and 1% ash.

The second stage of water release is associated with the thermal decomposition of hemicellulose. This process occurs within the temperature range of 220–315°C, with the maximum decomposition rate observed at approximately 290°C. As a result of hemicellulose decomposition, water vapor may be formed in an amount of up to 18% of its initial mass.

The third stage of water formation corresponds to the decomposition of cellulose. It occurs within a relatively broad temperature range of 250–400°C, and the amount of water

released may reach up to 18% of the initial mass of cellulose.

The fourth stage of water formation is associated with the thermal decomposition of lignin. The process occurs within the temperature range of 200–400°C, and the amount of water released may reach up to 8% of the initial mass of lignin.

The results of the calculation of the amount of water vapor formed at individual stages of the thermal decomposition of cellulose, hemicellulose, and lignin are summarized in Table 2.

Table 2. Results of the calculation of the amount of water vapor formed during the pyrolysis of pellets

Stage	Temperature range, °C	Peak moisture release, °C	As a percentage of the initial mass of the material, %	Per 1 kg of biomass, g
Biomass drying	100 – 130	absent	14	140
Hemicellulose decomposition	220 – 315	290	18	65
Cellulose decomposition	250 – 400	290 – 310	18	48
Lignin decomposition	200 – 400	absent	8	16

Analysis of the data presented in Table 2 indicates that approximately 269 g of water vapor is formed during the pyrolysis of 1 kg of pellets, which corresponds to 27% of the initial feedstock mass. About 52% of this amount of vapor is released within the temperature range of 100–130°C. A second pronounced maximum occurs in the range of 290–310°C and accounts for approximately 42% of the total mass of generated moisture.

The performed analysis demonstrates that the reduction zone experiences the maximum thermal load during the evaporation of moisture from the pellets, since it is at this stage that the largest amount of energy must be supplied to the zone. At this stage, the water vapor has a temperature of approximately 100°C; therefore, additional heat must be supplied to raise its temperature to the level at which the water–gas reaction occurs.

Since the heat capacity of water vapor increases with temperature, in the calculations its value at 1000°C is adopted, namely $c_p = 2,32$ kJ/(kg·K).

Let us calculate the required amount of heat to compensate for heating the steam to 900°C:

$$Q_p = c_p \cdot m_p \cdot \Delta T, \quad (15)$$

where c_p – specific heat capacity of water vapour, kJ/(kg·K);
 m_p – mass of water vapor, kg;

ΔT – temperature change, °C.

At a heating rate of 10°C/min, the thermal power is determined by the following expression:

$$P_p = Q_p/t, \quad (16)$$

where t – heating time, s.

The amount of heat that must be supplied to the reduction zone to raise its temperature to 1000°C:

$$Q_v = c_v \cdot m_v \cdot \Delta T, \quad (17)$$

where Q_v – the amount of heat that must be supplied to the reduction zone to raise its temperature to 1000°C, kJ;

c_v – specific heat capacity of carbon, kJ/(kg·K);

m_v – mass of carbon, kg;

ΔT – temperature change, °C.

To heat the reduction zone to a temperature of 1000°C within 10 minutes, the required thermal power is:

$$P_v = Q_v/t_v, \quad (18)$$

where P_v – thermal power required to heat the reduction zone, W;

t_v – heating time, s.

The amount of heat required for the water–gas reaction to proceed is:

$$Q_R = \Delta H^\circ \cdot (m_{H_2O}/M_{H_2O}), \quad (19)$$

where Q_R – the amount of heat required for the water–gas reaction to proceed, kJ (J);

m_{H_2O} – mass of water, kg;

M_{H_2O} – molar mass of water, kg/mol;

ΔH° – enthalpy change of the water–gas reaction, kJ/mol.

The water-gas reaction is characterized by the formation of CO and H₂ in the temperature range of 800–1000°C. Therefore, at the initial stage of steam supply to the reduction zone, provided that this zone has been preheated to 1000°C, there exists a reserve of internal energy stored in the heated charcoal bed. This reserve can be used to heat the water vapor and to sustain the water-gas reaction.

Let us assume an allowable decrease in the temperature of the reduction zone to 820°C and calculate the energy reserve that can be utilized to drive H₂ formation.

$$Q_{vs} = c_{v900} \cdot m_v \cdot \Delta T, \quad (20)$$

where Q_{vs} – heat reserve of the reduction reaction zone, kJ;

c_{v900} – specific heat capacity of charcoal at the average process temperature ($\approx 900^\circ\text{C}$), kJ/(kg·K);

m_v – mass of charcoal in the reduction zone, kg;

ΔT – temperature change, $^\circ\text{C}$.

The additional amount of heat that must be supplied to the reduction zone is determined as the difference between the total heat required for heating the water vapor and sustaining the water-gas reaction, and the available heat reserve of the preheated carbon:

$$Q = Q_p + Q_R - Q_{vs}, \quad (21)$$

where Q – additional heat that must be supplied to the reduction zone, kJ;

Q_p – heat required to compensate for heating the steam to 900°C , kJ;

Q_R – heat required for the water-gas reaction to proceed, kJ;

Q_{vs} – heat reserve of the reduction reaction zone, kJ.

Since the peak phase of the process lasts approximately 1 minute, the required thermal power to compensate for the energy demand in the reduction zone is determined by the following expression:

$$P = Q/t, \quad (22)$$

where P – thermal power, W;

Q – additional heat that must be supplied to the reduction zone, kJ;

t – duration of the peak phase of the process, s.

Let us consider the issue of the structural arrangement of the reduction zone. At temperatures close to 1000°C , heat transfer from the reduction zone to the environment occurs predominantly through thermal radiation. In the absence of thermal insulation, radiative losses would be significant. Therefore, the reduction zone must be insulated with layers of material having low thermal conductivity.

In the proposed design, a layer of charcoal is used as the thermal insulation medium. The surface area, determined from the geometric parameters of the unit, is $S=0.138\text{ m}^2$. The temperature in the reduction zone is assumed to be approximately 1000°C . Electric heaters are uniformly distributed within the layer.

Based on the thermochemical processes occurring in the reduction zone, its height is assumed to be 100 mm.

The limiting temperature of the outer surface is assumed to be no higher than $200\text{--}250^\circ\text{C}$. At this temperature level, the intensity of thermal radiation from the surface amounts to approximately 2–3% of that at 1000°C , thereby substantially reducing radiative heat losses.

For a bulk layer of charcoal at elevated temperatures, the effective thermal conductivity is $\lambda=0,15\text{--}0,20\text{ W}/(\text{m}\cdot\text{K})$; in the calculations $\lambda=0,2\text{ W}/(\text{m}\cdot\text{K})$.

The average heat flux through the layer is determined as follows:

$$q = \frac{P}{2 \cdot S}, \quad (23)$$

q – heat flux density, W/m^2 ;

P – total power of the electric heaters, W;

S – heat transfer surface area, m^2 .

Required temperature difference:

$$\Delta T = T_0 - T_s, \quad (24)$$

where ΔT – temperature difference, $^\circ\text{C}$;

T_0 – initial temperature in the reduction zone, $^\circ\text{C}$;

T_s – temperature of the charcoal layer, $^\circ\text{C}$.

The required thickness of the charcoal layer, according to Fourier's law, is:

$$q = \lambda \cdot \Delta T / \delta, \quad (25)$$

from which it follows

$$\delta_{biochar} = \lambda \cdot \Delta T / q, \quad (26)$$

where $\delta_{biochar}$ – thickness of the charcoal layer, m;

q – heat flux density, W/m^2 ;

λ – thermal conductivity of the charcoal layer, $\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$;

ΔT – temperature difference, $^\circ\text{C}$.

A separate analysis is required for the issue of heat supply to the pellets located in the dry pyrolysis chamber. Structurally, the dry pyrolysis chamber is a sealed metal cylinder equipped with a pyrolysis gas outlet tube and installed inside the outer casing of the unit, which is also cylindrical in shape. Between the outer casing and the wall of the dry pyrolysis chamber, a closed inter-casing space is formed, provided with an external pipe for gas discharge. In the lower part of the outer casing, beneath the dry pyrolysis chamber, the reduction, cleaning, and enrichment zone of the fuel gas is located. The fuel gases are conveyed through the outlet tube to the lower section of the outer casing. Thus, in order to exit the unit, the fuel gas must pass through the reduction zone, and its movement ensures convective heat transfer between the reduction zone and the wall of the dry pyrolysis chamber during the pyrolysis process of the pellets.

The initial heating of the dry pyrolysis chamber is carried out by KGT-type electric heaters with a rated power of 1300 W each, installed in the inter-casing space between the outer casing and the chamber wall. This space is filled with bulk charcoal, which serves as both a heat-accumulating and insulating layer.

The electric heaters are uniformly arranged along the perimeter of the chamber casing, forming four equivalent heating sectors and ensuring a symmetrical distribution of the heat flux. The volume of the dry pyrolysis chamber allows loading approximately 9 kg of pellets in bulk.

For the purpose of thermal calculations, the following assumptions are adopted: one heated sector is considered as a flat rectangular wall with a height of 350 mm and a width of 173 mm. Between the heating element and the metal

casing of the dry pyrolysis chamber, there is a 50 mm-thick layer of charcoal, followed by a metal plate with a thickness of 8 mm. On the inner side of the wall, there is a 45 mm thick layer of pellets with a mass of 2.25 kg.

In the calculations, it is assumed that 50% of the electric heater power is uniformly transferred to the charcoal layer. Heat transfer from the electric heater, heated to 1000°C, occurs predominantly by radiation over a full 360° solid angle.

Taking into account the heat capacity of the charcoal layer and the inevitable thermal losses within the structure, it is further assumed that only half of the installed electric heater power is effectively utilized for heating the dry pyrolysis chamber.

For subsequent calculations, it is assumed that the area of the rectangular wall with a height $h=0.35$ m and a width $b=0.173$ m is $S_R=0,35 \times 0,173=0,0606$ m². The thermal conductivity of porous charcoal is $\lambda_{\text{biochar}} \approx 0,2$ W/m·K, and that of steel is $\lambda_{\text{steel}} \approx 45$ W/m·K.

The thermal resistance of the layers is determined according to the following mathematical relationship:

$$R = \delta / \lambda, \quad (27)$$

where δ – is the layer thickness, m;

λ – is the thermal conductivity of the material, W/(m·K).

For a 50 mm thick charcoal layer with a thermal conductivity of 0.2 W/(m·K), the thermal resistance is $R_{\text{biochar}} = 0,05/0,2 \approx 0,25$ m² K/W. For an 8 mm thick metal wall with a thermal conductivity of 45 W/(m·K), the thermal resistance is $R_{\text{steel}} = 0,008/45 \approx 0,00017$ m² K/W.

The analysis of the obtained values indicates that, in the considered heat-transfer system, the thermal resistance of the charcoal layer is dominant, whereas the resistance of the metal wall is several orders of magnitude smaller and practically does not affect the overall heat-transfer process.

The density of the actual heat flux is determined by the following relationship:

$$q' = (T_1 - T_2) / R_{\Sigma}, \quad (28)$$

where q' – density of the actual heat flux, W/m²;

T_1 – temperature of the inner surface of the heating zone (temperature of the charcoal layer), °C;

T_2 – temperature of the inner surface of the metal wall of the chamber, °C;

R_{Σ} – total thermal resistance of the heat-conducting layers, m²·K/W.

The total heat flow (power) transferred to the pellets is:

$$Q_{\text{pel}} = q \cdot S_R, \quad (29)$$

Q_{pel} – total heat flow transferred to the pellets, W;

S_R – heat transfer area, m².

The heating rate of the pellets in the dry pyrolysis chamber is determined by the following formula:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{\dot{Q}_{\text{pel}}}{m_{\text{pel}} \cdot c_{\text{pel}}} \quad (30)$$

where $\frac{dT}{dt}$ – heating rate of pellets in the dry pyrolysis chamber, °C/min;

m_{pel} – mass of dry pellets in the sector, kg;

c_{pel} – specific heat capacity of pellets, kJ/(kg·K).

Table 3. Results of thermal calculations for the pyrolysis-gasification unit with integrated syngas cleaning and enrichment processes

Parameter	Symbol	Value	Unit of measurement	Mathematical equation
Initial data for calculation				
Mass of pellets (for analytical assessment of water vapor formation process)	m	1.0	kg	–
Mass of generated water vapor	$m_{\text{H}_2\text{O}}$	0.269	kg	–
Water vapor content	–	27	%	–
Moisture fraction in the temperature range (100–130°C)		52	%	–
Moisture fraction in the temperature range (290–310°C)		42	%	–
Mass of water vapor	m_p	0.14	kg	–
Specific heat capacity of steam	c_p	2.25	kJ/(kg·K)	–
Specific heat capacity of steam at 1000°C	c_p	2.32	kJ/(kg·K)	–
Specific heat capacity of carbon	c_v	1.45	kJ/(kg·K)	–
Mass of biochar	m_v	2.7	kg	–
Enthalpy of the water-gas reaction	ΔH°	131	kJ/(kg·K)	–
Molar mass of water	$M_{\text{H}_2\text{O}}$	0.018	kJ/(kg·K)	–
Duration of the peak phase	t	60	s	–
Heating time of the zone	t_v	600	s	–

Parameter	Symbol	Value	Unit of measurement	Mathematical equation
Initial data for calculation				
Reduction zone temperature	T_1	1000	°C	–
Initial temperature of the reduction zone	T_2	20	°C	–
Thermal conductivity of biochar	$\lambda_{biochar}$	0.2	W/(m·K)	–
Thermal conductivity of steel	λ_{steel}	45	W/(m·K)	–
Height of the sector	h	0.35	m	–
Width of the sector	b	0.173	m	–
Thickness of the charcoal layer	$\delta_{biochar}$	0.05	m	–
Thickness of the steel wall of the chamber	δ_{steel}	0.008	m	–
Specific heat capacity of pellets	c_{pel}	1.4	kJ/(kg·K)	–
Mass of pellets (in the sector)	m_{pel}	2	kg	–
Results of calculations				
Total installed heater power	P_{Σ}	6.5	kW	
Heat required to raise steam temperature to 900°C	Q_p	252	kJ	(5)
Power required for steam heating	P_p	4.2	kW	(6)
Heat required for heating the reduction zone	Q_v	3797.6	kJ	(7)
Power required for heating the reduction zone	P_v	6.33	kW	(8)
Heat of the water-gas reaction	Q_R	1019	kJ	(9)
Heat reserve of the zone	Q_{vs}	923.4	kJ	(10)
Additional heat input	Q	347.6	kJ	(11)
Required power during the peak phase	P	5.79	kW	(12)
Heat flux density	q	23.5	kW/m ²	(13)
Temperature drop	ΔT	800	°C	(14)
Required thickness of the biochar layer	$\delta_{biochar}$	0.07	m	(16)
Adopted thickness of the biochar layer	$\delta_{biochar}$	0.10	m	-
Thermal resistance of the biochar layer	R_{bichar}	0.25	m ² K/W	(17)
Thermal resistance of the 8 mm thick steel wall with a thermal conductivity of 45 W/(m·K)	R_{steel}	0.00017	m ² K/W	(17)
Overall thermal resistance	R_{Σ}	0.25017	m ² K/W	
Actual heat flux density	q'	3.917	W/m ²	(18)
Power transferred to the pellets	Q_{pel}	237	W	(19)
Heating rate of the pellets	$\frac{dT}{dt}$	0.0846	K/s	(20)
Heating rate of the zone	-	5.08	°C/min	-

Thus, to sustain the process, it is sufficient to employ five electric heaters with a total installed power of 6.5 kW, which ensures both rapid heating of the reduction zone and compensation of heat consumption during the water-gas reaction.

The calculation results (Table 3) indicate that the minimum required thickness of the thermal insulation layer is 70 mm; however, taking into account a structural safety margin, a

thickness of 100 mm is adopted and implemented in the unit design.

In the experimental setup, 8 kg of pellets were loaded into the dry pyrolysis chamber and heated to a temperature of 280°C, with time and temperature being recorded. Based on the experimental data and the calculated heating rate of the pellets, temperature profiles of pellet heating in the dry pyrolysis chamber were constructed (Fig. 3).

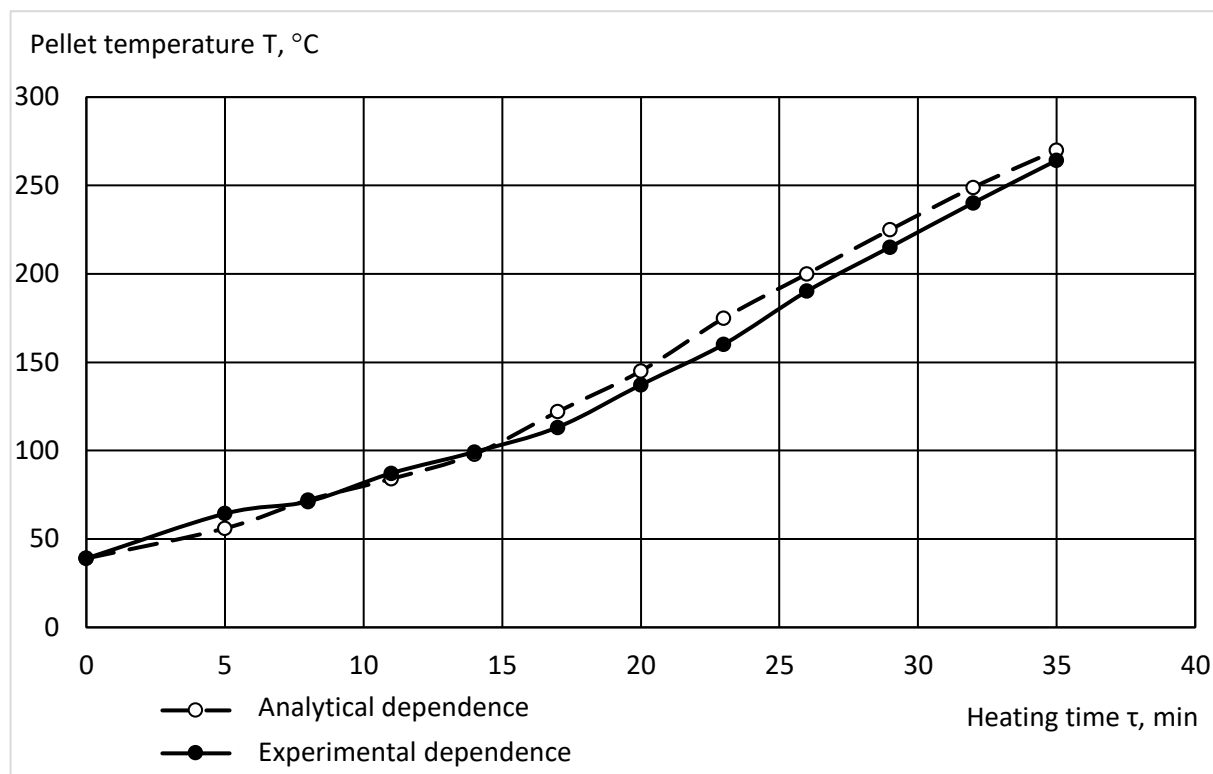


Fig. 3. Dependence of pellet temperature in the dry pyrolysis chamber on heating time

The deviation between the experimental and theoretical data was evaluated using the coefficient of determination R^2 , which for the performed calculations amounts to 0.989. Thus, a high degree of agreement is observed between the data obtained experimentally and analytically, particularly within the temperature range of 40–100°C (Fig. 3). Minor deviations of the experimental curve from the theoretical one are attributed to the progression of pyrolysis processes involving volatile components. A portion of the supplied energy is consumed for their thermal decomposition and phase transformation with the formation of gaseous products, rather than for increasing the temperature of the pellets.

This paper was supported by the HEI-COPILOT project within the EIT HEI Initiative "Innovation Capacity Building for Higher Education", funded by the European Union.

Conclusions:

1. The integral efficiency coefficients of gasification and pyrolysis are comparable, with $K_{\text{gas}}=0.664$, a $K_{\text{pyr}}=0.683$, indicating the absence of a significant advantage of one technology over the other when applied separately. Owing to the reduction of specific electricity consumption for internal needs and the expansion of the permissible fuel moisture range, the development of a combined pyrolysis–gasification unit is technically justified as an energy-efficient solution, providing an integral efficiency coefficient at the level of $K=0.9$.

2. The reduction zone should have a height of 100 mm, within which the temperature must be maintained in the range of 850–1000°C. To reduce radiative heat losses, a layer of wood biochar at least 100 mm thick is provided above and below the reduction zone. In addition, the study

substantiates and normalizes, per unit mass of fuel, the energy consumption required for the production of combustible gases from steam originating from both the physical moisture in the pellets and the water vapor formed as a result of thermal degradation of their structural components.

3. The conducted research determined the energy consumption associated with the technological processes of pyrolysis, gas cleaning, and reduction of combustible gases. It was established that the total electric heating power of the dry pyrolysis chamber should amount to 6.5 kW (five electric heaters, rated at 1300 W each). To ensure a uniform temperature field, the electric heaters in the central part of the reduction zone must be arranged symmetrically and with equal spacing, thereby guaranteeing homogeneous heating of the working volume of the dry pyrolysis chamber.

4. Analysis of the temperature dependence indicates that pellet heating in the dry pyrolysis chamber proceeds uniformly and without sharp temperature fluctuations. The experimental curve closely follows the calculated one, confirming the adequacy of the adopted thermal model. Minor deviations in certain temperature intervals are associated with physicochemical processes occurring in the pellets, in particular, moisture removal and the onset of thermal degradation of organic components. Overall, the obtained results confirm the correctness of the determined electric heating power and the effectiveness of the selected dry pyrolysis chamber design.

REFERENCES:

- Nadeem, T. B., Siddiqui, M., Khalid, M., Asif, M. (2023). Distributed energy systems: A review of classification, technologies, applications, and policies. *Energy Strategy Reviews*, 48, 101096. <https://doi.org/10.1016/j.esr.2023.101096>
- Iweh, C. D., Gyamfi, S., Tanyi, E., & Effah-Donyina, E. (2021). Distributed Generation and Renewable Energy Integration into the Grid: Prerequisites, Push Factors, Practical Options, Issues and Merits. *Energies*, 14(17), 5375. <https://doi.org/10.3390/en14175375>
- Situmorang, Y. A., Zhao, Zh., Yoshida, A., Abudula, A., Guan, G. (2020). Small-scale biomass gasification systems for power generation (<200 kW class): A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 117, 109486. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109486>
- Akhtar, A., Krepl, V., & Ivanova, T. (2018). A combined overview of combustion, pyrolysis, and gasification of biomass. *Energy & Fuels*, 32(7), 7294–7318. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.8b01678>
- Abouemara, K., Shahbaz, M., McKay, G., & Al-Ansari, T. (2024). The review of power generation from integrated biomass gasification and solid oxide fuel cells: Current status and future directions. *Fuel*, 360, 130511. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.130511>
- International Energy Agency. Global Energy Review 2025: Electricity [Online]. – Paris: IEA, 2025. – Available at: <https://www.iea.org/reports/global-energy-review-2025/electricity> (accessed 11 February 2026).
- International Energy Agency. Electricity Mid-Year Update 2025: Demand – Global Electricity Use to Grow Strongly in 2025 and 2026 [Online]. – Paris: IEA, 2025. – Available at: <https://www.iea.org/reports/electricity-mid-year-update-2025/demand-global-electricity-use-to-grow-strongly-in-2025-and-2026> (accessed 11 February 2026).
- Balopi, B., Moyo, M., & Gorimbo, J. (2025). Biomass-to-electricity conversion technologies: A review. *Waste Disposal & Sustainable Energy*, 7, 323–351. <https://doi.org/10.1007/s42768-025-00226-5>
- International Energy Agency. Bioenergy – Analysis and outlook [Online]. – Paris: IEA, 2025. – Available at: <https://www.iea.org/energy-system/renewables/bioenergy> (accessed 11 February 2026).
- Gao, Y., Wang, M., Raheem, A., Wang, F., Wei, J., Xu, D., Song, X., Bao, W., Huang, A., Zhang, S., & Zhang, H. (2023). Syngas production from biomass gasification: Influences of feedstock properties, reactor type, and reaction parameters. *ACS Omega*, 8(35), 31620–31631. <https://doi.org/10.1021/acsomega.3c03050>
- Jerzak, W., Acha, E., & Li, B. (2024). Comprehensive Review of Biomass Pyrolysis: Conventional and Advanced Technologies, Reactor Designs, Product Compositions and Yields, and Techno-Economic Analysis. *Energies*, 17(20), 5082. <https://doi.org/10.3390/en17205082>
- Li, T., Wang, J., Chen, H., et al. (2023). Performance analysis of an integrated biomass-to-energy system based on gasification and pyrolysis. *Energy Conversion and Management*, 287, 117085. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117085>
- European Biogas Association (EBA). Gasification: diversification of biomass processing and waste utilisation [Online]. – SAF Ukraine, 29.04.2025. – Available at: <https://saf.org.ua/news/2321/> (accessed 11 February 2026).
- Ruiz, J. A., Juárez, M. C., Morales, M. P., Muñoz, P., & Mendivil, M. A. (2013). Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 18, 174–183. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.10.021>
- IEA Bioenergy (2025) Biomass gasification for hydrogen production. IEA Bioenergy Task 33. Available at: https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2025/03/IEA-Bioenergy_T33_Bio-H2_Final_v2.pdf (accessed 11 February 2026)
- Huang, Y., Wan, Y., Liu, S., Zhang, Y., Ma, H., Zhang, S., & Zhou, J. (2019). A Downdraft Fixed-Bed Biomass Gasification System with Integrated Products of Electricity, Heat, and Biochar: The Key Features and Initial Commercial Performance. *Energies*, 12(15), 2979. <https://doi.org/10.3390/en12152979>
- Alabi, O. O., Gbadeyan, O. J., Towoju, O. A., & Deenadayalu, N. (2024). Enhancing sustainable energy production through biomass gasification gas technology: A review. *F1000Research*, 13, 511. <https://doi.org/10.12688/f1000research.147958>
- Zhang, Y., Wan, L., & Guan, J. (2020). A review on biomass gasification: Effect of main parameters on char generation and reaction. *Energy & Fuels*, 34(11), 13438–13455. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.0c02900>
- Parvari, E., Mahajan, D., & Hewitt, E. L. (2025). A review of biomass pyrolysis for production of fuels: Chemistry, processing, and techno-economic analysis. *Biomass*, 5(3), 54. <https://doi.org/10.3390/biomass5030054>
- Ortiz, O. A., Orozco, L. M., Rios, L. A. (2025). A new modelling approach for the pyrolysis step in biomass gasification, *Results in Chemistry*, 14, 102146. <https://doi.org/10.1016/j.rechem.2025.102146>
- Chandrasekharan Nair, S., John, V., Geetha Bai, R., & Kikas, T. (2025). Torrefaction of Lignocellulosic Biomass: A Pathway to Renewable Energy, Circular Economy, and Sustainable Agriculture. *Sustainability*, 17(17), 7738. <https://doi.org/10.3390/su17177738>
- Tiedeu William, N., & Adipah, S. (2018). Coal and biomass pyrolysis and gasification – A review. *Journal*

- of Energy Research and Reviews, 1(1), 1–21.
<https://doi.org/10.9734/jenrr/2018/v1i19781>
23. Alam, M., Loha, Ch., Sarkar, I., Chaturvedi, N. D. (2025). An integrated pyrolysis and air gasification model for hydrogen-rich syngas production and comparative assessment of agricultural biomass in Aspen plus, International Journal of Hydrogen Energy, 179, 151696. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2025.151696>
 24. Buelvas, A., Quintero-Coronel, D. A., Vanegas, O., Ortegon, K., Bula, A., Mesa, J., González-Quiroga, Arturo. (2024). Gasification of solid biomass or fast pyrolysis bio-oil: Comparative energy and exergy analyses using AspenPlus®. Engineering Reports, 6(7), e12825. <https://doi.org/10.1002/eng2.12825>
 25. Roddy, D.J., Manson-Whitton, C. 5.10 – Biomass Gasification and Pyrolysis, Editor(s): Ali Sayigh, Comprehensive Renewable Energy, Elsevier, 2012. Pages 133–153. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-087872-0.00514-X>
 26. Zheng, J.-L., Zhu, M.-Q., Wen, J.-L., Sun, R.-c. (2016). Gasification of bio-oil: Effects of equivalence ratio and gasifying agents on product distribution and gasification efficiency. Bioresource Technology, 211, 164–172. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.03.088>
 27. Suparmin, P., Purwanti, N., Nelwan, L. O., Tambunan, A. H. (2024). Syngas production by biomass gasification: A meta-analysis. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 206, 114824. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2024.114824>
 28. Gracia-Monforte, C., Lete, A., Marias, F., Ábrego, J., Arauzo, J. (2026). Energy, exergy and mass balances of a biomass pyrolysis pilot plant. Energy Conversion and Management, 353, 121154. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2026.121154>
 29. Klius V.P., Omarov I.S. Tar-free gas generator: Pat. 154915 Ukraine: IPC C10J 3/00. No. u202301010; filed 13.03.2023; published 03.01.2024, Bull. No. 1. Di Blasi, C. (2008). Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis. Progress in Energy and Combustion Science, 34(1), 47–90. <https://doi.org/10.1016/j.peccs.2006.12.001>
 30. Bridgwater, A.V. (2012). Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. Biomass and Bioenergy, 38, 68–94. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.01.048>
 31. Basu, P. (2018). Biomass gasification, pyrolysis and torrefaction (3rd ed.). Academic Press. 564 p. <https://www.sciencedirect.com/book/monograph/9780128129920/biomass-gasification-pyrolysis-and-torrefaction>
 32. Golub, G., Tsyvenkova, N., Golub, V., Chuba, V., Omarov, I., Holubenko, A. (2022). 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, 4 (8 (118)), 29–43. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2022.263436>