

**ЕНЕРГО-ЕКОНОМІЧНА ЕФЕКТИВНІСТЬ ПІРОЛІЗНО-ГАЗИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВОК**

Отримано 08 трав. 2026 р.; рекомендовано до публікації 26 чер. 2026 р.  
Доступно онлайн 30 чер. 2026 р.

**Четверик Г. О.<sup>1</sup>, Омаров І. С.<sup>2</sup>**

Автор для кореспонденції: Четверик Геннадій,  
e-mail: biomassa@ukr.net

<sup>1</sup> канд. техн. наук  
<http://orcid.org/0000-0001-9398-1968>

<sup>2</sup> аспірант  
<https://orcid.org/0000-0001-9449-853X>

<sup>1,2</sup> Інститут відновлюваної енергетики  
НАН України, м. Київ, Україна

**Анотація.** Наведено метод визначення інтегрального показника енерго-економічної ефективності піролізно-газифікаційних установок термохімічної конверсії біомаси, що відзначається реалізацією у вигляді скорингової моделі на основі методу зважених сум з бальною нормалізацією оцінюваних критеріїв та урахуванням нелінійного впливу конструкційно-технологічних параметрів установок, чим забезпечує точність ранжування та адаптивність до змінних властивостей біомаси. Вибрано параметри для порівняння піролізно-газифікаційних установок, а саме: електрична і теплова потужності установки; вологість палива; загальна і питома витрати палива на процес; нижча теплота згоряння синтез-газу та продуктивність установки за газом; питома вартість установки. Обґрунтовані значення пріоритетів та вагових коефіцієнтів, необхідних для проведення розрахунків за розробленою моделлю, а також перевірено правомірність прийнятих експертних суджень щодо значень параметрів піролізаційно-газифікаційних установок та їх зважених коефіцієнтів. Оцінено енерго-економічну ефективність відомих існуючих піролізно-газифікаційних установок конверсії біомаси в синтез-газ для систем електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії. Встановлено, що найвищої ефективності досягають багатостадійні високоефективні установки електричною потужністю понад 500 кВтел зі складними технологіями переробки біомаси на синтез-газ, які поєднують плаваючий нерухомий шар палива або щільний нерухомий шар палива з гібридним піролізом. Проаналізовано методи електрогенерації на основі енергії біомаси та сонячної енергії.

**Ключові слова:** біомаса; деревні пелети; піроліз; газифікація; піролізно-газифікаційна установка; сонячна електростанція; електрогенерація; скорингова модель; відновлювані джерела енергії.

**Вступ.** У класичному одностадійному газогенераторі відсутня чітка межа між основними стадіями процесу, що унеможливує здійснення контролю й оптимізації кожної з них окремо. Взаємодія летких продуктів піролізу з твердим коксовим залишком призводить до його дезактивації, погіршуючи реакційну здатність у подальшій газифікації. Уникнути цього можна розділенням процесів піролізу й газифікації на окремі керовані стадії з подальшою їх інтеграцією в єдиний багатостадійний процес. Це дасть змогу підвищити ступінь конверсії вуглецю коксового залишку, зменшити вміст смол і механічних домішок, підвищити ННВ газу і процесу загалом.

У роботі [1] запропоновано два підходи до реалізації зазначеного. Перший підхід передбачає інтеграцію стадій піролізу та газифікації в багатостадійний процес, де різні стадії можуть або реалізовуватися послідовно в різних зонах, або поєднуватися в одному газифікаторі з відокремленими зонами піролізу і газифікації. Другий – розміщення установок термохімічної конверсії поблизу джерел біомаси.

Стратегія розташування установок піролізу та газогенератора в різних місцях розроблена в межах концепції

Bioliq (Німеччина) [2]. Продукти піролізу, вироблені на кількох піролізних установках, встановлених поблизу джерел сировини, транспортуються до центральної газогенераторної установки для подальшої газифікації і синтезу біопалива. Ключовою перевагою є економічна привабливість транспортування продуктів вищої енергетичної щільності порівняно з вихідною сировиною. Наприклад, енергетична щільність рослинної і деревної біомаси становить 2 і 8 ГДж/м<sup>3</sup>, відповідно, тоді як суспензії біоолії з коксовим залишком або змеленим коксовим залишком з вмістом твердої фази 5–20 %<sub>мас</sub> мають об'ємну енергетичну щільність 21–23 ГДж/м<sup>3</sup> [3, 4]. Технологічний цикл роботи установки складається з таких основних стадій: швидкий піроліз біомаси при 500 °С і виробництво з продуктів піролізу суспензії на основі біоолії та змеленого коксового залишку; високотемпературна (1200 °С) газифікація суспензії киснем у прямотечнійному газогенераторі за тиску 40 і 80 бар (теплова потужність 5 МВт); високотемпературна (800 °С) фільтрація синтез-газу від домішок; виробництво біопалива. Недоліком другого підходу є значна варіативність складу суспензії з різних видів біомаси, що негативно впливає на рівномірність газифікації.

Багатостадійний підхід дає змогу зонально, у межах одного реактора, розділити піроліз і газифікацію з отриманням високоякісного синтез-газу з мінімальним вмістом смол і механічних домішок. Ефективність в цьому разі є вищою порівняно з розміщенням установок термохімічної конверсії поблизу джерел біомаси. Прикладами багатостадійних систем є газогенератори: FLETGAS (університет Севільї) [5]; Viking (Данський технічний університет) [6]; низькотемпературний реактор з циркулюючим шаром (Технічний університет Чалмерса) [7]. За дослідженнями [5] внаслідок термічної переробки тріски берези в двостадійному газогенераторі потужністю 75 кВт, з розділенням процесів піролізу і газифікації коксового залишку в окремих реакторах газогенератора отримано безсмольний синтез-газ (вміст смол  $\geq 15$  мг/нм<sup>3</sup>). Температура в зоні піролізу була 1100–1200 °С, а максимально зафіксована – 1270 °С. Ефективність системи (газогенератор – ДВЗ DEUTZ – електрогенератор) сягала близько 25 %. Багатостадійні процеси, у порівнянні з одностадійними, забезпечують вищий ступінь конверсії коксового залишку. Винятком є потокові газогенератори. Однак, попри те, що вони є одностадійними з простими за конструкцією реакторами, вони потребують підведення значної кількості окисника в зону реакцій і вищих капітальних вкладень.

Аналіз робіт [2–10] свідчить, що багатостадійна газифікація дає змогу шляхом зонального відокремлення процесів піролізу і газифікації в межах одного реактора оптимізувати умови перебігу термохімічних перетворень, підвищити ступінь конверсії вуглецю й забезпечити виробництво синтез-газу з підвищеним вмістом горючих компонентів.

**Постановка завдання.** Мета роботи – порівняти піролізно-газифікаційні установки за енерго-економічною ефективністю конверсії біомаси в синтез-газ для систем електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії. Для досягнення поставленої мети необхідно виконати такі завдання: 1) розробити метод визначення інтегрального показника енерго-економічної ефективності піролізно-газифікаційних установок термохімічної конверсії біомаси і перевірити правомірність прийнятих експертних суджень щодо значень параметрів піролізаційно-газифікаційних установок та їх зважених коефіцієнтів; 2) оцінити енерго-економічну ефективність установок конверсії біомаси в синтез-газ для систем електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії; 3) виконати аналіз методів електрогенерації на основі енергії біомаси та сонячної енергії.

### Виклад основного матеріалу

**Розробка методу визначення інтегрального показника енерго-економічної ефективності піролізно-газифікаційних установок термохімічної конверсії біомаси**

Виконаємо порівняльний аналіз багатостадійних установок газифікації біомаси за техніко-економічними й енергетичними показниками для встановлення доціль-

ності їх використання у складі систем електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії.

Для порівняння різних установок газифікації біомаси візьмемо за основу відому скорингову математичну модель, яку часто використовують для прогнозування у фінансовому секторі. Сутність цієї моделі описана в роботі [11], і вона полягає в тому, що фінансова установа намагається з'ясувати ймовірність того, що позичальник поверне вчасно кредитні кошти. Для цього розглядають кілька характеристик позичальника, яким ставлять у відповідність числові значення згідно з пріоритетом характеристик за накопиченої бази даних стосовно минулого досвіду з позичальниками та зважені коефіцієнти для цих характеристик. Внаслідок моделювання отримуємо ймовірність зазначеної події для конкретного позичальника.

*Вихідні дані піролізно-газифікаційних установок.* Для порівняння вибрано установки промислового та лабораторного типу з різною електричною потужністю (в діапазоні від 10 до 750 кВт) виробництва Бельгії (Xylowatt NOTAR 750), Чехії (GP750, GP200), Австрії (SynCraft CW1800-500, Cleanstgas 125, Urbas Mallnitz, Urbas Pöllau), Німеччини (Burkhardt V5.90S, ECO 495, Burkhardt V5.90S, ECO 220, Spanner Re<sup>2</sup> HKA70, Spanner Re<sup>2</sup> HKA50), Китаю (GSL), США (Power Pallet – PP30) та Бразилії (NEST, UNIFEI). Особливістю цих установок є те, що процеси піролізу і газифікації протікають в одному газогенераторі з просторовим розділенням реакційних зон. У табл. 1 наведено вихідні дані піролізно-газифікаційних установок згідно з технічною документацією до установок.

Порівняння здійснювалося за такими восьма параметрами: електрична ( $N_{ел.узм}$ ) і тепла ( $Q_{т.узм}$ ) потужності установки; вологість ( $W$ ); загальна ( $m$ ) і питома ( $m_{пр}$ ) витрати палива на процес; нижча температура згорання синтез-газу ( $Q_H^p$ ) та продуктивність установки за газом ( $V_{с.газ}$ ); питома вартість установки ( $C_{num}$ ).

*Розрахунок відсутніх даних піролізно-газифікаційних установок.* Для того, щоб забезпечити методичну цілісність аналізу та виконати коректне багатокритеріальне ранжування установок у межах єдиної оціночної моделі, ті дані зазначених вище параметрів, що були відсутні в технічній документації до установок визначали розрахунковим методом.

Теплову потужність палива визначали

$$Q_{нал} = \frac{m \cdot Q_H^{нал} (W)}{3,6}, \quad (1)$$

де  $Q_{нал}$  – теплова потужність палива, що відповідає енергетичному вмісту палива, яке надходить до газогенератора за одиницю часу, кВт;  $m$  – витрата палива, кг/год;  $W$  – вологість палива на робочу масу, %;  $Q_H^{нал} (W)$  – нижча температура згорання палива за вологості  $W$ , МДж/кг; 3,6 – коефіцієнт переведення МДж/год у кВт.

Таблиця 1. Вихідні дані піролізно-газифікаційних установок та дані, розраховані за (1) – (7)

Найменування установки (виробник, країна)	$N_{ел.уст},$ кВт	$Q_{т.уст},$ кВт	$m,$ кг/год	$m_{пр}$ кг/кВт <sub>ел</sub>	$W,$ %	$V_{с.газ},$ м <sup>3</sup> /год	$Q_H^p,$ МДж/м <sup>3</sup>	$C_{пир},$ євро/кВт ([14, 15])
Хylowatt Notar 750 (Хylowatt SA, Бельгія), $\eta_{ел} = 0,375, \eta_{мен} = 0,6$ [12]	750	1200	650	0,87	до 10 %	1287	5,5	5348
GP750 (у складі ТЕЦ BOR Biotechnology ČR, Чехія), $\eta_{ел} = 0,36, \eta_{мен} = 0,49$ [13]	710	1500	556	0,78	10 %	1250	5,7	6290
SynCraft CW1800-500 (Syncraft Automation GmbH, Австрія) $\eta_{ел} = 0,285, \eta_{мен} = 0,44$ [16].	500	740	757	1,51	до 50 %	870	6,45	6290
Burkhardt V5.90S, ECO 495 (Burkhardt GmbH, Німеччина), $\eta_{ел} = 0,3, \eta_{мен} = 0,455$ [17].	330	485	240	0,73	до 10 %	475	6,25	7427
Cleanstgas 125 (KWB-Kraft und Wärme aus Biomasse GmbH та Ebner Industrieofenbau GmbH, Австрія), $\eta_{ел} = 0,25, \eta_{мен} = 0,45$ [18]	250	441	287	1,15	до 10 %	568	5,4	8300
Urbas Mallnitz (URBAS Maschinenfabrik GesmbH, Австрія), $\eta_{ел} = 0,28, \eta_{мен} = 0,58$ [19, 20]	250	520	255	0,9	до 18 %	406	4,2	8300
GP200 (TARPO Ltd, Чехія) [21]	200	370	156	0,78	10 %	309	4,8	9075
GSL (Nanjing Forestry University, Китай), $\eta_{ел} = 0,19, \eta_{мен} = 0,47$ [22].	190	477	250	1,32	до 12 %	484	5,25	9263
Urbas Pöllau (URBAS Maschinenfabrik GesmbH, Австрія), $\eta_{ел} = 0,28, \eta_{мен} = 0,5$ [12].	180	320	162	0,9	до 18 %	292	4,8	9465
Burkhardt V5.90S, ECO 220 (Burkhardt GmbH, Німеччина), $\eta_{ел} = 0,3, \eta_{мен} = 0,455$ [17].	160	240	120	0,75	до 10 %	238	6,05	9922
Spanner Re <sup>2</sup> HKA70 (GmbH, Німеччина), $\eta_{ел} = 0,3, \eta_{мен} = 0,63$ [23].	68	144	55,1	0,81	до 10 %	109	5,58	3950
Spanner Re <sup>2</sup> HKA50 (GmbH, Німеччина), $\eta_{ел} = 0,28, \eta_{мен} = 0,61$ [24].	49	106	41,9	0,86	до 10 %	83	5,58	4400
Power Pallet – PP30 (All Power Labs, США), $\eta_{ел} = 0,23, \eta_{мен} = 0,46, \eta_{двз.} = 0,33$ [25].	25	40	20	0,8	до 10 %	40	5,46	2000
Excellence Group in Thermal Power and Distributed Generation (NEST), Бразилія, $\eta_{ел} = 0,3, \eta_{мен} = 0,45$ [26].	10	22	12	1,2	15 %	22,5	4,53	2500

Теплову потужність установки визначали

$$Q_{т.уст} = \frac{N_{ел.уст} \cdot \eta_{мен}}{\eta_{ел}},$$

(2)

де  $Q_{т.уст}$  – теплова потужність установки, кВт;  $N_{ел.уст}$  – електрична потужність установки, кВт;  $\eta_{ел}$  – електричний ККД установки;  $\eta_{мен}$  – тепловий ККД установки.

Значення  $\eta_{ел}$  і  $\eta_{мен}$ , наведені в табл. 1, встановлені для роботи установок на біомасі вологістю 10 %. У разі роботи установки на біомасі вищої вологості значення ККД перераховували.

Якщо в технічній документації задано продуктивність установки за синтез-газом і його хімічний склад або теплоту згоряння, то теплову потужність установки визначали за таким рівнянням

$$Q_H^p = \frac{Q_{CO} \cdot C_{CO} + Q_{H_2} \cdot C_{H_2} + Q_{CH_4} \cdot C_{CH_4} + Q_{C_2H_4} \cdot C_{C_2H_4} + Q_{C_2H_6} \cdot C_{C_2H_6}}{100\%}, \quad (4)$$

де  $C_{CO}$ ,  $C_{H_2}$ ,  $C_{CH_4}$ ,  $C_{C_2H_4}$ ,  $C_{C_2H_6}$  – об'ємна концентрація компонентів газу CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, відповідно, у синтез-газі, %;  $Q_{CO}$ ,  $Q_{H_2}$ ,  $Q_{CH_4}$ ,  $Q_{C_2H_4}$ ,  $Q_{C_2H_6}$  – нижча теплота згоряння компонентів газу CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> та C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, відповідно, МДж/м<sup>3</sup>.

Якщо, навпаки, задано теплову потужність установки і продуктивність за газом, то нижчу теплоту згоряння синтез-газу визначали з рівняння

$$Q_H^p = \frac{3,6(\eta_{ел} \cdot Q_{м.устм})}{\eta_{мен} \cdot \eta_{обз} \cdot V_{с.газ}}, \quad (5)$$

де  $\eta_{обз}$  – електричний ККД газового двигуна внутрішнього згоряння, прийнято рівним 0,4.

Продуктивність установки за синтез-газом визначали за залежністю

$$V_{с.газ} = m(1-W)V_{с.газ}^{num.табл}, \quad (6)$$

де  $(1-W)$  – масова частка сухої речовини у паливі;  $V_{с.газ}^{num.табл}$  – питомий вихід синтез-газу на кілограм сухої речовини, м<sup>3</sup> (для установок з нерухомим щільним шаром палива  $V_{с.газ}^{num.табл}$  для деревини становить 2,2–2,5 м<sup>3</sup>/кг) [27, 28].

Питому вартість газогенераторних установок (для жодної з установок цей параметр не було зазначено в технічній документації виробників) визначено методом питомих капітальних витрат на одиницю встановленої електричної потужності [13, 14]

$$C_{num}(N_{ел}) = C_{num.ет.} (N_{ел.ет.} / N_{ел})^{0,4}, \quad (7)$$

де  $C_{num}(N_{ел})$  – питомі капітальні витрати на установку потужністю  $N_{ел}$ , євро/кВт<sub>ел</sub>;  $C_{ет.}$  – питомі капітальні витрати на еталонну установку, євро/кВт<sub>ел</sub> ( $C_{num.ет.}$  = 8657 євро/кВт для установки  $N_{ел.ет.}$  = 225 кВт) [15];  $N_{ел.ет.}$  – потужність еталонної установки, кВт<sub>ел</sub>;  $N_{ел}$  – потужність оцінюваної установки, кВт<sub>ел</sub>; 0,4 – показник ступеня для розрахунку питомих капітальних витрат.

Таким чином, використавши залежності (1) – (7) було визначено ті дані зазначених вище параметрів, що були відсутні в технічній документації до установок (див. табл. 1).

$$Q_{м.устм} = \frac{V_{с.газ} \cdot Q_H^p \cdot \eta_{мен}}{3,6}, \quad (3)$$

де  $V_{с.газ}$  – продуктивність установки за синтез-газом, м<sup>3</sup>/год;  $Q_H^p$  – нижча теплота згоряння газу, МДж/м<sup>3</sup>. Нижчу теплоту згоряння газу визначали, виходячи з його хімічного складу

Визначення пріоритетів та вагових коефіцієнтів оцінюваних параметрів. Порівняльний аналіз газогенераторних установок безперервної дії за критерієм енерго-економічної ефективності виконано за методикою [29]. Ранжування порівнюваних установок здійснено за приведеним показником енерго-економічної ефективності  $b_{np}$  для кожної установки вибірки. Найефективнішою є установка, для якої  $b_{np} \rightarrow max$ . Досліджувані установки оцінювалися за сукупністю восьми параметрів.

Введемо функцію нормування для відображення відносного відхилення фактичного значення параметра від найгіршого значення у вибірці

$$\tilde{b}_i = \begin{cases} \frac{y_i - y_i^{\min}}{y_i^{\max} - y_i^{\min}}, & i \in d_{збільши} \\ \frac{y_i^{\max} - y_i}{y_i^{\max} - y_i^{\min}}, & i \in d_{зменши} \end{cases}, \quad (8)$$

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

Нормовану бальну оцінку  $i$ -го параметра визначимо за залежністю:

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

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

Вагові коефіцієнти повинні задовольняти умову

$$\sum_{i=1}^8 a_i = 1, \quad (10)$$

де  $a_i > 0$  – ваговий коефіцієнт  $i$ -го параметра, частка одиниці.

Ваговий коефіцієнт визначали за залежністю

$$a_i = \frac{p_i}{\sum_{j=1}^8 p_j}, \quad (11)$$

де  $p_i$  – пріоритетність  $i$ -го критерію.

Авторами цього дослідження на основі даних щодо технічних та економічних характеристик піролізаційно-газифікаційних установок, наведених у технічній

документації до установок [169-184], було встановлено пріоритетність параметрів у такому порядку:

$$b_1 > b_2 > b_4 > b_3 > b_7 > b_5 > b_6 > b_8. \quad (12)$$

За шкалою від одиниці до восьми залежно від технічної та техніко-економічної значущості кожному параметру присвоюється числове значення пріоритету  $p_i$ . Значення пріоритетів  $p_i$  наведено в табл. 2. При цьому

сума пріоритетів усіх параметрів  $\sum_{j=1}^8 p_j = 36$ . Значення

вагових коефіцієнтів обчислено за залежністю (11) і наведено в табл. 2.

**Таблиця 2. Значення пріоритетів та вагових коефіцієнтів оцінюваних параметрів**

Оцінюваний параметр установки	Бальний показник, бали	Пріоритет $i$ -го критерію $p_i$	Ваговий коефіцієнт $a_i$
Електрична потужність, кВт	$b_1$	8	0,2222
Теплова потужність, кВт	$b_2$	7	0,1944
Витрата палива, кг/год	$b_3$	3	0,0833
Питома витрата палива, кг/кВт <sub>ел</sub>	$b_4$	6	0,1667
Допустима вологість палива, %	$b_5$	5	0,1389
Продуктивність за газом, м <sup>3</sup> /год	$b_6$	2	0,0556
Нижча теплота згорання газу, МДж/м <sup>3</sup>	$b_7$	4	0,1111
Питома вартість установки, євро/кВт	$b_8$	1	0,0278

Приведений показник енерго-економічної ефективності виразимо через ваговий коефіцієнт  $i$ -го параметра та його нормовану бальну оцінку

$$b_{np} = \sum_{i=1}^8 a_i \cdot b_i = 1 + 9 \sum_{i=1}^8 a_i \cdot \tilde{b}_i, \quad (13)$$

де  $b_{np}$  – приведений показник енерго-економічної ефективності, бали.

Коефіцієнт енерго-економічної ефективності установки визначимо як

$$K = \frac{b_{np}}{10} = \frac{1 + 9 \sum_{i=1}^8 a_i \cdot \tilde{b}_i}{10}, \quad (14)$$

де  $K$  – коефіцієнт енерго-економічної ефективності установки,  $K \in [0,1; 1,0]$ . Максимально можливе значення  $b_{np}$  може бути 10 у разі, якщо  $K \rightarrow 1$ , це означає, що установка наближається до теоретичного «ідеалу».

### Оцінка енерго-економічної ефективності піролізно-газифікаційних установок конверсії біомаси в синтез-газ для систем електрогенерації на основі ВДЕ

Підставивши вихідні дані, отримали значення бальних оцінок за залежностями (8) та (9), приведенного показника енерго-економічної ефективності за залежністю

(14) та коефіцієнта енерго-економічної ефективності установок за залежностями (13) та (11), які наведено в табл. 3.

Як видно з отриманих результатів, найвищої ефективності досягають багатостадійні високопродуктивні установки електричною потужністю понад 500 кВт<sub>ел</sub> зі складними технологіями переробки біомаси на синтез-газ, які поєднують плаваючий нерухомий шар палива (SynCraft CW1800-500, Xylowatt NOTAR 750) або щільний нерухомий шар палива (GP750) з гібридним піролізом.

Технологічно гібридний піроліз поєднує щонайменше дві зони – алотермічну і автотермічну. Це дає змогу виробляти безсмольний синтез-газ з теплою згорання понад 5,5 МДж/м<sup>3</sup>, проте потребує дотримання вимог щодо гранулометричного складу, вологості (до 10 %) і однорідності шару палива. Винятком є установка SynCraft CW1800-500, яка працює на деревній трісці вологістю до 50 %. Недоліком використання таких установок у системах децентралізованої електрогенерації на основі ВДЕ є потреба в суттєвих капітальних витратах (питома вартість сягає 5348–6290 євро/кВт), наявності сировинної бази з річним споживанням на рівні понад 3–5 тис. т/рік та розвинутої логістичної інфраструктури. Це суттєво обмежує можливість їх застосування в умовах невеликих громад і розосередженої забудови.

Таблиця 3. Результати розрахунків для піролізно-газифікаційних установок

Найменування установки	b <sub>1</sub>	b <sub>2</sub>	b <sub>3</sub>	b <sub>4</sub>	b <sub>5</sub>	b <sub>6</sub>	b <sub>7</sub>	b <sub>8</sub>	b <sub>np</sub>	K
Xylowatt Notar 750	3,19	8,17	2,29	8,4	1	10	6,2	6,2	6,96	0,7
GP750	3,07	10	3,43	9,36	1	9,74	7	5,13	7,5	0,75
SynCraft CW1800-500	2,82	5,37	1	1	10	7,04	10	5,13	5,87	0,59
Burkhardt V5.90S, ECO 495	1,71	3,82	7,25	10	1	4,22	9,2	3,84	5,6	0,56
Cleanstgas 125	1,47	3,55	6,68	5,19	1	4,89	5,8	2,84	4,12	0,41
Urbas Mallnitz	1,18	4,03	7,43	8,02	2,8	3,73	1	2,84	4,4	0,44
GP200	1	3,12	8,26	9,4	1	3,04	3,4	1,96	4,34	0,43
GSL	10	3,78	7,13	3,26	1,45	4,29	5,2	1,75	3,65	0,37
Urbas Pöllau	9,51	2,82	8,19	8,02	2,8	2,92	3,4	1,52	4,22	0,42
Burkhardt V5.90S, ECO 220	6,96	2,33	8,7	9,74	1	2,53	8,4	1	4,67	0,47
Spanner Re <sup>2</sup> HKA70	4,89	1,74	9,48	9,05	1	1,62	6,52	7,79	4,19	0,42
Spanner Re <sup>2</sup> HKA50	3,92	1,51	9,64	8,54	1	1,43	6,52	7,27	3,99	0,4
Power Pallet – PP30	3,92	1,11	9,9	9,17	1	1,12	6,04	10	3,98	0,4
NEST	3,31	1	10	4,6	2,13	1	2,32	9,43	2,89	0,29

Для установок потужністю  $\leq 100$  кВт<sub>ел</sub> показник ефективності є низьким (0,29–0,43). Проте і конструкційно, і технологічно саме установки цього типу є перспективою до включення їх у локальні автономні системи електрогенерації на основі ВДЕ для об'єктів з низьким енергоспоживанням. Такі установки мають вищу за середній діапазон вибірки (1,2–1,3) питому витрату палива на виробництво електроенергії, а теплота згоряння синтез-газу становить лише 4–5 МДж/м<sup>3</sup>, що свідчить про потребу їх конструкційного удосконалення.

Загалом усі аналізовані установки характеризуються ефективністю на низькому рівні 0,29–0,73. Це обумовлює потребу в розробці / удосконаленні технологій термохімічної конверсії біомаси в синтез-газ та технічних рішень щодо ефективної роботи установок на паливі вологістю 30–40 % з виробництвом калорійного безсольного синтез-газу в значних обсягах.

*Перевірка узгодженості експертних суджень.* Виконаємо перевірку узгодженості експертних суджень методом аналізу ієрархій [30]. Побудуємо матрицю попарних порівнянь  $A = \|a_{ij}\|_{8 \times 8}$ , де  $a_{ij}$  відображає відносну перевагу  $i$ -го параметра над  $j$ -м за шкалою Т. Сааті, де  $a_{ij} = p_i/p_j$  округлене до найближчого цілого значення шкали, а  $a_{ji} = 1/a_{ij}$ .

Індекс узгодженості визначимо за такою залежністю

$$CI = \frac{\lambda_{\max} - n}{n - 1}, \quad (15)$$

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

Максимальне власне число  $\lambda_{\max}$  матриці  $A$  визначали за такою залежністю

$$\lambda_{\max} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{(A \cdot \omega)_i}{\omega_i}, \quad (16)$$

де  $(A \cdot \omega)_i$  –  $i$ -й елемент вектора-стовпця, отриманий множенням матриці  $A$  на вектор пріоритетів  $\omega$ .

$$(A \cdot \omega)_i = \sum_{j=1}^n a_{ij} \cdot \omega_j, \quad (17)$$

де  $\omega$  – вектор пріоритетів розміром  $8 \times 1$ , елементи якого  $\omega$  визначали як середнє арифметичне за рядками нормованої матриці

$$\omega_i = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n \bar{a}_{ij}, \quad \text{де } \bar{a}_{ij} = \frac{a_{ij}}{\sum_{k=1}^n a_{kj}}. \quad (18)$$

Власні числа матриці  $A$  визначали за такою залежністю

$$\lambda_i = \frac{(A \cdot \omega)_i}{\omega_i} \quad (19)$$

Абсолютне відхилення  $\Delta$  вагового коефіцієнта  $a_i$  від пріоритету  $\omega_i$ , визначеного методом ієрархій

$$|\Delta| = |a_i - \omega_i|, \quad (20)$$

де  $a_i$  – ваговий коефіцієнт;  $\omega$  – елемент вектора пріоритетів, отриманий методом аналізу ієрархій.

Для ідеально узгодженої матриці це відношення дорівнює  $n$  для всіх  $i$ .

Коефіцієнт узгодженості визначимо як

$$CR = \frac{CI}{RI}, \quad (21)$$

де  $RI = 1,41$  – випадковий індекс для  $n = 8$ .

Отже, елементи вектора пріоритетів визначили за залежністю (18), елементи добутку матриці  $A$  на вектор пріоритетів визначили за залежністю (17), власні числа матриці  $A$  визначали за залежністю (19), максимальне значення визначали за залежністю (16), результати обчислень наведені в табл. 4.

**Таблиця 4. Результати перевірки узгодженості методом аналізу ієрархій**

Бальний показник	$\omega$	$(A \cdot \omega)_i$	$\lambda_i = (A \cdot \omega)_i / \omega_i$	$ \Delta  =  a_i - \omega_i $
b <sub>1</sub>	0,2224	1,801	8,1103	0,0002
b <sub>2</sub>	0,1834	1,488	8,1107	0,011
b <sub>3</sub>	0,0818	0,662	8,0984	0,0016
b <sub>4</sub>	0,1657	1,344	8,1104	0,001
b <sub>5</sub>	0,1414	1,143	8,0883	0,0025
b <sub>6</sub>	0,0617	0,5	8,1019	0,0061
b <sub>7</sub>	0,1163	0,942	8,0981	0,0052
b <sub>8</sub>	0,0277	0,225	8,1040	0
Всього	1,0	-	$\lambda_{max} = 8,103$	$ \Delta _{max} = 0,011$

Оскільки  $CR = 0,01 < 0,1$  (граничне значення коефіцієнта узгодженості за Т. Сааті [30]), то матриця попарних порівнянь є узгодженою. Максимальне відхилення між  $a_i$  і  $\omega_i$  становить 0,011 і є несуттєвим.

Залежності (8) – (14) пов'язують показник енерго-економічної ефективності установок багатостадійної газифікації біомаси з нерухомим шаром палива з техніко-економічними й енергетичними параметрами шляхом поєднання методу зважених сум, нормування та бальної оцінки критеріїв, що забезпечує порівнюваність різних технологій конверсії біомаси в синтез-газ щодо

можливості їх використання в системах електрогенерації на основі ВДЕ.

**Методи електрогенерації на основі енергії біомаси та сонячної енергії**

Основною метою систем електрогенерації на основі ВДЕ є стабільне виробництво електроенергії з огляду на стохастичний характер її генерації. У науковій літературі найбільш представленими є системи електрогенерації, які поєднують енергію біомаси, вітрову та/або сонячну енергію, зокрема системи малої (до 10 кВт) та середньої (10 кВт – 1 МВт) потужності. Поєднання ВДЕ в єдиній енергетичній системі не лише компенсує нерівномірність виробництва енергії, а й дає змогу покривати споживчий попит у будь-який момент часу за рахунок інтеграції з традиційними джерелами енергії.

З методів термохімічної конверсії біомаси на високоякісний газ (суміш H<sub>2</sub>, CO і CH<sub>4</sub>) з одночасним зменшенням кількості побічних продуктів (смоли, мінеральні домішки) є піроліз та газифікація з використанням сонячної енергії [31, 32]. Зазначені процеси є ендотермічними [8], проте шляхом газифікації досягається вищий вміст горючих компонентів у загальному об'ємі виробленого синтез-газу (82–90 %) ніж шляхом піролізу (63–74 %).

Автотермічна газифікація передбачає спалювання частини палива (понад 30 %) для забезпечення ендотермічних реакцій енергією. Отже, вироблений синтез-газ має низьке співвідношення H<sub>2</sub>/CO, високий вміст CO<sub>2</sub> та низьку HHV. На противагу зазначеному, системи електрогенерації на основі ВДЕ потрібну на процес газифікації біомаси енергію забезпечують сонячним випромінюванням [33]. У роботах авторів [34, 35] зазначено, що використання енергії Сонця є ефективнішим за автотермічну газифікацію за рахунок кількох факторів: вище питоме виробництво газу за відсутності необхідності спалювати частину біомаси на енергетичні потреби процесу; об'єм і HHV виробленого синтез-газу є вищими; сонячне випромінювання дає змогу забезпечувати швидкою енергією реакційну зону установки, сприяючи інтенсивному перебігу реакцій та утворенню меншої кількості небажаних побічних продуктів. Також використання систем електрогенерації на основі ВДЕ, що містять газогенераторні установки, є ефективним шляхом акумулювання нерівномірного в часі сонячного випромінювання у вигляді хімічної енергії газу, який можна зберігати і транспортувати [36].

Вирішальну роль у досягненні високої енергоефективності системи електрогенерації на основі ВДЕ з сонячними електростанціями та газогенераторами відіграє конструкція газогенератора. Вища ефективність перетворення енергії Сонця на хімічну енергію газу дає змогу зменшити розміри СЕС за незмінних обсягів виробництва синтез-газу меншої собівартості.

Залежно від способу підведення сонячної енергії реактори установок поділяють на: а) прямого опромінення, коли біомаса безпосередньо нагрівається сонячними

променями; б) непрямого опромінення, коли сонячне випромінювання нагріває проміжний теплоносій, від якого тепло передається біомасі [37]. Реактори прямого опромінення забезпечують високі температури в реакційних зонах (1000–1500 °C), сприяючи інтенсивному перебігу тепло- і масообмінних процесів. Проте конструкція такого реактора передбачає наявність прозорого люка для прямого надходження сонячного випромінювання в зону реакцій. Під час газифікації люки зазвичай втрачають світлопроникність через забруднення конденсованими газами, смолами, частинками палива, а за високих температур і тисків можуть стати концентраторами механічних напружень, що веде до виходу з ладу всього реактора. Застосування реакторів непрямого опромінення дає змогу уникнути цих проблем, проте вони мають нижчу, порівняно з реакторами прямого опромінення, ефективність теплопередачі. До проміжних теплоносіїв також висувуються жорсткі вимоги щодо стійкості до термічних і хімічних впливів, здатності поглинати сонячне випромінювання, теплопровідності тощо [33].

На практиці для оснащення систем електрогенерації на основі ВДЕ широко застосовують такі газогенератори: з нерухожим щільним шаром палива (протитечієний, прямиотечієний й поперечнотечієний); з псевдозрідженим шаром (бульбашковим, циркулюючим); потоковий (entrained-flow) [38].

Газогенератори з нерухожим щільним шаром палива були першими установками, які почали використовувати в системах електрогенерації на основі ВДЕ. Конструкційно надходження сонячного випромінювання в реакційну зону з вуглецевмісною сировиною може забезпечуватися як через прозорий люк [8], так і через проміжний теплоносій (випромінювальну пластину) [39]. Головна перевага – здатність термічно розкласти попередньо необроблену вуглецевмісну сировину різного гранулометричного і хімічного складу за рахунок тривалого перебування реагентів у зоні реакцій. Проте масштабування таких установок до промислового рівня ускладнене значними температурними градієнтами у шарі палива великої товщини.

Дослідження процесу парової газифікації різної біомаси у двозонному газогенераторі непрямого опромінення потужністю 5 кВт з розділенням верхньої (поглинач радіації) і нижньої (шар палива) зон графітовою пластиною, покритою карбідом кремнію, забезпечили ефективність перетворення сонячної енергії на хімічну енергію газу на рівні 17,3–29 %. Під час нагрівання щільного шару біомаси мав місце процес піролізу, про що свідчило утворення вищих газоподібних вуглеводнів і рідких смол. Отримано якісний синтез-газ з молярним співвідношенням  $H_2/CO = 1,5$  та  $CO_2/CO = 0,2$  з ННВ, вищою за теплотворну здатність вихідної сировини на 30 % [40].

У роботі [8] у реакторі прямого опромінення потужністю 7 кВт<sub>ел</sub> досліджено процеси піролізу і газифікації водоростей, соломи пшениці та осаду стічних вод.

Порівняння вказаних процесів показало, що газифікація забезпечує вищий вміст CO та  $H_2$  у загальному об'ємі синтез-газу (склад: CO,  $H_2$ ,  $CH_4$  і  $CO_2$ ) порівняно з піролізом, проте саме піроліз сприяє утворенню вищих газоподібних вуглеводнів, які підвищують енергетичну цінність газу.

Завдяки безперервному перемішуванню частинок палива реактори з псевдозрідженим шаром забезпечують більш тісний контакт між твердою та газовою фазами, рівномірний розподіл температури в шарі та вищу інтенсивність тепло- та масопереносу порівняно з нерухожим шаром.

У роботі [41] досліджено кінетику процесу парової газифікації палива в кварцовому трубчастому реакторі з псевдозрідженим шаром прямого опромінення. За температур понад 1400 K отримано високоякісний синтез-газ, вміст CO та  $H_2$  в якому був однаковим, а вміст  $CO_2$  був меншим за 5 %. Зазначено, що використання сонячної енергії запобігає викиду парникових газів, підвищує ННВ газу, який не містить домішок продуктів згоряння. Обґрунтування технології  $CO_2$ -газифікації вуглецевмісної сировини та конструкційних параметрів реакторів з бульбашковим псевдозрідженим шаром прямого опромінення наведено в роботах [42, 43]. У період 2002–2010 років автори багаторазовим удосконаленням конструкції реактора змогли підвищити ККД перетворення сонячної енергії на хімічну енергію газу з 8 до 14 %.

У роботі [44] методом чисельного моделювання досліджено процес парової газифікації стічних вод у реакторі з циркулюючим псевдозрідженим шаром непрямого опромінення. Змодельовано роботу реактора при підведенні сонячної енергії потужністю 2,2 МВт. Отримано вміст водню в газі в межах 61,2–67,6 г/кг осаду. Доведено, що вихід  $H_2$  можна регулювати вмістом пари в агенті газифікації та щільністю потоку сонячної радіації. За прямої інсоляції 1000 Вт/м<sup>2</sup>, у зоні щільної фази псевдозрідженого шару, коефіцієнт енергетичного збагачення збільшився до 1,0 а ефективність перетворення сонячної енергії на хімічну енергію газу сягнула 26 %.

Потокові газогенератори переважно працюють за схемою непрямого сонячного опромінення. Конструкцією передбачено наявність порожнинної ємності з прозорим люком, у середині якої розташовано трубчасті поглиначі. Під час термічного розкладання частинки палива всередині трубок взаємодіють з агентом газифікації. Найвідоміші прототипи вказаних реакторів: порожнинний циліндричної форми  $\varnothing 180$  мм з п'ятьма трубками-поглиначами  $\varnothing 254$  мм [45]; порожнинний циліндричної форми  $\varnothing 50$  мм з трубкою з карбиду кремнію  $\varnothing 25$  мм [46]. Однотрубний реактор не набув подальшого застосування через низьку ефективність перетворення сонячної енергії на хімічну (1,53 %). Така ефективність була обумовлена малою швидкістю подачі деревного вугілля і невисоким ступенем конверсії вуглецю, що призвело до використання менше 1 %

підведеної на процес газифікації сонячної енергії. Під час виробничих випробувань багатотрубного реактора вдалося досягти ступеня конверсії біомаси на рівні 58,4 %.

Таким чином, на основі виконаного аналізу методів електрогенерації на основі енергії біомаси та сонячної енергії можна зробити висновок, що поєднання енергії біомаси та сонячної енергії дає змогу використовувати сонячне випромінювання на забезпечення теплових потреб процесів піролізу і газифікації, зменшуючи витрати біомаси на підтримання ендотермічних реакцій. Процеси термохімічної конверсії біомаси дають змогу перетворювати нерівномірну в часі сонячну енергію на хімічну енергію біопалива. Ефективність систем електрогенерації на основі ВДЕ істотно залежить від конструкції газифікаційної (піролізної) установки та її узгодженої роботи з сонячною електростанцією.

### Висновки

1. Розроблено метод визначення інтегрального показника енерго-економічної ефективності піролізно-газифікаційних установок термохімічної конверсії біомаси, що відзначається реалізацією у вигляді скорингової моделі на основі методу зважених сум з бальною нормалізацією оцінюваних критеріїв та урахуванням нелінійного впливу конструкційно-технологічних параметрів установок, чим забезпечує точність ранжування та адаптивність до змінних властивостей біомаси. Переверено, що матриця попарних порівнянь експертних суджень є узгодженою, що свідчить про правомірність прийнятих експертних суджень щодо значень параметрів піролізациїно-газифікаційних установок та їх зважених коефіцієнтів.
2. Оцінено енерго-економічну ефективність піролізно-газифікаційних установок конверсії біомаси в синтез-газ для систем електрогенерації на основі відновлюваних джерел енергії та встановлено, що найвищої ефективності досягають багатостадійні високопродуктивні установки електричною потужністю понад 500 кВт<sub>ел</sub> зі складними технологіями переробки біомаси на синтез-газ, які поєднують плаваючий нерухомий шар палива або щільний нерухомий шар палива з гібридним піролізом. Технологічно гібридний піроліз поєднує щонайменше дві зони – алотермічну і автотермічну. Це дає змогу виробляти безсольний синтез-газ з теплотою згорання понад 5,5 МДж/м<sup>3</sup>, проте потребує дотримання вимог щодо гранулометричного складу, вологості (до 10 %) і однорідності шару палива; загалом усі аналізовані установки характеризуються ефективністю на низькому рівні 0,29–0,73. Це обумовлює потребу в розробці / удосконаленні технологій термохімічної конверсії біомаси в

синтез-газ і технічних рішень щодо ефективної роботи установок на паливі вологістю 30–40 % з виробництвом калорійного безсольного синтез-газу в значних обсягах.

3. Проаналізовано методи електрогенерації на основі енергії біомаси та сонячної енергії. Зазначено, що поєднання енергії біомаси та сонячної енергії дає змогу використовувати сонячне випромінювання на забезпечення теплових потреб процесів піролізу і газифікації, зменшуючи витрати біомаси на підтримання ендотермічних реакцій. Це збільшує об'ємне виробництво синтез-газу і покращує його якісний склад шляхом підвищення вмісту таких горючих компонентів як H<sub>2</sub>, CO і CH<sub>4</sub>. Своєю чергою процеси термохімічної конверсії біомаси дають змогу перетворювати нерівномірну в часі сонячну енергію на хімічну енергію біопалива, яке є придатним до зберігання і подальшого використання у виробництві енергії. Ефективність систем електрогенерації на основі ВДЕ істотно залежить від конструкції газифікаційної (піролізної) установки та її узгодженої роботи з сонячною електростанцією, що обумовлює потребу їх комплексної оптимізації ще на етапі проектування.

### ПОСИЛАННЯ:

1. Gómez-Barea A., Ollero P., Leckner B. Optimization of char and tar conversion in fluidized bed biomass gasifiers. *Fuel*. 2013. Vol. 103. P. 42–52. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2011.04.042>
2. Bridgwater A. V. Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. *Biomass and Bioenergy*. 2012. Vol. 38. P. 68–94. DOI: [10.1016/j.biombioe.2011.01.048](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.01.048)
3. Trinh T. N., Jensen P. A., Dam-Johansen K., Knudsen N. O., Sørensen H. R., Szabo P. Properties of slurries made of fast pyrolysis oil and char or beech wood. *Biomass and Bioenergy*. 2014. Vol. 61. P. 227–235. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2013.12.018>
4. Czernik S., Bridgwater A. V. Overview of applications of biomass fast pyrolysis oil. *Energy & Fuels*. 2004. Vol. 18, No. 2. P. 590–598. <https://doi.org/10.1021/ef034067u>
5. Nilsson S., Gómez-Barea A., Fuentes-Cano D., Ollero P. Gasification of biomass and waste in a staged fluidized bed gasifier: Modeling and comparison with one-stage units. *Fuel*. 2012. Vol. 97. P. 730–740. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.01.023>
6. Henriksen U., Ahrenfeldt J., Jensen T. K., Gøbel B., Bentzen J. D., Hindsgaul C., Sørensen L. H. The design, construction and operation of a 75 kW two-stage gasifier. *Energy*. 2006. Vol. 31, No. 10–11. P. 1542–1553. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2005.05.031>

7. Gómez-Barea A., Leckner B., Villanueva Perales A., Nilsson S., Fuentes Cano D. Improving the performance of fluidized bed biomass/waste gasifiers for distributed electricity: A new three-stage gasification system. *Applied Thermal Engineering*. 2013. Vol. 50, No. 2. P. 1453–1462. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.12.025>
8. Arribas L., Arconada N., González-Fernández C., Löhrl C., González-Aguilar J., Kaltschmitt M., Romero M. Solar-driven pyrolysis and gasification of low-grade carbonaceous materials. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2017. Vol. 42, No. 19. P. 13598–13606. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.02.026>
9. Рохман Б. Б., Кобзар С. Г., Четверик Г. О. Дослідження кінетики процесу піролізу біомаси у фіксованому шарі. 2. Аналіз результатів розрахунку термічного розкладання різних сортів твердого палива. *Енерготехнології та ресурсозбереження*. 2024. № 2. P. 96–109. <https://doi.org/10.33070/etars.2.2024.07>
10. Рохман Б. Б., Кобзар С. Г., Четверик Г. О., Сенчук М. П. Конструктивні особливості дослідної установки та числові дослідження процесу термохімічної переробки біомаси. Частина 4. Результати розрахунків електро-нагрівачів і процесу газифікації коксозольного залишку. *Відновлювана енергетика*. 2025. № 1. P. 133–147. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2025.1\(80\).133-147](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2025.1(80).133-147)
11. Диха М. В., Мороз В. С. Економетрія: навчальний посібник. К. : «Центр учбової літератури», 2016. 206 с.
12. Hrbek J. Status Report on Thermal Gasification of Biomass and Waste 2021. Annex 1. IEA Bioenergy Task 33. 2022. URL: <https://task33.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/sites/33/2022/07/CHP-operational-final.pdf> (дата звернення: 21.03.2025)
13. Brynda J., Skoblia S., Pohořelý M. et al. Wood chips gasification in a fixed-bed multi-stage gasifier for decentralized high-efficiency CHP and biochar production: Long-term commercial operation. *Fuel*. 2020. Vol. 281. 118637. DOI: 10.1016/j.fuel.2020.118637
14. IRENA. Biomass for Power Generation. Renewable Energy Technologies: Cost Analysis Series. Vol. 1: Power Sector, Issue 1/5. Abu Dhabi: IRENA, 2012. 60 p. URL: [https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2012/RE\\_Technologies\\_Cost\\_Analysis-BIOMASS.pdf](https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2012/RE_Technologies_Cost_Analysis-BIOMASS.pdf) (дата звернення: 21.03.2025)
15. Menin L., Paolillo A., Piazzi S. et al. Biomass Derived Combined Heat and Power from Decentralized Small-Scale Gasification: Updated Cost Conditions for the Italian Mountain Context and Competitiveness in Future Energy Markets. *Waste and Biomass Valorization*. 2025. Vol. 16. P. 4009–4025. DOI: 10.1007/s12649-025-02948-3
16. Syncraft Engineering GmbH. SYNCRAFT Holzkraftwerk CW1800-500 : технічні характеристики. [syncraft.at](https://www.syncraft.at/en/system-types/typ500/). URL: <https://www.syncraft.at/en/system-types/typ500/> (дата звернення: 21.03.2025)
17. Burkhardt GmbH. Vor Markteinführung: Hackschnitzelvergaser V5.90S von BURKHARDT : Pressemitteilung. *Firmenpresse.de*. 2023. URL: <https://www.firmenpresse.de/pressinfo2032993-vor-markteinfuehrung-hackschnitzelvergaser-v5-90s-von-burkhardt.html> (дата звернення: 21.05.2024)
18. Timmerer H. Dezentrale Holzgas-Kraft-Wärme-Kopplung auf Basis des CLEANSTGAS-Verfahrens: презентация / CLEANSTGAS GmbH. St. Margarethen / Raab, 2012. URL: [https://www.heizungs.org/cmsfiles/KWB\\_CLEANSTGAS\\_S.pdf](https://www.heizungs.org/cmsfiles/KWB_CLEANSTGAS_S.pdf) (дата звернення: 21.03.2025)
19. URBAS Maschinenfabrik GesmbH. Wood Gas CHP – the Innovation: Electrical and Thermal Energy from Wood : каталог продукції. *Völkermarkt*, 2018. URL: [https://www.urbas.at/wp-content/uploads/2020/09/p\\_URBAS\\_DE\\_KWK\\_7.8.web\\_WF.PDF-en.pdf](https://www.urbas.at/wp-content/uploads/2020/09/p_URBAS_DE_KWK_7.8.web_WF.PDF-en.pdf) (дата звернення: 21.03.2025)
20. Urbas P. Operating Experience Small Scale Gasification – CHP. IEA Bioenergy Task 33 Workshop: Small Scale Gasification for CHP. Innsbruck, 3 May 2017. P. 8. URL: <https://task33.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/sites/33/2022/07/WS-Report-final-2.pdf> (дата звернення: 21.03.2025)
21. Brynda J., Skoblia S., Pohořelý M., Beňo Z. Application of staged biomass gasification for combined heat and power production. *Proc. Central European Biomass Conference*. Graz, 2016. URL: <https://www.researchgate.net/publication/311725125> (дата звернення: 21.03.2025)
22. Ma Z., Zhang Y., Zhang Q., Qu Y., Zhou J., Qin H. Design and experimental investigation of a 190 kWe biomass fixed bed gasification and polygeneration pilot plant using a double air stage downdraft approach. *Energy*. 2012. Vol. 46, № 1. P. 140–147. DOI: 10.1016/j.energy.2012.09.008
23. Spanner Re2 GmbH. HKA 70: Decentralized Biomass Power Plant. *re2.energy*. 2024. URL: <https://re2.energy/en/biomass-power-plants/hka-70-gasifier> (дата звернення: 21.05.2025)
24. Spanner Re<sup>2</sup> GmbH. Technical data HKA 50: Decentralized Biomass CHP. *re2.energy*. 2024. URL: <https://re2.energy/en/biomass-power-plants/hka-50-gasifier> (дата звернення: 21.05.2025)
25. All Power Labs. PP30 25 kW Power Pallet. *allpowerlabs.com*. 2026. URL: <https://www.allpowerlabs.com/pp30-power-pallet> (дата звернення: 21.05.2025).
26. Martínez J. D., Silva Lora E. E., Andrade R. V., Lesme Jaén R. Experimental study on biomass gasification in a double air stage downdraft reactor. *Biomass and Bioenergy*. 2011. Vol. 35, № 8. P. 3465–3480. DOI: 10.1016/j.biombioe.2011.04.049

27. Basu P. Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory. 2nd ed. Academic Press, 2013. 548 p. ISBN 978-0-12-396488-5
28. Knoef H. A. M. Handbook Biomass Gasification. Enschede : BTG Biomass Technology Group, 2005. 378 p.
29. Омаров І. С. Обґрунтування параметрів і режимів нагрівання піролізно-газифікаційної установки з інтегрованими процесами очищення і збагачення синтез-газу. Відновлювана енергетика. 2026. № 1(84). С. 345–378. DOI: 10.36296/1819-8058.2026.1(84).345-378
30. Saaty T. L. How to make a decision: The analytic hierarchy process. European Journal of Operational Research. 1990. Vol. 48, Issue 1. P. 9–26. DOI: 10.1016/0377-2217(90)90057-I
31. Maitlo G., Ali I., Mangi K. H., Ali S., Maitlo H. A., Unar I. N., Pirzada A. M. Thermochemical Conversion of Biomass for Syngas Production: Current Status and Future Trends. Sustainability. 2022. Vol. 14. P. 2596. DOI: 10.3390/su14052596
32. Alhijazi A. A. K., Almasri R. A., Alloush A. F. A Hybrid Renewable Energy (Solar/Wind/Biomass) and Multi-Use System Principles, Types, and Applications: A Review. Sustainability 2023, 15, 16803. <https://doi.org/10.3390/su152416803>
33. Kruesi M., Jovanovic Z. R., Steinfeld A. A two-zone solar-driven gasifier concept: Reactor design and experimental evaluation with bagasse particles. Fuel. 2014. Vol. 117. P. 680–687. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.09.011>
34. Müller F., Poživil P., van Eyk P. J., Villarrazo A., Haueter P., Wieckert C., et al. A pressurized high-flux solar reactor for the efficient thermochemical gasification of carbonaceous feedstock. Fuel. 2017. Vol. 193. P. 432–443. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.12.036>
35. Muroyama A. P., Guscetti I., Schiebert G. L., Haussener S., Loutzenhiser P. G. Design and demonstration of a prototype 1.5 kWth hybrid solar/autothermal steam gasifier. Fuel. 2018. Vol. 211. P. 331–340. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.09.059>
36. Piatkowski N., Wieckert C., Weimer A. W., Steinfeld A. Solar-driven gasification of carbonaceous feedstock. A review. Energy & Environmental Science. 2011. Vol. 4, No. 1. P. 73–82. <https://doi.org/10.1039/C0EE00312C>
37. Xu D., Gu X., Dai Y. Concentrating solar assisted biomass-to-fuel conversion through gasification: A review. Frontiers in Energy Research. 2023. Vol. 10. 1029477. <https://doi.org/10.3389/fenrg.2022.1029477>
38. Sikarwar V. S., Zhao M., Clough P., Yao J., Zhong X., Memon M. Z., Shah N., Anthon E. J., Fennell P. S. An overview of advances in biomass gasification. Energy & Environmental Science. 2016. Vol. 9, No. 10. P. 2939–2977. <https://doi.org/10.1039/C6EE00935B>
39. Müller F., Patel H., Blumenthal D., Poživil P., Das P., Wieckert C., Maiti P., Maiti S., Steinfeld A. Co-production of syngas and potassium-based fertilizer by solar-driven thermochemical conversion of crop residues. Fuel Processing Technology. 2018. Vol. 171. P. 89–99. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2017.08.006>
40. Piatkowski N., Wieckert C., Steinfeld A. Experimental investigation of a packed-bed solar reactor for the steam-gasification of carbonaceous feedstocks. Fuel Processing Technology. 2009. Vol. 90, No. 3. P. 360–366. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2008.10.007>
41. Müller R., Zedtwitz P. v., Wokaun A., Steinfeld A. Kinetic investigation on steam gasification of charcoal under direct high-flux irradiation. Chemical Engineering Science. 2003. Vol. 58, No. 22. P. 5111–5119. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2003.08.018>
42. Kodama T., Kondoh Y., Tamagawa T., Funatoh A., Shimizu K. I., Kitayama Y. Fluidized bed coal gasification with CO<sub>2</sub> under direct irradiation with concentrated visible light. Energy & Fuels. 2002. Vol. 16, No. 5. P. 1264–1270. <https://doi.org/10.1021/ef020053x>
43. Kodama T., Gokon N., Enomoto S., Itoh S., Hatamaichi T. Coal coke gasification in a windowed solar chemical reactor for beam-down optics. Journal of Solar Energy Engineering. 2010. Vol. 132, No. 4. 021008. <https://doi.org/10.1115/1.4002081>
44. Li X., Shen Y., Wei L., He C., Lapkin A. A., Lipiński W., et al. Hydrogen production of solar-driven steam gasification of sewage sludge in an indirectly irradiated fluidized-bed reactor. Applied Energy. 2020. Vol. 261. 114229. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.114229>
45. Lichty P., Perkins C., Woodruff B., Bingham C., Weimer A. Rapid high temperature solar thermal biomass gasification in a prototype cavity reactor. Journal of Solar Energy Engineering. 2010. Vol. 132, No. 1. 011012. <https://doi.org/10.1115/1.4000356>
46. Melchior T., Perkins C., Lichty P., Weimer A. W., Steinfeld A. Solar-driven biochar gasification in a particle-flow reactor. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification. 2009. Vol. 48, No. 8. P. 1279–1287. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2009.05.006>

## ENERGY AND ECONOMIC EFFICIENCY OF PYROLYSIS-GASIFICATION SYSTEMS

Received May 08, 2026; accepted Jun. 26, 2026

Available online June. 30, 2026

Chetveryk H.<sup>1</sup>, Omarov I.<sup>2</sup>Author for correspondence: Chetveryk Hennadiy,  
e-mail: biomassa@ukr.net<sup>1</sup> PhD in Engineering Sciences  
<http://orcid.org/0000-0001-9398-1968><sup>2</sup> PhD Student  
<https://orcid.org/0000-0001-9449-853X><sup>1,2</sup> Institute of Renewable Energy of the  
NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine;

**Abstract.** A method for determining a composite indicator of the energy and economic efficiency of biomass thermochemical conversion pyrolysis-gasification systems is proposed. The method is implemented as a scoring model based on the weighted-sum approach, with score normalization of the evaluation criteria and consideration of the nonlinear effects of system design and process parameters, thereby ensuring accurate ranking and adaptability to variations in biomass properties. The following parameters were selected for the comparison of pyrolysis-gasification units: electrical and thermal power output of the unit; fuel moisture content; total and specific fuel consumption for the process; lower heating value (LHV) of the synthesis gas (syngas) and gas production capacity of the unit; and specific capital cost of the unit. The priority values and weighting coefficients required for calculations using the developed model were substantiated, and the validity of the adopted expert judgments regarding the parameter values of pyrolysis-gasification units and their weighting coefficients was verified. The energy-economic efficiency of existing biomass-to-syngas pyrolysis-gasification units intended for renewable-energy-based power generation systems was evaluated. It was established that the highest efficiency is achieved by multistage, high-capacity units with an electrical power output exceeding 500 kW<sub>el</sub>, employing advanced biomass-to-syngas conversion technologies that combine a floating fixed-bed or a dense fixed-bed fuel layer with hybrid pyrolysis. Methods of power generation based on biomass energy and solar energy were also analyzed.

**Keywords:** biomass; wood pellets; pyrolysis; gasification; pyrolysis-gasification unit; solar power plant; power generation; scoring model; renewable energy sources.

**Introduction.** In a conventional single-stage gasifier, no distinct boundary exists between the principal stages of the process, which makes it impossible to independently monitor and optimize each stage. The interaction of volatile pyrolysis products with the solid char residue leads to its deactivation, thereby reducing its reactivity during subsequent gasification. This limitation can be overcome by separating the pyrolysis and gasification processes into individual controllable stages and subsequently integrating them into a unified multistage process. Such an approach enables an increased carbon conversion rate of the char residue, a reduction of the tar content and particulate impurities, and an improvement in both the higher heating value (HHV) of the product gas and the overall process performance.

In study [1], two approaches were proposed to address this issue. The first approach involves integrating the pyrolysis and gasification stages into a multistage process, in which the individual stages may either be implemented sequentially in separate reaction zones or combined within a single gasifier featuring distinct pyrolysis and gasification zones.

The second approach is to place thermochemical conversion facilities in close proximity to biomass resources.

The strategy of placing pyrolysis units and the gasification plant at separate sites was developed within the framework of the Bioliq concept (Germany) [2]. Pyrolysis products generated at multiple pyrolysis facilities located near biomass feedstock sources are transported to a centralized gasification plant for subsequent gasification and biofuel synthesis. The key advantage of this approach lies in the economic attractiveness of transporting products with a higher energy density compared to the original biomass feedstock. For example, the energy densities of herbaceous and woody biomass are approximately 2 and 8 GJ/m<sup>3</sup>, respectively, whereas bio-oil slurries containing char or milled char at a solids content of 5–20 wt.% exhibit volumetric energy densities of 21–23 GJ/m<sup>3</sup> [3, 4]. The process configuration comprised the following main stages: fast pyrolysis of biomass at 500 °C and production of a slurry based on bio-oil and milled char; high-temperature (1200 °C) oxygen-blown entrained-flow gasification of the slurry at pressures of 40 and 80 bar (thermal capacity of 5 MW); high-temperature (800 °C) filtration of syngas to remove impurities; and biofuel production. A drawback of the second approach is the substantial

variability in the composition of slurries derived from different biomass feedstock, which adversely affects gasification uniformity and process stability.

The multistage approach makes it possible to separate the pyrolysis and gasification stages within a single reactor by means of zonal process organization, enabling the production of high-quality syngas with minimal tar and particulate contents. In this case, the process efficiency is higher than that achieved by the strategy of locating thermochemical conversion facilities near biomass feedstock sources. Examples of multistage systems include the FLETGAS gasifier (University of Seville) [5], the Viking gasifier (Technical University of Denmark) [6], and the Low-Temperature Circulating Fluidized Bed (LT-CFB) gasifier developed at Chalmers University of Technology [7]. According to the study reported in [5], thermochemical conversion of birch wood chips in a 75 kW two-stage gasifier, where the pyrolysis and char gasification processes were carried out in separate reactor sections, resulted in the production of virtually tar-free syngas (tar content  $\leq 15 \text{ mg/Nm}^3$ ). The temperature in the pyrolysis zone ranged from 1100 to 1200 °C, while the maximum recorded temperature reached 1270 °C. The overall efficiency of the system (gasifier-DEUTZ internal combustion engine-electric generator) was approximately 25%. Compared with single-stage systems, multistage processes generally provide a higher degree of char conversion. An exception is represented by entrained-flow gasifiers. Although these systems are single-stage and employ relatively simple reactor designs, they require the supply of substantial amounts of oxidizing agent to the reaction zone and involve higher capital investment costs.

Analysis of studies [2–10] demonstrates that multistage gasification enables optimization of thermochemical conversion conditions through the zonal separation of pyrolysis and gasification processes within a single reactor, thereby increasing carbon conversion and promoting the production of syngas enriched in combustible components.

**Problem statement.** The objective of this study is to compare pyrolysis-gasification systems in terms of the energy and economic efficiency of biomass-to-syngas conversion for renewable-energy-based power generation systems. To achieve this objective, the following tasks must be addressed: (1) to develop a method for determining a composite indicator of the energy and economic efficiency of pyrolysis-gasification systems for biomass thermochemical conversion and to verify the validity of the adopted expert judgments regarding the parameter values of the pyrolysis-gasification systems and their weights; (2) to assess the energy and economic efficiency of biomass-to-syngas conversion systems for renewable-energy-based power generation; and (3) to analyze power generation methods based on biomass and solar energy.

## Main Material

**Development of a method for determining a composite indicator of the energy and economic efficiency of pyrolysis-gasification systems for biomass thermochemical conversion**

A comparative analysis of multistage biomass gasification systems was conducted based on their technical, economic, and energy performance indicators in order to assess the feasibility of their application in renewable-energy-based power generation systems.

To compare different biomass gasification systems, a well-established scoring model, widely used for forecasting in the financial sector, was adopted as the methodological basis. The essence of this model, described in [11], is that a financial institution seeks to determine the probability that a borrower will repay a loan on time. To this end, a set of borrower characteristics is considered, with numerical scores assigned according to the relative importance of the characteristics, based on accumulated historical data from previous lending experience. Weights are then assigned to each characteristic. As a result of the modelling process, the probability of the specified event occurring for a particular borrower is obtained.

Input data for the pyrolysis-gasification systems for the comparative analysis, both industrial-scale and laboratory-scale systems with different electrical power outputs (ranging from 10 to 750 kW) were selected. The analyzed systems include units manufactured in Belgium (Xylowatt NOTAR 750), the Czech Republic (GP750, GP200), Austria (SynCraft CW1800-500, Cleanstgas 125, Urbas Mallnitz, Urbas Pöllau), Germany (Burkhardt V5.90S, ECO 495, Burkhardt V5.90S, ECO 220, Spanner Re<sup>2</sup> HKA70, Spanner Re<sup>2</sup> HKA50), China (GSL), the United States (Power Pallet PP30), and Brazil (NEST, UNIFEI). A distinctive feature of these systems is that the pyrolysis and gasification processes take place within a single gasifier, with spatial separation of the respective reaction zones. Table 1 presents the input data for the selected pyrolysis-gasification systems based on their technical specifications and manufacturers' documentation.

The comparison was performed using the following eight parameters: the electrical power output ( $N_{el}$ ) and thermal power output ( $Q_{th}$ ) of the system; fuel moisture content ( $W^p$ ); total fuel consumption ( $m$ ) and specific fuel consumption ( $m_{sp}$ ) for the process; lower heating value of syngas ( $LHV_{gsynas}$ ) and gas production rate of the system ( $V_{gsynas}$ ); and specific capital cost of the system ( $C_{sp}$ ).

*Calculation of missing data for the pyrolysis-gasification systems.* To ensure the methodological consistency of the analysis and to enable correct multicriteria ranking of the systems within a unified evaluation model, the values of the above parameters that were not available in the technical documentation of the systems were determined by calculation.

The thermal power of the fuel was determined as follows

$$Q_{fuel} = \frac{(m \cdot LHV_{fuel}(W^p))}{3.6}, \quad (1)$$

where  $Q_{fuel}$  is the thermal power of the fuel, corresponding to the energy content of the fuel supplied to the gasifier per

unit time, kW;  $m$  is the fuel consumption rate, kg/h;  $W^p$  is the lower heating value of the fuel at moisture content, the fuel moisture content on an as-received basis, %;  $LHV_{fuel}$  MJ/kg; and 3.6 is the conversion factor from MJ/h to kW.

**Table 1. Technical specifications of the pyrolysis-gasification systems and parameters calculated from equations (1)–(7)**

System (Manufacturer, Country)	Electrical power, $N_{el}$ , kWel	Thermal Power $Q_{th}$ , kWth	Fuel consumption $m$ , kg/h	Specific fuel consumption $m_{spr}$ , kg/kWel	Fuel moisture content $W^p$ , %	Syngas production rate $V_{syngas}$ , m <sup>3</sup> /h	Lower heating value of the gas, $LHV_{syngas}$ , MJ/m <sup>3</sup>	Specific capital cost $C_{sp}$ , EUR/kWel [14, 15]
Xylowatt NOTAR 750 (Xylowatt SA, Belgium, $\eta_{el} = 0.375$ , $\eta_{th} = 0.6$ [12])	750	1200	650	0.87	up to 10%	1287	5.5	5348
GP750 (BOR Biotechnology CHP Plant, Czech Republic), $\eta_{el} = 0.36$ , $\eta_{th} = 0.49$ [13]	710	1500	556	0.78	up to 10%	1250	5.7	6290
SynCraft CW1800-500 (Syncraft Automation GmbH, Austria), $\eta_{el} = 0.285$ , $\eta_{th} = 0.44$ [16]	500	740	757	1.51	up to 50%	870	6.45	6290
Burkhardt V5.90S ECO 495 (Burkhardt GmbH, Germany), $\eta_{el} = 0.3$ , $\eta_{th} = 0.455$ [17]	330	485	240	0.73	up to 10%	475	6.25	7427
Cleanstgas 125 (KWB-Kraft und Wärme aus Biomasse GmbH and Ebner Industrieofenbau GmbH, Austria), $\eta_{el} = 0.25$ , $\eta_{th} = 0.45$ [18]	250	441	287	1.15	up to 10%	568	5.4	8300
Urbas Mallnitz (URBAS Maschinenfabrik GesmbH, Austria), $\eta_{el} = 0.28$ , $\eta_{th} = 0.58$ [19, 20]	250	520	255	0.9	up to 18%	406	4.2	8300
GP200 (TARPO Ltd, Czech Republic), $\eta_{el} = 0.2$ , $\eta_{th} = 0.5$ [21]	200	370	156	0.78	up to 10%	309	4.8	9075
GSL (Nanjing Forestry University, China), $\eta_{el} = 0.19$ , $\eta_{th} = 0.47$ [22].	190	477	250	1.32	up to 12%	484	5.25	9263
Urbas Pöllau (URBAS Maschinenfabrik GesmbH, Austria), $\eta_{el} = 0.28$ , $\eta_{th} = 0.5$ [12]	180	320	162	0.9	up to 18%	292	4.8	9465
Burkhardt V5.90S ECO 220 (Burkhardt GmbH, Germany), $\eta_{el} = 0.3$ , $\eta_{th} = 0.46$ [17].	160	240	120	0.75	up to 10%	238	6.05	9922
Spanner Re <sup>2</sup> HKA70 (GmbH, Germany), $\eta_{el} = 0.3$ , $\eta_{th} = 0.63$ [23]	68	144	55.1	0.81	up to 10%	109	5.58	3950
Spanner Re <sup>2</sup> HKA50 (GmbH, Germany), $\eta_{el} = 0.28$ , $\eta_{th} = 0.61$ [24]	49	106	41.9	0.86	up to 10%	83	5.58	4400
Power Pallet – PP30 (All Power Labs, USA), $\eta_{el} = 0.23$ , $\eta_{th} = 0.46$ , $\eta_{des.} = 0.33$ [25].	25	40	20	0.8	up to 10%	40	5.46	2000
Excellence Group in Thermal Power and Distributed Generation (NEST), Brazil, $\eta_{el} = 0.3$ , $\eta_{th} = 0.45$ [26].	10	22	12	1.2	up to 15%	22.5	4.53	2500

The thermal power output of the system was determined as follows

$$Q_{th} = N_{el} \cdot \eta_{th} / \eta_{el}, \quad (2)$$

where  $Q_{th}$  is the thermal power output of the system, kW;  $N_{el}$  is the electrical power output of the system, kW;  $\eta_{el}$  is the electrical efficiency of the system; and  $\eta_{th}$  is the thermal efficiency of the system. The values of  $\eta_{el}$  and  $\eta_{th}$  presented in Table 1 were specified for operation on biomass with a moisture content of 10%. For operation on biomass with a higher moisture content, the efficiency values were recalculated.

$$LHV_{syngas} = \frac{(12,63 \cdot CO + 10,79 \cdot H_2 + 35,82 \cdot CH_4 + 59,46 \cdot C_2H_4 + 63,74 \cdot C_2H_6)}{100}, \quad (4)$$

where  $C_{CO}$ ,  $C_{H_2}$ ,  $C_{CH_4}$ ,  $C_{C_2H_4}$ ,  $C_{C_2H_6}$  are the volumetric concentrations of CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, and C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> in the syngas, respectively, %; and  $Q_{CO}$ ,  $Q_{H_2}$ ,  $Q_{CH_4}$ ,  $Q_{C_2H_4}$ ,  $Q_{C_2H_6}$  are the lower heating values of CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> та C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, respectively, MJ/m<sup>3</sup>.

Conversely, if the thermal power output of the system and the gas production rate were specified, the LHV of the syngas was determined using the following equation

$$LHV_{syngas} = 3.6(\eta_{el} \cdot Q_{th}) / (\eta_{th} \cdot \eta_{ICE} \cdot V_{syngas}), \quad (5)$$

where  $\eta_{ICE}$  – is the electrical efficiency of the internal combustion gas engine, assumed to be equal to 0.40.

The syngas production rate was determined using the following relationship

$$V_{syngas} = m(1 - W^P) V_{syngas}^{sp.table}, \quad (6)$$

where  $(1 - W^P)$  is the mass fraction of dry matter in the fuel;  $V_{syngas}^{sp.table}$  is the specific syngas yield per kilogram of dry matter, m<sup>3</sup>/kg (for fixed-bed gasifiers, the value of  $V_{syngas}^{sp.table}$  for wood typically ranges from 2.2 to 2.5 m<sup>3</sup>/kg) [27, 28].

The specific capital cost of the gasification systems (this parameter was not specified in the manufacturers' technical documentation for any of the systems considered) was determined using the method of specific capital expenditures per unit of installed electrical capacity [13, 14]

$$C_{sp}(N_{el}) = C_{sp.ref.} \left( N_{el.ref.} / N_{el} \right)^{0,4}, \quad (7)$$

where  $C_{sp}(N_{el})$  is the specific capital cost of a system with an electrical power output  $N_{el}$ , EUR/kWel;  $C_{sp.ref.}$  is the specific capital cost of the reference system, EUR/kWel ( $C_{sp.ref.} = 8657$  EUR/kW for a reference system with  $N_{el.ref.} = 225$  kW) [15];  $N_{el.ref.}$  is the electrical power output of the reference system, kWel; and  $N_{el}$  is the electrical power output of the system under evaluation, kWel; 0.4 is the power index for specific capital expenses calculation.

If the technical documentation provided the syngas production rate together with either the syngas composition or its heating value, the thermal power output of the system was determined using the following equation:

$$Q_{th} = \frac{(V_{syngas} \cdot LHV_{gas} \cdot \eta_{th})}{3.6}, \quad (3)$$

where  $V_{syngas}$  is the syngas production rate, m<sup>3</sup>/h; and  $LHV_{gsyngas}$  is the lower heating value of the syngas, MJ/m<sup>3</sup>.

The lower heating value of the gas was determined from its chemical composition using the following equation

Accordingly, the relationships given by Eqs. (1)–(7) were used to estimate the values of those parameters that were not reported in the technical documentation of the analyzed systems (Table 1).

A comparative analysis of continuous-operation gasification systems based on the criterion of energy and economic efficiency was performed in accordance with the methodology described in [29]. The systems under consideration were ranked using the normalized energy and economic efficiency indicator  $b_{sp}$ , calculated for each system in the sample. The most efficient system is the one for which  $b_{sp} \rightarrow max$ . The analyzed systems were evaluated on the basis of a set of eight parameters.

Let's introduce the norm function to reflect the relative deviation of an actual value from the worst case in a sample.

$$\tilde{b}_i = \begin{cases} \frac{y_i - y_i^{\min}}{y_i^{\max} - y_i^{\min}}, & i \in d_{benefit} \\ \frac{y_i^{\max} - y_i}{y_i^{\max} - y_i^{\min}}, & i \in d_{cost} \end{cases}, \quad (8)$$

where  $\tilde{b}_i \in [1, 10]$  is the normalized deviation of the (i)-th parameter from the worst value in the sample;  $d_{benefit} = \{b_1, b_2, b_6, b_7\}$  is the set of parameters whose increase improves the energy and economic efficiency of the system;  $d_{cost} = \{b_3, b_4, b_5, b_8\}$  is the set of parameters whose increase reduces the energy and economic efficiency of the system;  $y_i$  is the actual value of the (i)-th parameter;  $y_i^{\min}$  is the minimum value of the (i)-th parameter in the sample;  $y_i^{\max}$  is the maximum value of the (i)-th parameter in the sample;  $i = 1, 2, \dots, 8$  – is the ordinal number of the parameter.

The normalized rating score of the (i)-th parameter is determined as follows

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

where  $b_i \in [1, 10]$ . The best value of a parameter is assigned the highest score,  $b_i = 10$  ( $\tilde{b}_i = 1$ ), while the worst value is assigned the lowest score,  $b_i = 1$  ( $\tilde{b}_i = 0$ ).

The weights must satisfy the following condition

$$\sum_{i=1}^8 a_i = 1, \quad (10)$$

where  $a_i > 0$  is the weight of the (i)-th parameter, dimensionless (fraction of one).

The weight of the (i)-th parameter was determined using the following formula

$$a_i = \frac{p_i}{\sum_{j=1}^8 p_j}, \quad (11)$$

where  $p_i$  is the priority of the (i)-th criterion.

Based on an analysis of the technical and economic characteristics of the pyrolysis-gasification systems presented in the manufacturers' technical documentation [169–184], the authors assigned the following priority ranking to the evaluated parameters

$$b_1 > b_2 > b_4 > b_5 > b_7 > b_3 > b_6 > b_8. \quad (12)$$

On a scale from one to eight, each parameter was assigned a numerical priority value,  $p_i$ , according to its technical and techno-economic significance. The priority values,  $p_i$  are presented in Table 2. The sum of the priority values for all

parameters was equal to  $\sum_{j=1}^8 p_j = 36$ . The weights were calculated using Eq. (11) and are also presented in Table 2.

**Table 2. Priority rankings and weights of the evaluated parameters**

Evaluated System Parameter	Score, points	Priority of the (i)-th criterion, $p_i$	Weight, $a_i$
Electrical power output, kW	$b_1$	8	0.2222
Thermal power output, kW	$b_2$	7	0.1944
Fuel consumption rate, kg/h	$b_3$	3	0.0833
Specific fuel consumption, kg/kW <sub>el</sub>	$b_4$	6	0.1667
Permissible fuel moisture content, %	$b_5$	5	0.1389
Gas production rate, m <sup>3</sup> /h	$b_6$	2	0.0556
Lower heating value of the gas, MJ/m <sup>3</sup>	$b_7$	4	0.1111
Specific capital cost of the system, EUR/kW	$b_8$	1	0.0278

The normalized energy and economic efficiency indicator is expressed through the weight of the (i)-th parameter and its normalized score as follows

$$b_{sp} = \sum_{i=1}^8 a_i \cdot b_i = 1 + 9 \sum_{i=1}^8 a_i \cdot \tilde{b}_i, \quad (13)$$

where  $b_{sp}$  – is the normalized energy and economic efficiency indicator, points.

The energy-economic efficiency coefficient of the system is determined as follows

$$K = \frac{b_{sp}}{10} = \frac{\left(1 + 9 \sum_{i=1}^8 a_i \cdot \tilde{b}_i\right)}{10}, \quad (14)$$

where  $K$  is the energy-economic efficiency coefficient of the system,  $K \in [0, 1; 1, 0]$ . The maximum possible value of  $b_{sp}$  is 10, if  $K \rightarrow 1$ , this indicates that the system is approaching the theoretical "ideal".

**Assessment of the energy-economic efficiency of pyrolysis-gasification systems for biomass-to-syngas**

**conversion in renewable energy-based power generation systems.**

Using the input data, the parameter scores were calculated according to Eqs. (8) and (9), the normalized energy-economic efficiency indicator according to Eq. (14), and the energy-economic efficiency coefficient of the systems according to Eqs. (13) and (11). The calculated results are presented in Table 3.

As can be seen from the obtained results, the highest efficiency is achieved by high-capacity multistage systems with an electrical output exceeding 500 kW<sub>el</sub> and employing advanced biomass-to-syngas conversion technologies. These systems combine a floating fixed fuel bed (SynCraft CW1800-500, Xylowatt NO-TAR 750) or a dense fixed fuel bed (GP750) with hybrid pyrolysis.

From a technological perspective, hybrid pyrolysis integrates at least two process zones – an allothermal zone and an autothermal zone. This configuration enables the production of tar-free syngas with a heating value exceeding 5.5 MJ/m<sup>3</sup>. However, it requires strict control of fuel particle size distribution, moisture content (up to 10%), and fuel-bed uniformity. An exception is the

SynCraft CW1800-500 system, which is capable of operating on wood chips with a moisture content of up to 50%. A major drawback of deploying such systems in decentralized renewable-energy-based power generation is the requirement for substantial capital investment, with specific capital costs ranging from EUR 5,348 to

6,290 per kW. In addition, their operation requires a stable biomass resource base with an annual consumption exceeding 3,000–5,000 tonnes, as well as well-developed logistics infrastructure. These requirements significantly limit their applicability in small communities and sparsely populated areas.

**Table 3. Results of the calculations for the pyrolysis-gasification systems**

System Name	b <sub>1</sub>	b <sub>2</sub>	b <sub>3</sub>	b <sub>4</sub>	b <sub>5</sub>	b <sub>6</sub>	b <sub>7</sub>	b <sub>8</sub>	b <sub>sp</sub>	K
Xylowatt Notar 750	3.19	8.17	2.29	8.4	1	10	6.2	6.2	6.96	0.7
GP750	3.07	10	3.43	9.36	1	9.74	7	5.13	7.5	0.75
SynCraft CW1800-500	2.82	5.37	1	1	10	7.04	10	5.13	5.87	0.59
Burkhardt V5.90S, ECO 495	1.71	3.82	7.25	10	1	4.22	9.2	3.84	5.6	0.56
Cleanstgas 125	1.47	3.55	6.68	5.19	1	4.89	5.8	2.84	4.12	0.41
Urbas Mallnitz	1.18	4.03	7.43	8.02	2.8	3.73	1	2.84	4.4	0.44
GP200	1	3.12	8.26	9.4	1	3.04	3.4	1.96	4.34	0.43
GSL	10	3.78	7.13	3.26	1.45	4.29	5.2	1.75	3.65	0.37
Urbas Pöllau	9.51	2.82	8.19	8.02	2.8	2.92	3.4	1.52	4.22	0.42
Burkhardt V5.90S, ECO 220	6.96	2.33	8.7	9.74	1	2.53	8.4	1	4.67	0.47
Spanner Re <sup>2</sup> HKA70	4.89	1.74	9.48	9.05	1	1.62	6.52	7.79	4.19	0.42
Spanner Re <sup>2</sup> HKA50	3.92	1.51	9.64	8.54	1	1.43	6.52	7.27	3.99	0.4
Power Pallet – PP30	3.92	1.11	9.9	9.17	1	1.12	6.04	10	3.98	0.4
NEST	3.31	1	10	4.6	2.13	1	2.32	9.43	2.89	0.29

For systems with an electrical output of ≤100 kW<sub>el</sub>, the efficiency coefficient is relatively low (0.29–0.43). Nevertheless, from both a design and a technological perspective, this category of systems represents a promising option for integration into local autonomous renewable-energy-based power generation systems serving facilities with low energy demand. These systems exhibit a specific fuel consumption of 1.2–1.3 kg/kW<sub>el</sub>, which is higher than the average range observed across the analyzed sample. In addition, the heating value of the produced syngas is only 4–5 MJ/m<sup>3</sup>, indicating the need for further design and technological improvements.

Overall, all analyzed systems exhibit relatively low efficiency, with the energy-economic efficiency coefficient ranging from 0.29 to 0.73. This highlights the need for the development and further improvement of biomass thermochemical conversion technologies and engineering solutions capable of ensuring efficient operation on biomass fuels with a moisture content of 30–40%, while producing high volumes of high-calorific-value, tar-free syngas.

The consistency of the expert judgments was verified using the Analytic Hierarchy Process (AHP) [30]. To this end, a pairwise comparison matrix was constructed.  $A = \left\| a_{ij} \right\|_{8 \times 8}$

, where  $a_{ij}$  represents the relative preference of the (i)-th parameter over the (j)-th parameter according to the Saaty scale, where  $a_{ij} = p_i/p_j$ , rounded to the nearest integer value of the scale; and  $a_{ji} = 1/a_{ij}$ .

The consistency index (CI) was calculated using the following equation

$$CI = \frac{\lambda_{max} - n}{n - 1}, \tag{15}$$

where CI is the consistency index;  $\lambda_{max}$  is the maximum eigenvalue of the pairwise comparison matrix (A); n is the number of parameters (the dimension of the matrix), n = 8.

The maximum eigenvalue  $\lambda_{max}$  of matrix (A) was calculated as follows

$$\lambda_{max} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{(A \cdot \omega)_i}{\omega_i}, \tag{16}$$

where  $(A \cdot \omega)_i$  is the (i)-th element of the column vector obtained by multiplying the pairwise comparison matrix (A) by the priority vector  $\omega$ .

$$(A \cdot \omega)_i = \sum_{j=1}^n a_{ij} \cdot \omega_j, \quad (17)$$

where  $\omega$  is the  $8 \times 1$  priority vector, the elements  $\omega$  of which were calculated as the arithmetic mean of the corresponding rows of the normalized pairwise comparison matrix

$$\omega_i = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n \bar{a}_{ij}, \text{ where } \bar{a}_{ij} = \frac{a_{ij}}{\sum_{k=1}^n a_{kj}}. \quad (18)$$

The eigenvalues of matrix (A) were determined using the following relationship

$$\lambda_i = \frac{(A \cdot \omega)_i}{\omega_i}. \quad (19)$$

The absolute deviation  $\Delta$  of the weight  $a_i$  from the priority value  $\omega$ , determined using the AHP

$$|\Delta| = |a_i - \omega_i|, \quad (20)$$

where  $a_i$  is a weight;  $\omega$  – is an element of the priority vector obtained by the method of hierarchy analysis.

For a perfectly consistent matrix, this ratio is equal to  $n$  for all  $i$ .

The consistency ratio  $CR$  was calculated using the following equation

$$CR = \frac{CI}{RI}, \quad (21)$$

where  $RI = 1,41$  is the random index for  $n = 8$ .

Accordingly, the elements of the priority vector were determined using Eq. (18), the elements of the product of matrix A and the priority vector were calculated using Eq. (17), the eigenvalues of matrix (A) were determined using Eq. (19), and the maximum eigenvalue was obtained using Eq. (16). The calculation results are presented in Table 4.

**Table 4. Results of the consistency verification using the analytic hierarchy process**

Score	$\omega$	$(A \cdot \omega)_i$	$\lambda_i = (A \cdot \omega)_i / \omega_i$	$ \Delta  =  a_i - \omega_i $
b <sub>1</sub>	0.2224	1.801	8.1103	0.0002
b <sub>2</sub>	0.1834	1.488	8.1107	0.011
b <sub>3</sub>	0.0818	0.662	8.0984	0.0016
b <sub>4</sub>	0.1657	1.344	8.1104	0.001
b <sub>5</sub>	0.1414	1.143	8.0883	0.0025
b <sub>6</sub>	0.0617	0.5	8.1019	0.0061
b <sub>7</sub>	0.1163	0.942	8.0981	0.0052
b <sub>8</sub>	0.0277	0.225	8.1040	0
Total	1.0	-	$\lambda_{max} = 8.103$	$ \Delta _{max} = 0.011$

Since  $CR = 0,01 < 0,1$  (the threshold value of the consistency ratio according to Saaty [30]), the pairwise comparison matrix can be considered consistent. The maximum deviation between  $a_i$  and  $\omega$  is 0.011 and is therefore negligible.

Eqs. (8)–(14) relate the energy-economic efficiency indicator of multistage fixed-bed biomass gasification systems to their technical, economic, and energy performance parameters through the combined application of the weighted-sum method, normalization, and score-based evaluation of criteria. This approach ensures the comparability of different biomass-to-syngas conversion technologies with respect to their suitability for use in renewable-energy-based power generation systems.

**Power generation methods based on biomass and solar energy.**

The primary objective of renewable-energy-based power generation systems is to ensure a stable electricity supply despite the stochastic nature of renewable energy generation. The scientific literature predominantly focuses on power generation systems that combine biomass energy with wind and/or solar energy, particularly small-scale systems (up to 10 kW) and medium-scale systems (10 kW–1 MW). The integration of multiple renewable energy sources within a single energy system not only compensates for fluctuations in energy production but also enables consumer demand to be met at any time through integration with conventional energy sources.

Among the thermochemical conversion methods for producing high-quality fuel gas (a mixture of H<sub>2</sub>, CO, and CH<sub>4</sub>) while simultaneously reducing the formation of by-products (tar and mineral impurities), pyrolysis and gasification assisted by solar energy have attracted considerable attention [31, 32]. These processes are endothermic [8]; however, gasification yields a higher proportion of combustible

components in the total volume of produced syngas (82–90%) than pyrolysis (63–74%).

Autothermal gasification requires the combustion of a portion of the fuel (typically more than 30%) to supply energy for the endothermic reactions. As a result, the produced syngas is characterized by a low  $H_2/CO$  ratio, a high  $CO_2$  content, and a low higher heating value. In contrast, renewable-energy-based power generation systems can provide the energy required for biomass gasification by utilizing solar radiation [33]. According to the studies reported in [34, 35], the use of solar energy is more effective than autothermal gasification for several reasons. First, it enables higher specific gas yields, since no fraction of the biomass must be combusted to satisfy the energy demand of the process. Second, both the volume and the HHV of the produced syngas are higher. Third, solar radiation can rapidly deliver energy to the reaction zone, thereby intensifying the gasification reactions and reducing the formation of undesirable by-products. In addition, renewable-energy-based power generation systems incorporating gasification units provide an effective means of storing temporally variable solar energy in the form of the chemical energy of syngas, which can subsequently be stored and transported [36].

The design of the gasifier plays a decisive role in achieving high energy efficiency in renewable-energy-based power generation systems incorporating solar power plants and gasification units. A higher efficiency of converting solar energy into the chemical energy of syngas makes it possible to reduce the size of the solar power plant while maintaining the same syngas production rate, thereby lowering the cost of syngas production.

Depending on the method of solar energy supply, reactor systems can be classified into two categories: (a) directly irradiated reactors, in which the biomass is heated directly by solar radiation; and (b) indirectly irradiated reactors, in which solar radiation heats an intermediate heat-transfer medium that subsequently transfers heat to the biomass [37]. Directly irradiated reactors provide high temperatures in the reaction zones (1000–1500°C), thereby promoting intensive heat- and mass-transfer processes. However, the design of such reactors requires a transparent window to allow direct penetration of solar radiation into the reaction zone. During gasification, these windows generally lose their transparency due to contamination by condensed gases, tar deposits, and fuel particles. Moreover, under conditions of elevated temperature and pressure, they may act as stress concentrators, potentially leading to failure of the entire reactor. The use of indirectly irradiated reactors eliminates these drawbacks; however, their heat-transfer efficiency is lower than that of directly irradiated reactors. In addition, stringent requirements are imposed on the intermediate heat-transfer media with respect to thermal and chemical stability, solar radiation absorption capacity, thermal conductivity, and other relevant properties [33].

In practice, the following types of gasifiers are widely used in renewable-energy-based power generation systems:

fixed-bed gasifiers (updraft, downdraft, and crossdraft); fluidized-bed gasifiers (bubbling fluidized-bed and circulating fluidized-bed); and entrained-flow gasifiers [38].

Fixed-bed gasifiers were among the first systems to be employed in renewable-energy-based power generation applications. From a design perspective, solar radiation can be supplied to the reaction zone containing the carbonaceous feedstock either through a transparent window [8] or via an intermediate heat-transfer medium (radiative plate) [39]. Their principal advantage lies in the ability to thermochemically convert untreated carbonaceous feedstock of varying particle-size distributions and chemical compositions, owing to the long residence time of reactants within the reaction zone. However, scaling up such systems to industrial capacity is complicated by significant temperature gradients that develop within thick fuel beds.

Studies of steam gasification of various biomass feedstock in a 5 kW two-zone indirectly irradiated gasifier, in which the upper zone (radiation absorber) and the lower zone (fuel bed) were separated by a silicon-carbide-coated graphite plate, demonstrated a solar-to-fuel energy conversion efficiency of 17.3–29%. During heating of the dense biomass bed, pyrolysis occurred, as evidenced by the formation of higher gaseous hydrocarbons and liquid tar compounds. The process produced high-quality syngas with molar ratios of  $H_2/CO = 1.5$  and  $CO_2/CO = 0.2$ , and a higher heating value (HHV) exceeding that of the original feedstock by 30% [40].

In study [8], pyrolysis and gasification of algae, wheat straw, and sewage sludge were investigated in a 7 kWel directly irradiated reactor. A comparison of these processes showed that gasification yields a higher concentration of CO and  $H_2$  in the total syngas volume (composed of CO,  $H_2$ ,  $CH_4$ , and  $CO_2$ ) than pyrolysis. However, pyrolysis promotes the formation of higher gaseous hydrocarbons, which increase the energy content of the produced gas.

Due to the continuous mixing of fuel particles, fluidized-bed reactors provide more intimate contact between the solid and gas phases, a more uniform temperature distribution throughout the bed, and higher rates of heat and mass transfer compared with fixed-bed reactors.

In study [41], the kinetics of steam gasification were investigated in a directly irradiated quartz tubular fluidized-bed reactor. At temperatures exceeding 1400 K, high-quality syngas was produced, with equal concentrations of CO and  $H_2$  and a  $CO_2$  content below 5%. The authors reported that the use of solar energy prevents greenhouse gas emissions and increases the higher heating value (HHV) of the gas, which is free from combustion-product contaminants. The technological basis of  $CO_2$  gasification of carbonaceous feedstock and the design parameters of directly irradiated bubbling fluidized-bed reactors were presented in [42, 43]. Between 2002 and 2010, the authors were able to increase the solar-to-fuel energy conversion efficiency from 8% to 14% through successive improvements in reactor design.

In study [44], the process of steam gasification of sewage sludge in an indirectly irradiated circulating fluidized-bed reactor was investigated using numerical simulation. Reactor operation was modelled under a solar energy input of 2.2 MW. The hydrogen yield obtained ranged from 61.2 to 67.6 g per kilogram of sludge. It was demonstrated that the H<sub>2</sub> yield can be controlled by adjusting both the steam content in the gasification agent and the solar radiation flux density. At a direct solar irradiance of 1000 W/m<sup>2</sup>, the energy upgrade factor in the dense phase zone of the fluidized bed increased to 1.0, while the solar-to-fuel energy conversion efficiency reached 26%.

Entrained-flow gasifiers predominantly operate under an indirect solar irradiation scheme. Their design typically includes a cavity receiver equipped with a transparent window, inside which tubular absorbers are installed. During thermochemical conversion, the fuel particles within the tubes interact with the gasification agent. The most well-known reactor prototypes of this type include: a cylindrical cavity receiver with a diameter of 180 mm containing five absorber tubes of 25.4 mm diameter [45], and a cylindrical cavity receiver with a diameter of 50 mm incorporating a silicon carbide tube with a diameter of 25 mm [46]. The single-tube reactor did not find further practical application due to its low solar-to-fuel energy conversion efficiency (1.53%). This low efficiency was attributed to the low feed rate of charcoal and the relatively low carbon conversion rate, which resulted in less than 1% of the solar energy supplied to the gasification process being utilized. During pilot-scale testing of the multi-tube reactor, a biomass conversion rate of 58.4% was achieved.

Based on the analysis of power generation methods utilizing biomass and solar energy, it can be concluded that the integration of biomass and solar energy makes it possible to use solar radiation to satisfy the thermal energy requirements of pyrolysis and gasification processes, thereby reducing biomass consumption for sustaining endothermic reactions. Thermochemical biomass conversion processes enable the transformation of temporally intermittent solar energy into the chemical energy of biofuels. The efficiency of renewable-energy-based power generation systems depends significantly on the design of the gasification (or pyrolysis) unit and its coordinated operation with the solar power plant.

## Conclusions

1. A method for determining the integrated energy-economic efficiency indicator of pyrolysis-gasification systems for the thermochemical conversion of biomass was developed. The proposed method is implemented as a scoring model based on the weighted-sum approach with score-based normalization of the evaluated criteria and consideration of the nonlinear effects of system design and process parameters. This ensures accurate ranking of alternative systems and adaptability to variations in biomass properties. Verification of the pairwise comparison matrix confirmed the consistency of the expert judgments, thereby

validating the adopted expert assessments regarding both the parameter values of the pyrolysis-gasification systems and their corresponding weights.

2. The energy-economic efficiency of pyrolysis-gasification systems for biomass-to-syngas conversion in renewable-energy-based power generation applications was assessed. The results showed that the highest efficiency is achieved by high-capacity multistage systems with an electrical output exceeding 500 kW<sub>el</sub> and employing advanced biomass-to-syngas conversion technologies that combine either a floating fixed fuel bed or a dense fixed fuel bed with hybrid pyrolysis. From a technological perspective, hybrid pyrolysis integrates at least two process zones – an allothermal zone and an autothermal zone. This configuration enables the production of tar-free syngas with a heating value exceeding 5.5 MJ/m<sup>3</sup>; however, it requires strict control of fuel particle size distribution, moisture content (up to 10%), and fuel-bed uniformity. Overall, all analyzed systems exhibited relatively low efficiency, with energy-economic efficiency coefficients ranging from 0.29 to 0.73. These findings indicate the need for further development and improvement of biomass thermochemical conversion technologies, as well as engineering solutions capable of ensuring efficient operation on biomass fuels with a moisture content of 30–40% while producing large volumes of high-calorific-value, tar-free syngas.

3. Methods of power generation based on biomass and solar energy were analyzed. The analysis showed that integrating biomass and solar energy makes it possible to utilize solar radiation to meet the thermal energy demands of pyrolysis and gasification processes, thereby reducing biomass consumption for sustaining endothermic reactions. This increases syngas production and improves its composition by increasing the concentrations of key combustible components, including H<sub>2</sub>, CO, and CH<sub>4</sub>. In turn, thermochemical biomass conversion processes enable the transformation of temporally intermittent solar energy into the chemical energy of biofuels that can be stored and subsequently utilized for energy generation. The efficiency of renewable-energy-based power generation systems depends strongly on the design of the gasification (or pyrolysis) unit and its coordinated operation with the solar power plant, highlighting the need for their integrated optimization at the design stage.

## REFERENCES:

1. Gómez-Barea A., Ollero P., Leckner B. Optimization of char and tar conversion in fluidized bed biomass gasifiers. *Fuel*. 2013. Vol. 103. Pp. 42–52. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2011.04.042>
2. Bridgwater A.V. Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. *Biomass and Bioenergy*. 2012. Vol. 38. Pp. 68–94. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.01.048>
3. Trinh T.N., Jensen P.A., Dam-Johansen K., Knudsen N.O., Sørensen H.R., Szabo P. Properties of

- slurries made of fast pyrolysis oil and char or beech wood. *Biomass and Bioenergy*. 2014. Vol. 61. Pp. 227–235. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2013.12.018>
4. Czernik S., Bridgwater A.V. Overview of applications of biomass fast pyrolysis oil. *Energy & Fuels*. 2004. Vol. 18. No. 2. Pp. 590–598. <https://doi.org/10.1021/ef034067u>
  5. Nilsson S., Gómez-Barea A., Fuentes-Cano D., Ollero P. Gasification of biomass and waste in a staged fluidized bed gasifier: Modeling and comparison with one-stage units. *Fuel*. 2012. Vol. 97. Pp. 730–740. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.01.023>
  6. Henriksen U., Ahrenfeldt J., Jensen T.K., Gøbel B., Bentzen J.D., Hindsgaul C., Sørensen L.H. The design, construction and operation of a 75 kW two-stage gasifier. *Energy*. 2006. Vol. 31. No. 10–11. Pp. 1542–1553. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2005.05.031>
  7. Gómez-Barea A., Leckner B., Villanueva Perales A., Nilsson S., Fuentes Cano D. Improving the performance of fluidized bed biomass/waste gasifiers for distributed electricity: A new three-stage gasification system. *Applied Thermal Engineering*. 2013. Vol. 50. No. 2. Pp. 1453–1462. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.12.025>
  8. Arribas L., Arconada N., González-Fernández C., Löhl C., González-Aguilar J., Kaltschmitt M., Romero M. Solar-driven pyrolysis and gasification of low-grade carbonaceous materials. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2017. Vol. 42. No. 19. Pp. 13598–13606. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.02.026>
  9. Rokhman B.B., Kobzar S.H., Chetveriyk H.O. Study of the kinetics of biomass pyrolysis in a fixed bed. 2. Analysis of calculation results for thermal decomposition of different types of solid fuel. *Energy Technologies & Resource Saving*. 2024. No. 2. Pp. 96–109. <https://doi.org/10.33070/etars.2.2024.07>
  10. Rokhman B.B., Kobzar S.H., Chetveriyk H.O., Senchuk M.P. Design features of the experimental unit and numerical studies of the biomass thermochemical conversion process. Part 4. Calculation results for electric heaters and the gasification process of coke-ash residue. *Vidnovluvana Energetika*. 2025. No. 1. Pp. 133–147. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2025.1\(80\).133-147](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2025.1(80).133-147)
  11. Dykha M.V., Moroz V.S. *Econometrics: Textbook*. Kyiv: Tsentr uchbovoi literatury. 2016. 206 p.
  12. Hrbek J. Status Report on Thermal Gasification of Biomass and Waste 2021. Annex 1. IEA Bioenergy Task 33. 2022. URL: <https://task33.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/sites/33/2022/07/CHP-operational-final.pdf>
  13. Brynda J., Skoblia S., Pohořelý M. et al. Wood chips gasification in a fixed-bed multi-stage gasifier for decentralized high-efficiency CHP and biochar production: Long-term commercial operation. *Fuel*. 2020. Vol. 281. 118637. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.118637>
  14. IRENA. Biomass for Power Generation. Renewable Energy Technologies: Cost Analysis Series. Vol. 1: Power Sector, Issue 1/5. Abu Dhabi: IRENA. 2012. 60 p. URL: [https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2012/RE\\_Technologies\\_Cost\\_Analysis-BIOMASS.pdf](https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2012/RE_Technologies_Cost_Analysis-BIOMASS.pdf)
  15. Menin L., Paolillo A., Piazzi S. et al. Biomass Derived Combined Heat and Power from Decentralized Small-Scale Gasification: Updated Cost Conditions for the Italian Mountain Context and Competitiveness in Future Energy Markets. *Waste and Biomass Valorization*. 2025. Vol. 16. Pp. 4009–4025. <https://doi.org/10.1007/s12649-025-02948-3>
  16. Syncraft Engineering GmbH. SYNCRAFT Wood Power Plant CW1800-500: Technical Specifications. [syncraft.at](https://www.syncraft.at/en/system-types/typ500/). URL: <https://www.syncraft.at/en/system-types/typ500/>
  17. Burkhardt GmbH. Before market launch: V5.90S wood-chip gasifier by BURKHARDT: Press release. [Firmenpresse.de](https://www.firmenpresse.de). 2023. URL: <https://www.firmenpresse.de/pressinfo2032993-vor-markteinf-hrung-hackschnitzelvergaser-v5-90s-von-burkhardt.html>
  18. Timmerer H. Decentralized Wood-Gas Combined Heat and Power Based on the CLEANSTGAS Process: Presentation. CLEANSTGAS GmbH. St. Margarethen/Raab. 2012. URL: [https://www.heizungs.org/cmsfiles/KWB\\_CLEANSTGAS.pdf](https://www.heizungs.org/cmsfiles/KWB_CLEANSTGAS.pdf)
  19. URBAS Maschinenfabrik GesmbH. Wood Gas CHP – the Innovation: Electrical and Thermal Energy from Wood: Product Catalogue. Völkermarkt. 2018. URL: [https://www.urbas.at/wp-content/uploads/2020/09/p\\_URBAS\\_DE\\_KWK\\_7.8.web\\_WF.PDF-en.pdf](https://www.urbas.at/wp-content/uploads/2020/09/p_URBAS_DE_KWK_7.8.web_WF.PDF-en.pdf)
  20. Urbas P. Operating Experience Small Scale Gasification – CHP. IEA Bioenergy Task 33 Workshop: Small Scale Gasification for CHP. Innsbruck. 3 May 2017. P. 8. URL: <https://task33.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/sites/33/2022/07/WS-Report-final-2.pdf>
  21. Brynda J., Skoblia S., Pohořelý M., Beňo Z. Application of staged biomass gasification for combined heat and power production. *Proceedings of the Central European Biomass Conference*. Graz. 2016. URL: <https://www.researchgate.net/publication/311725125>
  22. Ma Z., Zhang Y., Zhang Q., Qu Y., Zhou J., Qin H. Design and experimental investigation of a 190 kWe biomass fixed bed gasification and polygeneration pilot plant using a double air stage downdraft approach. *Energy*. 2012. Vol. 46. No. 1. Pp. 140–147. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.09.008>
  23. Spanner Re2 GmbH. HKA 70: Decentralized Biomass Power Plant. [re2.energy](https://re2.energy/en/biomass-power-plants/hka-70-gasifier). 2024. URL: <https://re2.energy/en/biomass-power-plants/hka-70-gasifier>
  24. Spanner Re<sup>2</sup> GmbH. Technical Data HKA 50: Decentralized Biomass CHP. [re2.energy](https://re2.energy/en/biomass-power-plants/hka-50-gasifier). 2024. URL: <https://re2.energy/en/biomass-power-plants/hka-50-gasifier>

25. All Power Labs. PP30 25 kW Power Pallet. allpowerlabs.com. 2026. URL: <https://www.allpowerlabs.com/pp30-power-pallet>
26. Martínez J.D., Silva Lora E.E., Andrade R.V., Lesme Jaén R. Experimental study on biomass gasification in a double air stage downdraft reactor. *Biomass and Bioenergy*. 2011. Vol. 35. No. 8. Pp. 3465–3480. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.04.049>
27. Basu P. *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*. 2nd ed. Academic Press. 2013. 548 p. ISBN 978-0-12-396488-5.
28. Knoef H.A.M. *Handbook Biomass Gasification*. Enschede: BTG Biomass Technology Group. 2005. 378 p.
29. Omarov I.S. Substantiation of parameters and heating modes of a pyrolysis-gasification unit with integrated syngas purification and enrichment processes. *Vidnovluvana Energetika*. 2026. No. 1(84). Pp. 345–378. [https://doi.org/10.36296/1819-8058.2026.1\(84\).345-378](https://doi.org/10.36296/1819-8058.2026.1(84).345-378)
30. Saaty T.L. How to make a decision: The analytic hierarchy process. *European Journal of Operational Research*. 1990. Vol. 48. No. 1. Pp. 9–26. [https://doi.org/10.1016/0377-2217\(90\)90057-I](https://doi.org/10.1016/0377-2217(90)90057-I)
31. Maitlo G., Ali I., Mangi K.H., Ali S., Maitlo H. A., Unar I. N., Pirzada A. M. Thermochemical Conversion of Biomass for Syngas Production: Current Status and Future Trends. *Sustainability*. 2022. Vol. 14. 2596. <https://doi.org/10.3390/su14052596>
32. Alhijazi A.A.K., Almasri R.A., Alloush A.F. A Hybrid Renewable Energy (Solar/Wind/Biomass) and Multi-Use System Principles, Types, and Applications: A Review. *Sustainability*. 2023. Vol. 15. 16803. <https://doi.org/10.3390/su152416803>
33. Kruesi M., Jovanovic Z.R., Steinfeld A. A two-zone solar-driven gasifier concept: Reactor design and experimental evaluation with bagasse particles. *Fuel*. 2014. Vol. 117. Pp. 680–687. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.09.011>
34. Müller F., Poživil P., van Eyk P.J., Villarrazo A., Haueter P., Wieckert C. et al. A pressurized high-flux solar reactor for the efficient thermochemical gasification of carbonaceous feedstock. *Fuel*. 2017. Vol. 193. Pp. 432–443. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.12.036>
35. Muroyama A.P., Guscetti I., Schiebert G.L., Haussener S., Loutzenhiser P.G. Design and demonstration of a prototype 1.5 kWth hybrid solar/autothermal steam gasifier. *Fuel*. 2018. Vol. 211. Pp. 331–340. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.09.059>
36. Piatkowski N., Wieckert C., Weimer A.W., Steinfeld A. Solar-driven gasification of carbonaceous feedstock – A review. *Energy & Environmental Science*. 2011. Vol. 4. No. 1. Pp. 73–82. <https://doi.org/10.1039/C0EE00312C>
37. Xu D., Gu X., Dai Y. Concentrating solar assisted biomass-to-fuel conversion through gasification: A review. *Frontiers in Energy Research*. 2023. Vol. 10. 1029477. <https://doi.org/10.3389/fenrg.2022.1029477>
38. Sikarwar V.S., Zhao M., Clough P., Yao J., Zhong X., Memon M.Z., Shah N., Anthony E.J., Fennell P.S. An overview of advances in biomass gasification. *Energy & Environmental Science*. 2016. Vol. 9. No. 10. Pp. 2939–2977. <https://doi.org/10.1039/C6EE00935B>
39. Müller F., Patel H., Blumenthal D., Poživil P., Das P., Wieckert C., Maiti P., Maiti S., Steinfeld A. Co-production of syngas and potassium-based fertilizer by solar-driven thermochemical conversion of crop residues. *Fuel Processing Technology*. 2018. Vol. 171. Pp. 89–99. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2017.08.006>
40. Piatkowski N., Wieckert C., Steinfeld A. Experimental investigation of a packed-bed solar reactor for the steam-gasification of carbonaceous feedstocks. *Fuel Processing Technology*. 2009. Vol. 90. No. 3. Pp. 360–366. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2008.10.007>
41. Müller R., Zedtwitz P. v., Wokaun A., Steinfeld A. Kinetic investigation on steam gasification of charcoal under direct high-flux irradiation. *Chemical Engineering Science*. 2003. Vol. 58. No. 22. Pp. 5111–5119. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2003.08.018>
42. Kodama T., Kondoh Y., Tamagawa T., Funatoh A., Shimizu K.I., Kitayama Y. Fluidized bed coal gasification with CO<sub>2</sub> under direct irradiation with concentrated visible light. *Energy & Fuels*. 2002. Vol. 16. No. 5. Pp. 1264–1270. <https://doi.org/10.1021/ef020053x>
43. Kodama T., Gokon N., Enomoto S., Itoh S., Hatamaichi T. Coal coke gasification in a windowed solar chemical reactor for beam-down optics. *Journal of Solar Energy Engineering*. 2010. Vol. 132. No. 4. 021008. <https://doi.org/10.1115/1.4002081>
44. Li X., Shen Y., Wei L., He C., Lapkin A.A., Lipiński W. et al. Hydrogen production of solar-driven steam gasification of sewage sludge in an indirectly irradiated fluidized-bed reactor. *Applied Energy*. 2020. Vol. 261. 114229. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.114229>
45. Lichty P., Perkins C., Woodruff B., Bingham C., Weimer A. Rapid high temperature solar thermal biomass gasification in a prototype cavity reactor. *Journal of Solar Energy Engineering*. 2010. Vol. 132. No. 1. 011012. <https://doi.org/10.1115/1.4000356>
46. Melchior T., Perkins C., Lichty P., Weimer A.W., Steinfeld A. Solar-driven biochar gasification in a particle-flow reactor. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. 2009. Vol. 48. No. 8. Pp. 1279–1287. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2009.05.006>