



С. С. Лис, М. М. Семерак, О. Г. Юрасова

Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів, Україна

РОЗРОБЛЕННЯ МЕТОДУ РОЗРАХУНКУ ПРОЦЕСУ ГАЗИФІКАЦІЇ НИЗЬКОСОРТНОГО ПАЛИВА У СУЦІЛЬНОМУ ШАРІ НА ОСНОВІ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

Розроблено метод розрахунку процесу газифікації низькосортного палива, який дає змогу провести розрахунок параметрів робочого процесу в газифікаторі зі суцільним шаром, який є найбільш технологічно та конструктивно простим. Проаналізовано фізичні моделі процесу газифікації твердого палива, які дають змогу побудувати методику розрахунку параметрів робочого процесу у газифікаторі, засновану на рівняннях теплового і матеріального балансів, вигорання і газифікації вуглецю, що сприяє підвищенню екологічних показників та модернізації наявних інженерних методів розрахунку. Використано стандартизовані методи проведення досліджень процесу газифікації низькосортного палива. У процесі розроблення газогенераторної установки, що дає змогу виробляти синтез-газ, застосовано сучасні методи використання відповідних контрольно-вимірювальних пристроїв. Використано математичне планування експериментальних досліджень. Розроблено метод розрахунку процесу газифікації деревини, який дає змогу провести розрахунок параметрів робочого процесу в газифікаторі зі суцільним шаром, засновану на рівняннях теплового і матеріального балансів. На основі експериментальних досліджень складено матеріальний і тепловий баланси процесу газифікації деревини породи сосна (*Pinus sylvestris*). Показано, що під час газифікації основної деревини невеликі втрати тепла виходять внаслідок винесення пилу і втрат вуглецю із золюю і шлаком.

Ключові слова: нижча теплота згорання; синтез-газ; матеріальний і тепловий баланси; газифікація низькосортного палива.

Вступ. Склад і теплотворна здатність синтез-газу, отриманого внаслідок газифікації низькосортного палива, можуть змінюватися залежно від різних факторів. Основними факторами, які впливають на процес газифікації деревини, є розміри частинок, кількість повітря, поданого в камеру газифікації і низка інших факторів, залежних від палива, яке газифікується, і параметрів газифікатора.

Реалізація програми розроблення методів моделювання процесів газифікації деревини сприяє підвищенню екологічних показників, скороченню термінів розроблення агрегатів, модернізації наявних інженерних методів розрахунку та проектування обладнання, пошуку оптимальних умов функціонування апаратів та раціональних шляхів використання палив.

Аналіз останніх досліджень. У світі намітилась тенденція до децентралізації вироблення теплової та електричної енергії, тобто використання когенераційних установок (Mysak, Lys & Martynyak-Andrushko, 2017; Al-Rahbi, Onwudili & Williams, 2016; Zhang, et al., 2016; López-González, et al., 2014). Перспективними когенераційними установками є двигуни внутрішнього згорання, які працюють на синтез-газі. Тому газифіка-

ція низькосортного палива для вироблення синтез-газу є перспективною.

На сьогодні розроблено та висвітлено в літературних джерелах та наукових статтях фізичні моделі процесу газифікації твердого палива (Zhiqiang, et al., 2017; Mingaleeva, Ermolaev & Galkeeva, 2016; Islam, Faruque & Zakia, 2016; La Villetta, Costa & Massarotti, 2017), які дають змогу побудувати методику розрахунку параметрів робочого процесу у газифікаторі, засновану на рівняннях теплового і матеріального балансів, вигорання і газифікації вуглецю, а також теплообміну часток з шаром і зі стінкою газогенератора. Проте ці фізичні моделі розроблено для конкретного типу газифікатора. Тому є потреба розробити метод розрахунку процесу газифікації деревини, яка дасть змогу провести розрахунок параметрів робочого процесу в газифікаторі зі суцільним шаром, який є найбільш технологічно та конструктивно простим.

Виділення невирішених раніше частин загальної проблеми. Оскільки ці (Zhiqiang, et al., 2017; Mingaleeva, Ermolaev & Galkeeva, 2016; Islam, Faruque & Zakia, 2016; La Villetta, Costa & Massarotti, 2017) фізичні моделі розроблено для конкретного типу газифікатора, то

Інформація про авторів:

Лис Степан Степанович, канд. техн. наук, ст. викладач, кафедра теплоенергетики, теплових і атомних електричних станцій.

Email: lysss@ukr.net; <https://orcid.org/0000-0002-7359-1177>

Семерак Михайло Михайлович, д-р техн. наук, професор, завідувач кафедри теплоенергетики, теплових і атомних електричних станцій. Email: lysss@ukr.net; <https://orcid.org/0000-0002-7582-6398>

Юрасова Оксана Георгіївна, ст. викладач, кафедра теплоенергетики, теплових і атомних електричних станцій.

Email: oksjanchyk@gmail.com; <https://orcid.org/0000-0001-9930-9152>

Цитування за ДСТУ: Лис С. С., Семерак М. М., Юрасова О. Г. Розроблення методу розрахунку процесу газифікації низькосортного палива у суцільному шарі на основі експериментальних досліджень. Науковий вісник НЛТУ України. 2019, т. 29, № 1. С. 87–92.

Citation APA: Lys, S. S., Semerak, M. M., & Yurasova, O. H. (2019). Development of a Method for Calculating the Process of Gasification of Low-Grade Fuels in a Continuous Layer on the Basis of Experimental Research. *Scientific Bulletin of UNFU*, 29(1), 87–92.

<https://doi.org/10.15421/40290119>

потрібно розробити метод розрахунку процесу газифікації деревини, який дасть змогу провести розрахунок параметрів робочого процесу в газифікаторі з суцільним шаром, який є найбільш технологічно та конструктивно простим. Для цього потрібно здійснити комплекс досліджень з використанням сучасної методології та досягнень сучасної науки і техніки. Найбільш технологічно, конструктивно простим та інтенсивним способом газифікації деревини є газифікація в реакторі зі суцільним шаром (Mysak, Lys & Martynyak-Andrushko, 2017; Taras & Sheth, 2015; Hejazi, et al., 2017; Lys, 2017a, 2017b; Lopez, et al., 2016). Перевагами газифікаторів зі суцільним шаром є: високий ступінь перетворення вуглеводню, мала кількість золи, тривале перебування твердого палива в реакторі, достатньо проста конструкція газифікатора.

Мета і завдання дослідження. Метою дослідження є розробити метод розрахунку процесу газифікації низькосортного палива, який дасть змогу провести розрахунок параметрів робочого процесу в газифікаторі зі суцільним шаром, який є найбільш технологічно та конструктивно простим.

Для досягнення поставленої мети потрібно виконати такі завдання:

- проаналізувати фізичні моделі процесу газифікації низькосортного палива;
- розробити метод розрахунку процесу газифікації низькосортного палива у суцільному шарі;
- скласти матеріальний і тепловий баланси на основі експериментальних досліджень процесу газифікації низькосортного палива у суцільному шарі.

Матеріали та устаткування, що використані в експериментальних дослідженнях. Для проведення експериментальних досліджень використовували такі матеріали: деревина породи сосна (*Pinus sylvestris*). Завдання полягало у знаходженні залежності нижчої теплоти згорання синтез-газу від кількості повітря та кількості палива під час газифікації деревини породи сосна.

Для проведення експериментальних досліджень та розроблення технологічного процесу вироблення синтез-газу розроблено газогенератор зі суцільним шаром (Mysak, Lys & Martynyak-Andrushko, 2017; Lys, 2017a).

Сучасні відомі газогенератори зі суцільним шаром дають змогу отримувати синтез-газ з теплотворною здатністю 5,0–7,5 МДж/м³, вимогливі до якості палива, що газифікується, та складні в обслуговуванні. Завданням було розробити таку конструкцію газогенератора, яка дала б змогу отримувати синтез-газ з більшою теплотворною здатністю, газифікувати паливо з більшою волюгістю та була нескладною в експлуатації.

Використання газогенераторів запропонованої конструкції, як показали дослідження, дає змогу підвищити ефективність роботи шляхом збільшення швидкості та інтенсивності процесу газифікації подрібненої деревини. Це досягається завдяки тому, що гази, які утворилися під час газифікації, повторно проходять через шар розжареного палива в зоні окислення та відновлення, де за високих температур відбувається гетерогенна реакція відновлення двоокису вуглецю, тобто $C+CO_2 \rightarrow 2CO$ та утворюється горючий складник синтез-газу – оксид вуглецю. Якщо в зоні відновлення є водяна пара, то за високої температури відбувається реакція її конверсії, тобто $C+H_2O \rightarrow CO+H_2$ та $CO+H_2O \rightarrow CO_2+H_2$. У цьому випадку утворюється другий горючий складник синтез-газу – водень (Mysak, Lys & Martynyak-Andrushko, 2017; Zhang, et al., 2016; Lys, 2017b). Отже, завдяки значному вмісту оксиду вуглецю та водню в синтез-газі нижча теплота згорання є відносно досить високою.

Методика оброблення результатів експериментальних досліджень. У серії дослідів завдання полягало у знаходженні залежності нижчої теплоти згорання синтез-газу від кількості повітря та кількості палива в камері газифікації (табл. 1).

Кількість дослідів, що дублювалися в кожній серії, $n = 6$. Дані кожного дослідів піддавалися статистичній обробці для відшукування грубих помилок, сумнівні результати перевірялись за допомогою t -критерію Стьюдента. Сумнівний результат тимчасово виключали із вибірки, а за даними, що залишилися, розраховували середнє арифметичне і оцінку дисперсії (Mysak, Lys & Martynyak-Andrushko, 2017).

Табл. 1. Експериментальні дані роботи газогенератора під час газифікації деревини породи сосна (*Pinus sylvestris*) розміром частинок 30 мм

№ з/п	Кількість повітря, м ³ /год	Кількість палива в газогенераторі, %	Нижча теплота згорання синтез-газу, МДж/м ³	Температура на колоснику, °С	Температура синтез-газу на виході з газогенератора, °С	Склад синтез-газу, %					
						H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	O ₂
1	40	50	8,403	1193	124	21,8	29,9	8,4	6,3	33,5	0,1
2	40	75	8,995	1211	117	22,3	30,2	7,8	6,9	32,7	0,1
3	40	100	8,695	1202	108	22,8	30,8	7,3	7,2	31,8	0,1
4	65	50	9,289	1213	127	24,7	31,5	6,2	7,5	29,9	0,2
5	65	75	9,875	1219	118	25,9	32,8	5,3	7,7	28,1	0,2
6	65	100	9,636	1215	101	25,2	32,4	5,7	7,6	28,9	0,2
7	90	50	8,810	1223	131	22,9	30,9	7,1	7,6	31,3	0,2
8	90	75	9,430	1236	122	24,4	32,5	6,1	7,5	29,3	0,2
9	90	100	9,185	1231	117	24,5	32,1	5,8	7,3	30,1	0,2

У матеріальному балансі процесу газифікації деревини в газогенераторі зі суцільним шаром на основі закону збереження речовини зіставляють кількість речовин, введених у газогенератор і виведених з нього. Облік речовин ведеться за елементами. Для складання матеріального балансу необхідно знати склад палива, газу та відходів.

Під час розрахунку матеріального балансу враховують, що всі складові частини палива реагують у процесі

газифікації. Вміст у газі окремих елементів визначають на основі того, що 1 кг-моль будь-якого газу займає об'єм 22,4 м³ за температури 0 °С і тиску 760 мм рт.ст.

Об'єм 1 моля деяких реальних газів відрізняються від величини 22,4 м³. Для водню, наприклад, об'єм 1 моля дорівнює 22,42 м³, що враховано у визначенні вмісту водню в газах.

Вміст вуглецю в 1 м³ CO₂:

$$C = 12 / 22,4 = 0,536 \text{ кг/нм}^3, \quad (1)$$

де 12 – молекулярна маса вуглецю, кг/кмоль.

Вміст кисню в 1 нм³ CO₂:

$$O_2 = 32 / 22,4 = 1,429 \text{ кг/нм}^3, \quad (2)$$

де 32 – молекулярна маса кисню, кг/кмоль.

У табл. 2 наведено вміст елементів у різних газах.

Табл. 2. Вміст елементів у різних газах

Газ	Вміст елементів в 1 нм ³ газу в кг			
	C	H	O	S
CO ₂	0,536	–	1,429	–
O ₂	–	–	1,429	–
CO	0,536	–	0,714	–
H ₂ O	–	0,0899	0,714	–
CH ₄	0,536	0,1798	–	–
H ₂ S	–	0,0899	–	1,429

Вихід сухого газу визначають на основі балансу вуглецю. З C^p кг вуглецю, який міститься в 1 кг палива, в газ переходить (Zhiqiang, et al., 2017

Mingaleeva, Ermolaev & Galkeeva, 2016; Islam, Faruque & Zakia, 2016; Lys & Mysak, 2012):

$$C_{\text{г}}^p = C^p - (C_{\text{ш}} + C_{\text{см}} + C_n) = C^p - C_{\text{вв.}}, \text{ кг/кг палива}, \quad (3)$$

де: $C_{\text{ш}}$ – вміст вуглецю в золі і шлаку; $C_{\text{см}}$ – вміст вуглецю у смолі; C_n – вміст вуглецю в пилі; $C_{\text{вв.}}$ – сума втрат вуглецю.

В 1 нм³ сухого синтез-газу міститься вуглецю:

$$C = 12 / 22,4(CO + CO_2 + CH_4), \text{ кг}. \quad (4)$$

Тоді, вихід сухого газу дорівнює:

$$V_C = 1,867(C^p - C_{\text{вв.}}) / (CO + CO_2 + CH_4), \text{ нм}^3/\text{кг}, \quad (5)$$

де вміст CO, CO₂, CH₄ виражений в % відносно об'єму газу; C^p і $C_{\text{вв.}}$ – в % відносно складу палива в робочому стані.

Вологість газу визначають з балансу водню. У процесі газифікації водень вноситься з паливом і з дуттям.

З сухою частиною палива вноситься H_m^p кг водню, з вологою палива $W^p/9$ кг. У сухому газі вміст водню становитиме:

$$H^g = 0,0899(H_2 + 2CH_4) \cdot V_C, \text{ кг/нм}^3. \quad (6)$$

Вміст водню у волозі $f_{\text{г}}$ газу буде дорівнювати:

$$H^g = f_{\text{г}} \cdot V_C / 9, \text{ кг}. \quad (7)$$

Вмістом водню у смолистих речовинах можна нехтувати, оскільки смол у синтез-газі є дуже мало.

Вміст вологи в газі визначаємо з балансу водню:

$$H_m^p + 1/9 W^p = 0,0899(H_2 + 2CH_4) \cdot V_C + f_{\text{г}} \cdot V_C / 9, \quad (8)$$

звідки вологість газу дорівнює:

$$f_{\text{г}} = \frac{9}{V_C} \cdot \left(H_m^p + \frac{1}{9} \cdot W^p - 0,0899 \cdot (H_2 + 2CH_4) \cdot V_C \right), \text{ кг/нм}^3, \quad (9)$$

де H_m^p , W^p виражені в кг/кг палива, а H_2 і CH_4 – в нм³.

Усі об'ємні величини відносяться до одного стану газу. Вихід вологого газу визначаємо як суму об'ємів сухого газу і водяної пари:

$$V_{\text{вг}} = V_C + f_{\text{г}} \cdot \frac{V_C}{0,804} = V_C \cdot \frac{0,804 + f_{\text{г}}}{0,804}, \text{ нм}^3/\text{кг}. \quad (10)$$

Витрату повітря під час газифікації 1 кг палива знаходимо з балансу азоту. Азот вводиться з паливом N_2^p і з повітрям:

$$N_2^g = 0,79 \cdot V_{\text{п}}. \quad (11)$$

У газі, отриманому з 1 кг палива, є $N_2^g \cdot V_C$ нм³ азоту.

Баланс азоту такий:

$$0,79 \cdot V_{\text{п}} + N_2^p / 1,25 = N_2^g \cdot V_C. \quad (12)$$

Звідси витрата повітря на процес газифікації:

$$V_{\text{п}} = (N_2^g \cdot V_C - N_2^p / 1,25) / 0,79, \text{ нм}^3/\text{кг палив}. \quad (13)$$

За незначного вмісту азоту в паливі можна допустити, що $N_2^p = 0$, тоді:

$$V_{\text{п}} = N_2^g \cdot V_C / 0,79. \quad (14)$$

Вміст смол у газі під час газифікації деревини становить 0,5–1,0 г/нм³. Вміст пилу в газі залежить від системи очищення газу і не повинна перевищувати 3–4 г/нм³ під час газифікації деревини. Втрати вуглецю із золою під час газифікації деревини становлять 2–3 %.

Кількість розкладеної водяної пари на 1 кг палива знаходимо з матеріального балансу води.

Масова частка води, витрачена на утворення H₂ і CH₄, становитиме:

$$w = (18 \cdot (H_2 + 2CH_4)) / 22,4 \cdot 100, \text{ кг/нм}^3 \text{ газу}. \quad (15)$$

Витрата води на 1 кг вуглецю, який перейшов у газ, дорівнює:

$$W = w \cdot V_C = \frac{22,4 \cdot 18 \cdot (H_2 + 2CH_4) \cdot C_{\text{г}}^p}{22,4} \cdot 12(CO + CO_2 + CH_4), \text{ кг}. \quad (16)$$

Спростивши рівняння (16), отримаємо:

$$W = (1,5 \cdot (H_2 + 2CH_4) \cdot C_{\text{г}}^p) / (CO + CO_2 + CH_4), \text{ кг}. \quad (17)$$

Оскільки частина водню в газі утворюється за рахунок вільного водню палива, то масова частка розкладеної водяної пари на 1 кг палива дорівнює:

$$W_{\text{п.р.}} = \frac{1}{100} \cdot \left(1,5 C_{\text{г}}^p \cdot \frac{H_2 + 2CH_4}{CO + CO_2 + CH_4} - 9 H_m^p \right), \text{ кг}. \quad (18)$$

У процесі газифікації ступінь розкладу водяної пари становить 40–80 %.

Питому масу вологого газу в кг/нм³ визначаємо за формулою

$$y_{\text{г}} = y_{\text{CO}} v_{\text{CO}} + y_{\text{CO}_2} v_{\text{CO}_2} + y_{\text{H}_2} v_{\text{H}_2} + y_{\text{H}_2\text{O}} v_{\text{H}_2\text{O}} + y_{\text{CH}_4} v_{\text{CH}_4} + y_{\text{N}_2} v_{\text{N}_2} + y_{\text{O}_2} v_{\text{O}_2}, \quad (19)$$

де y_{O_2} , y_{N_2} , y_{CH_4} , $y_{\text{H}_2\text{O}}$, y_{H_2} , y_{CO} , y_{CO_2} – питома маса компонентів синтез-газу, кг/нм³, а v_{O_2} , v_{N_2} , v_{CH_4} , $v_{\text{H}_2\text{O}}$, v_{H_2} , v_{CO} , v_{CO_2} – відносний об'ємний вміст компонентів у синтез-газі.

За приходом і витратою тепла в процесі газифікації можна оцінити розподіл всіх втрат тепла (Lys & Mysak, 2012; Moltó, et al., 2013).

Приходом теплового балансу є:

- теплотворність робочого палива, що бере участь у процесі газифікації;
- тепло нагрітого палива;
- тепло підігрітого повітря.

Витратою теплового балансу є:

- теплотворність газу, який отримується з 1 кг палива;
- кількість тепла, що витрачається на нагрів газу, що виходить з газогенератора, залежне від температури газу і теплотворності його компонентів;
- теплотворність недопаленого вуглецю, що втрачається із золою і шлаком;
- втрати тепла в навколишнє середовище;
- втрати тепла у смолі і пилі, що виносяться з газогенератора разом з потоком газу.

Тепловий баланс зазвичай складають за нижчою теплотворністю палива і газу. Температуру відраховують від 0 °С. Нижча теплотворність палива визначається розрахунковим або аналітичним методом.

Аналітично теплотворність палива визначаємо за допомогою калориметра.

Тепло, що витрачається на підігрів повітря, визначаємо залежно від температури (Lys & Mysak, 2012):

$$Q_{нов.} = g_{нов.} c_p t_{нов.}, \text{ кДж/кг}, \quad (20)$$

де: $g_{нов.}$ – масова витрата повітря у процесі газифікації 1 кг палива, кг; c_p – теплоємність повітря, кДж/(кг·°C); $t_{нов.}$ – температура повітря, °C.

У витратній частині теплового балансу найбільшу величину становить теплотворність газу, що отримується під час газифікації палива. Теплотворність газу може бути визначена розрахунковим або калориметричним методом.

Теплотворність сухого газу розраховуємо за таким рівнянням:

$$Q_{н.с.}^{с.} = 127,7 \cdot CO + 107,6 \cdot H_2 + 356,9 \cdot CH_4, \text{ кДж/нм}^3, \quad (21)$$

де CO, H₂ і CH₄ – вміст у газі окису вуглецю, водню і метану в % відносно об'єму. Теплотворність вищих вуглеводнів у цьому рівнянні не враховується.

Теплотворність вологого газу:

$$Q_{н.с.}^{с.} = Q_{н.с.}^{с.} \frac{(100 - v_n)}{100}, \text{ кДж/нм}^3, \quad (22)$$

де v_n – відносний об'єм пари у складі вологого газу.

Кількість тепла, що витрачається на підігрів газу, який отримується з 1 кг палива, знаходимо за рівнянням

$$Q_2 = c_{p.m.} t_2 v_{в.з.}, \text{ кДж/нм}^3, \quad (23)$$

де: $c_{p.m.}$ – середня теплоємність 1 м³ вологого синтез-газу в кДж/(нм³·°C); t_2 – температура газу на виході з газогенератора; $v_{в.з.}$ – вихід вологого газу з 1 кг палива в нм³.

Середня теплоємність вологого газу:

$$c_{p.m.} = c_{pCO_2} v_{CO_2} + c_{pCO} v_{CO} + c_{pH_2} v_{H_2} + c_{pH_2O} v_{H_2O} + c_{pN_2} v_{N_2} + c_{pCH_4} v_{CH_4} + c_{pO_2} v_{O_2}, \quad (24)$$

де: c_p – середня теплоємність компонентів суміші, кДж/(нм³·°C); v – відносна об'ємна частка компонентів вологого газу.

Для зручності розрахунку в табл. 3 наведено емпіричні рівняння середньої об'ємної теплоємності різних газів і водяної пари.

Табл. 3. Середня об'ємна теплоємність 1 нм³ різних газів і водяної пари за постійного тиску

Газ	Температурні межі застосування рівняння, °C	Рівняння середньої об'ємної теплоємності, кДж/(нм ³ ·°C)
Окис вуглецю	100–1600	1,292 + 0,000118·t
Двоокис вуглецю	100–800	1,6739 + 0,000062·t
Водень	800–1700	1,9713 + 0,000248·t
Водяна пара	100–1600	1,2905 + 0,0000392·t
Метан	100–2000	1,4681 + 0,000244·t
Азот	–	1,655 + 0,000934·t
Кисень	100–1600	1,2884 + 0,000112·t
Повітря	100–1300	1,3127 + 0,00016·t
	100–1600	1,2942 + 0,000114·t

Для визначення теплових втрат з недопаленим вуглецем у золі, шлаку і пилі збирають за певний час відходи з газогенератора і визначаємо вміст у них золи $A_{ш}^c$ і вологи $W_{ш}^p$.

Кількість недопаленого вуглецю $C_{ш}$ в кг у золі і шлаку на 1 кг палива визначаємо за рівнянням

$$C_{ш} = \frac{g_{ш}}{\tau \cdot G_n} \left(\frac{100 - W_{ш}^p}{100} \right) \left(\frac{100 - A_{ш}^c}{100} \right), \quad (25)$$

де: τ – час, упродовж якого назбиралося $g_{ш}$ кг відходів, год; G_n – витрата палива, кг/год.

Вмістом інших горючих елементів у відходах палива нехтуємо.

Кількість тепла, що міститься в недопаленому вуглеці золи і шлаку, становитиме:

$$Q_{ш} = 33940 \cdot C_{ш}, \text{ кДж/кг палива}. \quad (26)$$

Втрати тепла з пилом, що виноситься з газогенератора, незначні.

Вміст вуглецю в пилі знаходимо за рівнянням

$$C_n = g_n \left(\frac{100 - W_n^p}{100} \right) \left(\frac{100 - A_n^p}{100} \right), \quad (27)$$

де: g_n – кількість пилу, що виноситься з газогенератора, кг/кг палива; W_n^p – вміст вологи в пилі; A_n^p – вміст золи в сухому пилі.

Кількість пилу, що виноситься з газогенератора:

$$g_n = \frac{G_n}{\tau \cdot G_T}, \text{ кг/кг палива}, \quad (28)$$

де: G_n – кількість пилу, зібраного у фільтрі за час τ , кг; τ – час накопичення пилу у фільтрі, год; G_T – витрата палива, кг/год.

Кількість тепла, що втрачається з вуглецем, який міститься в пилі:

$$Q_n = 33940 \cdot C_n, \text{ кДж/кг палива}. \quad (29)$$

Для визначення кількості пилу, що виноситься з газогенератора, зважують пил, що збирається у фільтрі.

Втратами тепла, що виноситься з газогенератора із смолою, нехтують, оскільки кількість смоли невелика і не перевищує 1 г/нм³ газу.

Коефіцієнт корисної дії газогенератора знаходимо з відношення нижчої теплотворності синтез-газу до нижчої теплотворності палива, витраченого для отримання газу:

$$\eta_c = \frac{V_c Q_{н.с.}^{с.}}{Q_{ш}^p}, \quad (30)$$

де: V_c – вихід сухого синтез-газу палива, нм³/кг; $Q_{н.с.}^{с.}$ – нижча теплотворність сухого синтез-газу, кДж/нм³; $Q_{ш}^p$ – нижча теплотворність робочого палива, кДж/кг.

Результати розрахунку матеріального і теплового балансів процесу газифікації деревини (на прикладі породи сосна). Складемо матеріальний і тепловий баланси на основі експериментальних досліджень процесу газифікації деревини породи сосна (*Pinus sylvestris*).

Склад подрібненої деревини породи сосна (*Pinus sylvestris*) в робочому стані: $C^p = 28,4\%$; $H^p = 5,2\%$; $O^p = 22,7\%$; $A^p = 0,7\%$; $W^p = 43\%$. Нижча теплотворна здатність деревини породи сосна (*Pinus sylvestris*) рівна $Q_{ш}^p = 11443$ кДж/кг.

У процесі газифікації деревини породи сосна (*Pinus sylvestris*) отримано сухий генераторний газ такого складу (дод. Б.1): CO = 32,8%; H₂ = 25,9%; CO₂ = 5,3%; CH₄ = 7,7%; N₂ = 28,1%; O₂ = 0,2%. Нижча теплота згорання синтез-газу $Q_{н.с.}^{с.} = 9875$ кДж/нм³. У фільтрі зібрано $G_n = 2,2$ кг пилу за $\tau = 5$ год роботи газогенератора. Відсоток золи в пилі – $A_n^c = 80\%$; вологість пилу $W_n^p = 5\%$. Витрата палива $G_T = 21$ кг/год. Кількість відходів, зібраних у зольнику, дорівнює 0,096 кг/кг палива.

Зольність відходів $A_{ш}^e = 72\%$, вологість відходів (золи, шлаку) $W_{ш}^p = 2\%$.

Визначимо втрати вуглецю із золи, шлаку і пилу, що вийшли з газогенератора.

Визначаємо спочатку кількість пилу, що виноситься з газогенератора:

$$g_n = \frac{2,2}{5 \cdot 21} = 0,02 \text{ кг/кг палива.} \quad (31)$$

Тоді вміст вуглецю в пилі дорівнює:

$$C_n = 0,02 \left(\frac{100-5}{100} \right) \cdot \left(\frac{100-80}{100} \right) = 0,0038 \text{ кг.} \quad (32)$$

Приймаючи, що $\frac{g_{ш}}{\tau G_T} = 0,096$ кг/кг палива, то вміст вуглецю в золі і шлаку буде дорівнювати:

$$C_{ш} = 0,096 \cdot \left(\frac{100-2}{100} \right) \cdot \left(\frac{100-72}{100} \right) = 0,0263 \text{ кг.} \quad (33)$$

Сумарна кількість вуглецю, втраченого на 1 кг палива:

$$C_{ав.} = 0,0038 + 0,0263 = 0,0301 \text{ кг/кг палива.} \quad (34)$$

Вихід сухого газу з 1 кг деревини знаходимо за такою формулою:

$$V_C = \frac{1,867(28,4 - 3,01)}{32,8 + 5,3 + 7,7} = 1,035 \text{ нм}^3/\text{кг.} \quad (35)$$

Далі визначаємо вологість газу, враховуючи, що з дуттям пара не вводиться. При цьому нехтуємо вмістом вологи повітря, що всмоктується в газогенератор (кг/нм³):

$$f_T = \frac{9}{1,035} \left[0,052 + \frac{0,43}{9} - 0,0899 \cdot (0,259 + 2 \cdot 0,077) \cdot 1,035 \right] = 0,533. \quad (36)$$

Такому вмісту вологи в газі відповідає такий об'єм водяної пари у вологому газі:

$$V_{H_2O} = \frac{0,533 \cdot 22,4}{43} = 0,277 \text{ м}^3/\text{нм}^3 \text{ газу.} \quad (37)$$

Склад вологого газу, що визначається перерахунком сухого газу на вологий, перемножуючи об'ємне значення кожного компонента сухого газу на $(100-27,7)/100 = 0,723$.

Отримаємо такий склад вологого газу: CO = 23,71 %, CO₂ = 3,83 %, H₂ = 18,72 %, CH₄ = 5,56 %, H₂O = 27,7 %; N₂ = 20,31 %; O₂ = 0,14 %.

Визначимо питому масу вологого газу, підставляючи в рівняння значення питомої маси газу і об'ємний вміст газу у вологому стані:

$$y_T = 1,25 \cdot 0,2371 + 1,965 \cdot 0,0383 + 0,0899 \cdot 0,1872 + 0,717 \cdot 0,0556 + 0,804 \cdot 0,277 + 1,25 \cdot 0,2031 + 1,429 \cdot 0,0014 = 0,91 \text{ кг/нм}^3. \quad (38)$$

Знаходимо вихід вологого газу з 1 кг палива:

$$V_{B.T.} = 1,035 + \frac{0,533 \cdot 1,035}{0,804} = 1,72 \text{ нм}^3/\text{кг палива.} \quad (39)$$

Масова кількість вологого газу, що отримується з 1 кг палива:

$$g_{B.T.} = y_T \cdot V_{B.T.} = 0,91 \cdot 1,72 = 1,56 \text{ кг/кг палива.} \quad (40)$$

Знаходимо об'єм повітря, що витрачається під час газифікації 1 кг деревини, підставляючи величину $V_{B.T.}$ на місце V_C :

$$V_{п} = N_2^T \cdot V_C / 0,79 = 0,28 \cdot 1,72 / 0,79 = 0,61 \text{ нм}^3/\text{кг палива.} \quad (41)$$

Масова кількість повітря на 1 кг деревини:

$$g_n = y_n \cdot V_n = 1,293 \cdot 0,61 = 0,788 \text{ кг/кг палива.} \quad (42)$$

У табл. 4 складено матеріальний баланс процесу газифікації соснової деревини.

Табл. 4. Матеріальний баланс процесу газифікації соснової деревини

Прихід		Витрата	
Деревина	1,00 кг	Вологий газ	1,56 кг
Повітря	0,788 кг	Зола і шлак	0,096 кг
		Пил	0,02 кг
Всього	1,788 кг	Всього	1,676 кг

Знайдемо розбіжність у матеріальному балансі:

$$\frac{1,788 - 1,676}{1,788} \cdot 100 = 6,2\%. \quad (43)$$

Розбіжність у матеріальному балансі становить 6,2 %, що знаходиться в допустимих межах. Коефіцієнт корисної дії газогенератора становитиме:

$$\eta_c = \frac{1,035 \cdot 9875}{11443} = 0,89. \quad (44)$$

Теплові втрати з вуглецем, який міститься в пилі та золі і шлаку (кДж/кг):

$$Q_n = 33940 \cdot (C_n + C_{ш}) = 33940 \cdot (0,0038 + 0,0263) = 1021,59. \quad (45)$$

У табл. 5 складено тепловий баланс процесу газифікації соснової деревини.

Табл. 5. Тепловий баланс процесу газифікації соснової деревини

Прихід тепла	
Теплотворність палива	11443 кДж/кг
Витрата тепла	
Теплотворність газу	9875 кДж/нм ³ · 1,035 нм ³ /кг = 10220,62 кДж/кг палива
Втрати тепла з пилом, золою та шлаком	1021,59 кДж/кг палива
Інші втрати	200,82 кДж/кг палива

З теплового балансу бачимо, що під час газифікації соснової деревини невеликі втрати тепла виходять внаслідок винесення пилу і втрат вуглецю з золою і шлаком.

Обговорення результатів дослідження. Розроблено високоефективний газогенератор із суцільним шаром, що відрізняється від відомих конструкцій газогенераторів. Використання газогенераторів запропонованої конструкції дає змогу підвищити ефективність процесу термічного перероблення твердого палива в газоподібне паливо шляхом збільшення швидкості та інтенсивності процесу газифікації палива (Mysak, Lys & Martyniak-Andrushko, 2017; Lys, 2017a, 2017b), а також вирішити проблеми екологічної утилізації промислових та побутових відходів деревини, отримання дешевої енергії та екологічного стану довкілля.

На основі аналізу теоретичних положень та експериментальних досліджень розроблено метод розрахунку процесу газифікації деревини, який дає змогу провести розрахунок параметрів робочого процесу в газифікаторі зі суцільним шаром, засновану на рівняннях теплового і матеріального балансів. Розбіжність у матеріальному балансі становить 1,4 %, що знаходиться в допустимих межах. З теплового балансу виходить, що під час газифікації соснової деревини невеликі втрати тепла виходять внаслідок винесення пилу і втрат вуглецю з золою і шлаком.

Дослідження є продовженням роботи щодо підвищення ефективності процесу газифікації низькосортних палив у суцільному шарі як альтернатива спалюванню природного газу та газифікації вугілля і вони триватимуть в майбутньому.

Висновки. Проаналізовано фізичні моделі процесу газифікації твердого палива, які дають змогу побудувати методику розрахунку параметрів робочого процесу у

газифікаторі, засновану на рівняннях теплового і матеріального балансів, вигорання і газифікації вуглецю, що сприяє підвищенню екологічних показників, скороченню термінів розроблення агрегатів, модернізації наявних інженерних методів розрахунку та проектування обладнання, пошуку оптимальних умов функціонування апаратів та раціональних шляхів використання палив.

Унаслідок проведених теоретичних та експериментальних досліджень розроблено метод розрахунку процесу газифікації деревини, який дає змогу провести розрахунок параметрів робочого процесу в газифікаторі зі суцільним шаром.

Складено матеріальний і тепловий баланси на основі експериментальних досліджень процесу газифікації деревини породи сосна (*Pinus sylvestris*). Розбіжність у матеріальному балансі становить 1,4 %, що знаходиться в допустимих межах. З теплового балансу виходить, що під час газифікації деревини невеликі втрати тепла виходять внаслідок винесення пилу і втрат вуглецю зі золою і шлаком.

Перелік використаних джерел

- Al-Rabbi, Amal S., Onwudili, Jude A., & Williams, Paul T. (2016). Thermal decomposition and gasification of biomass pyrolysis gases using a hot bed of waste derived pyrolysis char. *Bioresource Technology*, 204, 71–79. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.12.016>
- Hejazi, Bijan, Grace, John R., Bi, Xiaotao, & Mahecha-Botero, Andrés. (2017). Kinetic model of steam gasification of biomass in a bubbling fluidized bed reactor. *Energy Fuels*, 31(2), 1702–1711. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.6b03161>
- Islam, Piash Mahmudul, Faruque, Hossain Md, & Zakia, Parveen. (2016). Physico-chemical properties and nutrient content of some slow pyrolysis biochars produced from different feedstocks. *Bangladesh Journal of Scientific Research*, 29(2), 111–122. <https://doi.org/10.3329/bjsr.v29i2.323>
- La Villetta, M., Costa, M., & Massarotti, N. (2017). Modelling approaches to biomass gasification: A review with emphasis on the stoichiometric method. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 74, 71–78. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.02.027>
- Lopez, Gartzten, Alvarez, Jon, Amutio, Maider, Arregi, Aitor, Bilbao, Javier, & Olazar, Martin. (2016). Assessment of steam gasification kinetics of the char from lignocellulosic biomass in a conical spouted bed reactor. *Energy*, 107, 493–501. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.04.040>
- López-González, D., Fernandez-Lopez, M., Valverde, J. L., & Sanchez-Silva, L. (2014). Gasification of lignocellulosic biomass char obtained from pyrolysis: Kinetic and evolved gas analyses. *Energy*, 71, 456–467. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.04.105>
- Lys, S. S. (2017a). Termichne pereroblennia nyzkosortnykh palyv u hazopodibne palyvo dlia vykorystannia v teploenerhetychnykh ustanovkakh. *Scientific Bulletin of UNFU*, 27(3), 145–147. <https://doi.org/10.15421/40270332>
- Lys, S. S. (2017b). Analiz eksperymentalnykh doslidzhen protsesu hazyfikatsii nyzkosortnykh palyv. *Scientific Bulletin of UNFU*, 27(1), 154–156. <https://doi.org/10.15421/40270136>
- Lys, S. S., & Mysak, Y. S. (2012). Fizyko-khimichna model protsesu hazyfikatsii derevyny. *Visnyk inzhenernoi akademii Ukrainy*, 2, 301–304. [In Ukrainian].
- Mingaleeva, G., Ermolaev, D., & Galkeeva, A. (2016). Physico-chemical foundations of produced syngas during gasification process of various hydrocarbon fuels. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 18, 297–304. <https://doi.org/10.1007/s10098-015-0988-8>
- Moltó, Julia, Barneto, Agustín G., José, Ariza, & Conesa, Juan A. (2013). Gas production during the pyrolysis and gasification of biological and physico-chemical sludges from oil refinery. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 103, 167–172. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2012.09.012>
- Mysak, Y., Lys, S., & Martynyak-Andrushko, M. (2017). Research on gasification of low-grade fuels in a continuous layer. (Vol. 2). *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 8(86), 16–23. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2017.96995>
- Tapas, Kumar Patra, & Sheth, Pratik N. (2015). Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 50, 583–593. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.05.012>
- Zhang, Yan, Zheng, Yan, Yang, Mingjun, & Song, Yongchen. (2016). Effect of fuel origin on synergy during co-gasification of biomass and coal in CO₂. *Bioresource Technology*, 200, 789–794. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.10.076>
- Zhiqiang, Wu., Shuzhong, Wang, Zhengyuan, Luo, & Lin, Chen. (2017). Physico-chemical properties and gasification reactivity of co-pyrolysis char from different rank of coal blended with lignocellulosic biomass: Effects of the cellulose. *Bioresource Technology*, 235, 256–264. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.03.121>

S. S. Lys, M. M. Semerak, O. H. Yurasova

Lviv Polytechnic National University, Lviv, Ukraine

DEVELOPMENT OF A METHOD FOR CALCULATING THE PROCESS OF GASIFICATION OF LOW-GRADE FUELS IN A CONTINUOUS LAYER ON THE BASIS OF EXPERIMENTAL RESEARCH

The composition and calorific value of the synthesis gas obtained as a result of gasification of low-grade fuel may vary depending on various factors. The main factors influencing the process of wood gasification are the size of the particles, the amount of air supplied to the gasification chamber, and a number of other factors depending on the gas that is gasified and the parameters of the gasifier. To date, the physical models of the solid fuel gasification process have been developed and covered in literary sources and scientific articles, which allow to construct a method for calculating the parameters of the working process in a gasifier based on the equations of thermal and material balances, the burning and carbonization of gas, and also heat exchange of particles with a layer and with the wall of the gas generator. However, these physical models are designed for a specific type of gasifier. Therefore, there is a need to develop a method for calculating the wood gasification process, which will allow calculation of the parameters of the working process in a gasifier with a continuous layer, which is most technologically and constructively simple. The main goal of the work is to develop a method for calculating the gasification process of low-grade fuel, which will allow the calculation of the parameters of the working process in a gasifier with a continuous layer, which is the most technologically and structurally simple. Used standardized methods for conducting research of the process of gasification of low-grade fuel. In the process of developing a gas generator plant, which allows the production of synthesis gas, modern methods of using appropriate monitoring devices are used. Used mathematical planning of experimental research. A method has been developed for calculating the process of wood gasification, which allows the calculation of the parameters of the working process in a gasifier with a continuous layer, based on the equations of heat and material balances. Based on experimental studies, the material and heat balance of the pine gasification gasification process (*Pinus sylvestris*) was compiled. It is shown that during gasification of pine wood, small heat losses are obtained as a result of dust removal and carbon losses with ash and slag.

Keywords: lower heat of combustion; synthesis gas; material and heat balance; gasification of low-grade fuel.