

Розроблені методи моделювання систем електропостачання дозволяють підвищити достовірність інформації про параметри і режими роботи електроенергетичних систем.

Список використаних джерел

1. Сегеда М. С. Електричні мережі та системи: Підручник. Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2009. 488 с.
2. Півняк Г.Г., Шидловський А.К., Кігель Г.А., Рибалко А.Я., Хованська О.І. Особливі режими електричних мереж: Навчальний посібник. Дніпропетровськ: Національний гірничий університет, 2009. 376 с.
3. Василець С.В., Василець К.С. Техніка високих напруг: навчальний посібник. Рівне : НУВГП, 2018. 187 с.

DOI 10.70286/EOSS-27.10.2025.006

ОЦІНКА ТЕРМОХІМІЧНОЇ КОНВЕРСІЇ БІОМАСИ В МОДИФІКОВАНОМУ ГАЗИФІКАТОРІ НИЖНЬОГО ХОДУ

Вольчин Ігор

д.т.н., професор

Кобзар Сергій

к.т.н., старший науковий співробітник

Шахбазов Ілля

аспірант

Ясинецький Андрій

к.т.н.

Інститут теплоенергетичних технологій НАН України, Україна

Перспективним способом переробки органічних речовин (біомаси або органічних фракцій відходів) є термохімічна конверсія шляхом піролізу, що дозволяє отримати твердий біовуглець (кокс), рідке паливо та газоподібні продукти. Серед газифікаційних установок малих потужностей, газифікатори нижнього ходу з фіксованим шаром відрізняються нескладною конструкцією та низьким вмістом смол в газоподібних продуктах [1].

Біомаса в газифікаторі, в умовах нестачі кисню та під впливом температури, проходить процеси сушіння, піролізу, часткового окислення та газифікації. Процес піролізу суттєво впливає на склад кінцевого продукту. Залежно від тривалості його проходження (повільний або швидкий), продуктами піролізу може бути переважно твердий вуглець, або рідка речовина [2]. Тому, пропонується розширити зону піролізу в газифікаторі нижнього ходу за

допомогою внутрішньої піролізної камери, яка розміщується всередині основної камери газифікатора. Однак, піроліз біомаси у запропонованій внутрішній камері газифікатора потребує попередньої оцінки математичними методами.

У представленій роботі виконано CFD-дослідження процесу піролізу деревної біомаси, характеристики якої обираються на основі рекомендацій в літературі [3], у внутрішній піролізній камері модифікованого газифікатора нижнього ходу. Для цього використовується нестационарна багатофазна CFD-модель на основі гетерогенної моделі Ейлера, що перевірено у придатності для багатофазних потоків [4]. Розрахункова область піролізної камери представляє собою циліндр діаметром 80 мм та висотою 600 мм (Рис. 1). Визначення концентрацій продуктів піролізу виконано у наведених розрахункових точках ($h1$ - $h4$), що знаходяться на різній висоті (h) вздовж осі піролізної камери.

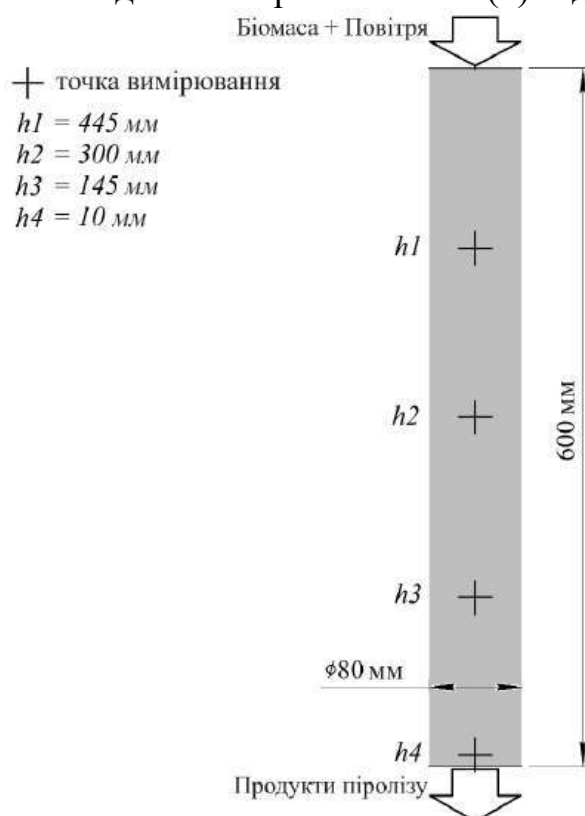


Рисунок 1. Геометрія розрахункової зони піролізної камери

Багатофазна модель складається з двох окремих Ейлеревих сумішей: одна вважається твердою та дисперсною фазою, інша – газоподібною. Тверда фаза на початку розрахунку складається з 87% сухої біомаси, 10% води і 0% коксу (решту займає зола). Газоподібна фаза на початку розрахунку складається з повітря, масовий вміст кисню якого 23,3% (інше азот). Температура стінки реактора задається вже нагрітою до 973 К, цим же значенням обмежується температура на виході. Розрахункова область вже завантажена біомасою, яка нагрівається по всій висоті від стінки реактора. Зверху надходить повітря з мінімальною швидкістю, що необхідне для просування летких речовин.

Піроліз відповідає термічному розкладанню сухої біомаси, що призводить до утворення летких сполук (головним чином CO, CO₂, H₂, легких вуглеводнів, смоли) та вуглецевого залишку. Він відбувається в серії хімічних реакцій, що протікають при температурах від 150 до 700°C. Але зазвичай у реакторах з нерухомим шаром, це розглядають як одностадійну глобальну реакцію першого порядку з утворенням газів [5].

Хімічні реакції моделюються за стандартним законом Арреніуса, залежно від константи швидкості (A), енергії активації (E_a) та температури (T):

$$k_i = A_i \cdot e^{-\frac{E_i}{RT}} \quad (1)$$

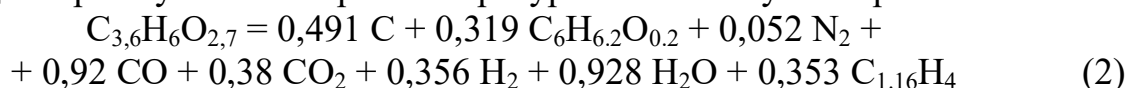
До гетерогенних реакцій відноситься процес випаровування вологи, термічного розкладання біомаси, часткового окислення твердого вуглецю та його конверсії завдяки CO₂, H₂O, H₂. Леткі речовини, що виділяються під час первинного розкладання деревини, нестабільні та розпадаються на газоподібні сполуки і смоли.

У результаті термічної конверсії біомаси утворюються гази, смола і твердий залишок, який складається з біовуглецю та золи. Термохімічна конверсія біовугілля відбувається за певного часу перебування частинок у реакторі, до того ж ця конверсія набагато повільніша ніж газоподібні реакції.

Гомогенні реакції відбуваються у газовій фазі між утвореними, при розкладанні біомаси, компонентами і киснем, включаючи деструкцію смоли. Перетворення смоли описується простою моделлю термічної деструкції, яка розділяє продукт на легкі гази.

Використовуючи стехіометричний підхід [6, 7], визначено молі летких речовин, невід'ємні значення яких знаходяться в діапазоні температур 674-1092 K.

Процес піролізу біомаси при температурі 973 K описується рівнянням:



У результаті моделювання процесу піролізу деревної біомаси в піролізній камері модифікованого газифікатора нижнього ходу записано зміну температури твердої фази, розподіл концентрацій компонентів газової фази в осьовому перерізі реактора та миттєві значення концентрацій в радіальному напрямку протягом часу розрахунку в точках вимірювання h1–h4. Температура твердої фази зростає до межового значення 973 K завдяки перевазі екзотермічних реакцій та постійної температури стінки реактора.

Поля масових концентрацій водню, що наведено на рис. 2, зафіксовано в поздовжньому осьовому перерізі реактора у моменти часу 10, 20, 40 і 100 с. Водень починає утворюватися у пристінних областях практично по всій довжині реактора. Кількість H₂ швидко збільшується від початку розрахунку та досягає максимуму в 15-16 с зі значенням концентрації 0,048 (відносно газової фази, в точках на осі реактора). Далі концентрація водню трохи спадає (до 25 с), що

спричинено взаємодією твердого вуглецю і водню за високих температур і відсутності повітря. Це призводить до утворення метану.

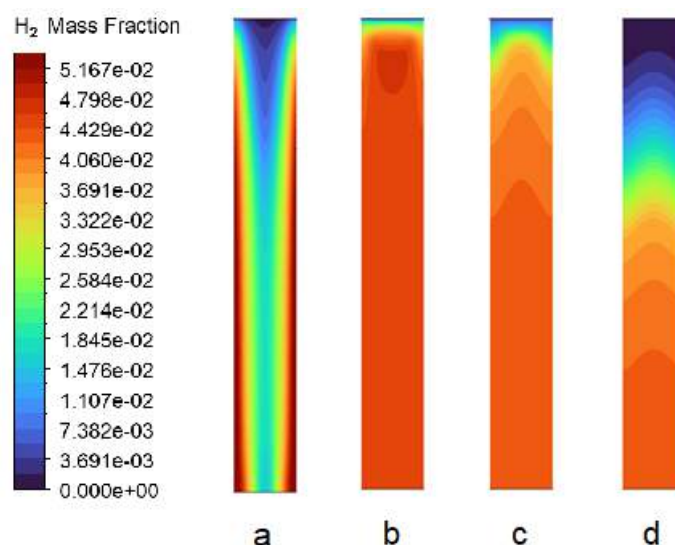


Рисунок 2. Поля масових концентрацій H_2 у моменти часу а) 10, б) 20, в) 40 і д) 100 с

Також отримано розрахунковий склад продуктів піролізу (табл. 1). До газоподібної фази входять оксиди вуглецю, водень, водяна пара, легкі вуглеводні ($CH_4 + C_2H_4$), смола і повітряні гази. До твердої фази входить суха беззолна біомаса, волога, твердий вуглець і зола.

Таблиця 1 – Склад продуктів піролізу

Компоненти	Масова концентрація		Мольна концентрація	
	15 с	35 с	15 sec	35 sec
CO	0,560	0,569	0,387	0,400
CO ₂	0,170	0,173	0,075	0,078
H ₂	0,048	0,044	0,465	0,427
H ₂ O	0,006	$4,13 \cdot 10^{-9}$	0,007	$4,53 \cdot 10^{-9}$
CH ₄ +C ₂ H ₄	$8,83 \cdot 10^{-5}$	0,036	$8,22 \cdot 10^{-5}$	0,037
Смола	0,182	$2,48 \cdot 10^{-5}$	0,043	$6,04 \cdot 10^{-6}$
C ₆ H ₆	$8,87 \cdot 10^{-5}$	0,147	$2,05 \cdot 10^{-5}$	0,037
O ₂	0	0	0	0
N ₂	0,0334	0,0306	0,023	0,021

Частинки біомаси перетворюються на твердий залишок та газоподібні продукти протягом 30 с змодельованого часу. Після цього, продукти піролізу піддаються паровому риформінгу до вичерпання водяної пари. Все це відбувається в межах розрахункової зони піролізної камери.

На виході піролізної камери в момент часу 35 с отримано такий склад продукту (виражений у мольних концентраціях): леткі речовини $\text{CO} = 0,4$, $\text{CO}_2 = 0,078$, $\text{H}_2 = 0,427$, $(\text{CH}_4 + \text{C}_2\text{H}_4) = 0,037$; $\text{C}_6\text{H}_6 = 0,037$; повітряні гази $\text{O}_2 = 0$, $\text{N}_2 = 0,021$. Інші речовини, а саме водяна пара $\text{H}_2\text{O} = 4,53 \cdot 10^{-9}$, вода $\text{H}_2\text{O}(\text{l}) = 9,95 \cdot 10^{-9}$, смола $= 6,04 \cdot 10^{-6}$ і біомаса $= 1,08 \cdot 10^{-4}$, можна вважати відсутніми. Невелика кількість утвореної водяної пари пов'язана з прийнятим механізмом хімічної кінетики і малою швидкістю продувки шару сировини, внаслідок чого компоненти суміші перебувають у реакторі тривалий час.

Дане дослідження проведено в рамках науково-дослідної роботи «Розробка науково-технічних умов та технічної документації на створення транспортного енергетичного комплексу для виробництва електричної та теплової енергії з місцевого палива», конкурс «Наука для зміцнення обороноздатності України», що фінансується Національним фондом досліджень України з державного бюджету, номер проекту 2023.04/0096.

Список використаних джерел

1. Sansaniwal, S.K., Pal, K., Rosen, M.A., & Tyagi, S.K. (2017). Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 72, 363–384. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.038>.
2. SriBala, G., Carstensen, H.-H., Van Geem, K.M., & Marin, G.B. (2018). Measuring biomass fast pyrolysis kinetics: State of the art. *Wiley Interdisciplinary Reviews: Energy and Environment*, 8(2), e326. <https://doi.org/10.1002/wene.326>.
3. Tar and soot modelling of producer gas from biomass pyrolysis and updraft gasifiers / M. Blank et al. BIOS BIOENERGIESYSTEME GmbH. 31st European Biomass Conference and Exhibition, 5-8 June 2023. Italy.
4. Gerber, S., Behrendt, F., & Oevermann, M. (2010). An Eulerian modeling approach of wood gasification in a bubbling fluidized bed reactor using char as bed material. *Fuel*, 89(10), 2903–2917. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2010.03.034>.
5. Yucel, O., & Hastaoglu, M. A. (2016). Kinetic modeling and simulation of throated downdraft gasifier. *Fuel Processing Technology*, 144, 145–154. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.12.023>.
6. Sharma A.K, Ravi M.R, Kohli S. Modelling product composition in slow pyrolysis of wood. *SESI J* 2006. Vol. 16(1). P. 1–11.
7. Thunman, H., Niklasson, F., Johnsson, F., & Leckner, B. (2001). Composition of Volatile Gases and Thermochemical Properties of Wood for Modeling of Fixed or Fluidized Beds. *Energy & Fuels*, 15(6), 1488–1497. <https://doi.org/10.1021/ef010097q>.