

Д.Ю. Білець<sup>1</sup>, Д. В. Мірошниченко<sup>1</sup>, П. В. Карножицький<sup>1</sup>, Ю. В. Ніколайчук<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Національний технічний університет "Харківський політехнічний інститут"

кафедра "Технології переробки нафти, газу та твердого палива"

<sup>2</sup>Донбаський державний педагогічний університет

кафедра загальнотехнічних дисциплін, безпеки життєдіяльності та автосправи

dariabilets@gmail.com

## ВИЗНАЧЕННЯ КІНЕТИЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПРОЦЕСУ СПІЛЬНОЇ ГАЗИФІКАЦІЇ КАМ'ЯНОВУГІЛЬНИХ ФУСІВ З БУРИМ ВУГІЛЛЯМ ТА ШКАРАЛУПОЮ ВОЛОСЬКОГО ГОРІХА

<https://doi.org/10.23939/ctas2020.02.046>

Виконані дослідження сумісної газифікації кам'яновугільних фусів зі шкаралупою волоського горіха та бурим вугіллям в інтервалі температур від 400 до 500 °С, витрата окиснювача (повітря) становила від 0,0005 до 0,004 м<sup>3</sup>/хв. Встановлено, що втрата маси наважки дослідних сумішей у процесі газифікації має S-подібний вигляд. Розроблені математичні та графічні залежності впливу витрати окиснювача на значення констант швидкості реакції та енергії активації газифікації дослідних сумішей.

**Ключові слова:** кам'яновугільні фуси, буре вугілля, шкаралупа волоського горіха, газифікація, константа швидкості, енергія активації

### Вступ

Сучасне коксохімічне виробництво охоплює десятки технологічних процесів, у результаті яких, на жаль, поряд із цільовими продуктами утворюється велика кількість побічних продуктів і відходів, як-от: фуси кам'яновугільні, кисла смолка цеху ректифікації сирого бензолу, кисла смолка сульфатного відділення, смоли та олії БХУ, залишки механічного очищення ємностей, технологічного обладнання, цистерн, що містять смолисті речовини тощо. Впродовж багатьох років головним способом зберігання відходів коксохімічного виробництва було їх складування у відвалах, в результаті чого утворювались "смоляні озера".

На сьогодні багаторічні пошуки шляхів утилізації цих відходів [1–7] вийшли на такі основні напрями:

- повернення в шихту;
- використання як компоненту дорожнього покриття;
- розробка антикорозійних захисних матеріалів на їх основі;
- отримання різних пічних та котельних палив;
- використання їх як зв'язуючого при виготовленні паливних брикетів.

Однак пропоновані способи мають ряд недоліків, наприклад, дорожні в'язкі матеріали,

отримані з використанням таких продуктів, за своїми технологічними властивостями хоча й відповідають чинним вимогам, проте через токсичність їх можна використовувати тільки поза населеними пунктами.

У роботі [8] надруковані результати досліджень відходів коксохімічного виробництва на наявність у них поліароматичних вуглеводнів (ПАВ) та бенз(а)пірену. Безумовно, спалювання таких палив дозволить отримувати енергію, проте з екологічної точки зору це рішення не ідеальне, перш за все, через що утворюються при горінні додаткових кількостей діоксиду сірки та оксидів азоту (NO<sub>x</sub>) порівняно з нафтовим мазутом.

Паливні брикети отримані з використанням як сполучного коксохімічних відходів не особливо відрізняються від пічних і котельних палив і за своєю теплою згоряння, і за впливом на навколишнє середовище. В роботі [9] опубліковані результати досліджень викидів широкого спектру забруднюючих сполук (пил, окиси сірки, азоту та вуглецю, 3,4-бенз(а)пірену, аміаку, ціаністого водню, фенолу, сірководню) при спалюванні в шаровій топці на стендовій котельній установці вугільних брикетів різного складу.

Добавка в шихту коксохімічних відходів здійснюється у вигляді водно-масляних емульсій,

що підвищує вологість шихти, незважаючи на невелику частку її від маси завантаження, а також істотно погіршує санітарні умови робочих у вуглепідготовчому цеху [10, 11].

На нашу думку, найпривабливішим способом утилізувати ці відходи є їхня газифікація.

На кафедрі технологій переробки нафти, газу та твердого палива НТУ “ХПІ” розроблено спосіб утилізації в'язких органічних відходів коксохімічного виробництва з отриманням генераторного газу, який включає низькотемпературну газифікацію суміші відходів коксохімічних виробництв з твердим носієм (а саме, шкаралупи волоського горіха або бурого вугілля) за температурою 400–500 °С з подальшим проходженням утвореної парогазової суміші крізь шар розпеченого коксу (800–1000 °С) [12, 13].

Дослідження з вивчення процесів деструкції органічної маси твердого палива, які відбуваються у заданому температурному інтервалі, допомагають визначити їхні закономірності, специфіку та характер структурно-хімічних перетворень. Відомо, що властивості та компонентний склад продуктів термічної переробки твердих палив залежить не тільки від температури, тиску, середовища перебігу реакцій, властивостей домішок, а також від розміру часток палива та характеру нагрівання [14].

Вивченню кінетичних показників піролізу рослинної сировини, вугілля різних стадій метаморфізму присвячено достатньо уваги [15–22]. Автори дають результати, які базуються на аналізі класичних термогравіметричних досліджень.

### Мета досліджень

Визначення кінетичних характеристик процесу спільної газифікації кам'яновугільних фусів з бурим вугіллям та шкаралупою волоського горіха.

### Матеріали та методи досліджень

Як вихідної сировини для дослідження кінетичних характеристик процесу низькотемпературної газифікації використовували буре вугілля Олександрійського родовища (БВ), шкаралупу волоського горіха (Ш) та кам'яновугільні фуси (КВ) ПАТ “ЗАПОРІЖКОКС”, характеристика котрих представлена в таблиці 1. Згідно з раніше виконаними дослідженнями, найбільш оптимальними сумішами для газифікації виявились такі співвідношення: 90 % (Ш) + 10 % (КФ) та 90 % (БВ) + 10 % (КФ). Гранулометричний склад дослідних зразків 3–5 мм.

Умови проведення експерименту: в розігріту піч 400 або 500 °С вводилась наважка масою  $20 \pm 0,0001$  г та витримувалась від 5 до 40 хв [10, 11]. В піч подавався окиснювач (повітря), його витрата (V) коливалась для Ш та Ш+КФ – 0,0005; 0,001 або 0,002 м<sup>3</sup>/хв.; для БВ та БВ+КФ – 0,002; 0,003 або 0,004 м<sup>3</sup>/хв. Залишок наважки, який залишався після перебування її певний період часу в печі, зважували з точністю  $\pm 0,0001$  г.

При розрахунках кінетичних параметрів процесу конверсії Ш+КФ та Ш, БВ+КФ та БВ враховували той факт, що хімічна кінетика визначає швидкості реакції та параметри від яких ці швидкості залежать [23, 24]. При кінетичних дослідженнях прямим або непрямим способом визначають зміну концентрації речовини в часі.

Розрахунок константи швидкості процесу газифікації для інтервалу часу 0–1 розраховувався, як для реакції першого порядку:

$$\kappa_{0-1} = \frac{2,3}{\tau} \lg \left( \frac{c_0}{c_1} \right) \quad (1)$$

де  $\tau$  – тривалість газифікації, хв;  $c_0$  – вихідна концентрація матеріалу;  $c_1$  – концентрація матеріалу в точці 1, що відповідає точці переходу від початкової до інтенсивної газифікації.

Таблиця 1

### Характеристика сумішей

Суміш	Технічний аналіз, %				Елементний склад, %			
	$W_t^r$	$A^d$	$S_t^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$
БВ	9,4	39,8	2,74	71,0	67,56	6,95	0,89	21,86
Ш	7,6	2,3	0,09	79,9	52,52	5,98	0,19	41,22
КФ	10,2	3,9	0,03	34,9	94,09	4,28	1,29	0,31
90 % (Ш) + 10 % (КФ)	7,86	2,46	0,08	75,40	56,68	5,81	0,30	37,13
90 % (БВ) + 10 % (КФ)	9,48	36,21	2,47	67,39	70,21	6,68	0,93	19,71

Розрахунок константи швидкості процесу газифікації для інтервалу часу 1–2 розраховувався, як для реакції другого порядку:

$$\kappa_{1-2} = \frac{c_2}{\tau \cdot c_0 \cdot (c_0 - c_2)} \quad (2)$$

де  $\tau$  – тривалість газифікації, хв;  $c_0$  – вихідна концентрація матеріалу;  $c_2$  – концентрація матеріалу в точці 2, що відповідає точці переходу від інтенсивної стадії газифікації до її насичення.

Залежність швидкості реакції від температури можна виразити за допомогою рівняння Арреніуса, яке в диференційній формі має вигляд:

$$\frac{d \ln k}{dT} = \frac{E_a}{R \cdot T^2} \quad (3)$$

в інтегральній формі має вигляд:

$$\lg \frac{k_2}{k_1} = \frac{E_a}{2,3 \cdot R} \cdot \left( \frac{T_2 - T_1}{T_2 \cdot T_1} \right) \quad (4)$$

$$\lg k = -\frac{E_a}{2,3 \cdot R \cdot T} + \text{const} \quad (5)$$

$$k = k_o \cdot e^{-\frac{E_a}{R \cdot T}} \quad (6)$$

де  $k_1$  та  $k_2$  – константи швидкості при температурах  $T_1$  та  $T_2$  (температури в К);  $R$  – універсальна газова стала, яка дорівнює 8,314 Дж/(моль·К);  $E_a$  – енергія активації, Дж/моль.

### Результати досліджень та їх обговорення

За отриманими даними були побудовані графічні залежності (рис. 1) ступеня переходу органічної маси наважки в паро- та газоподібні продукти  $\alpha$  залежно від терміну перебування її в печі при заданій температурі.

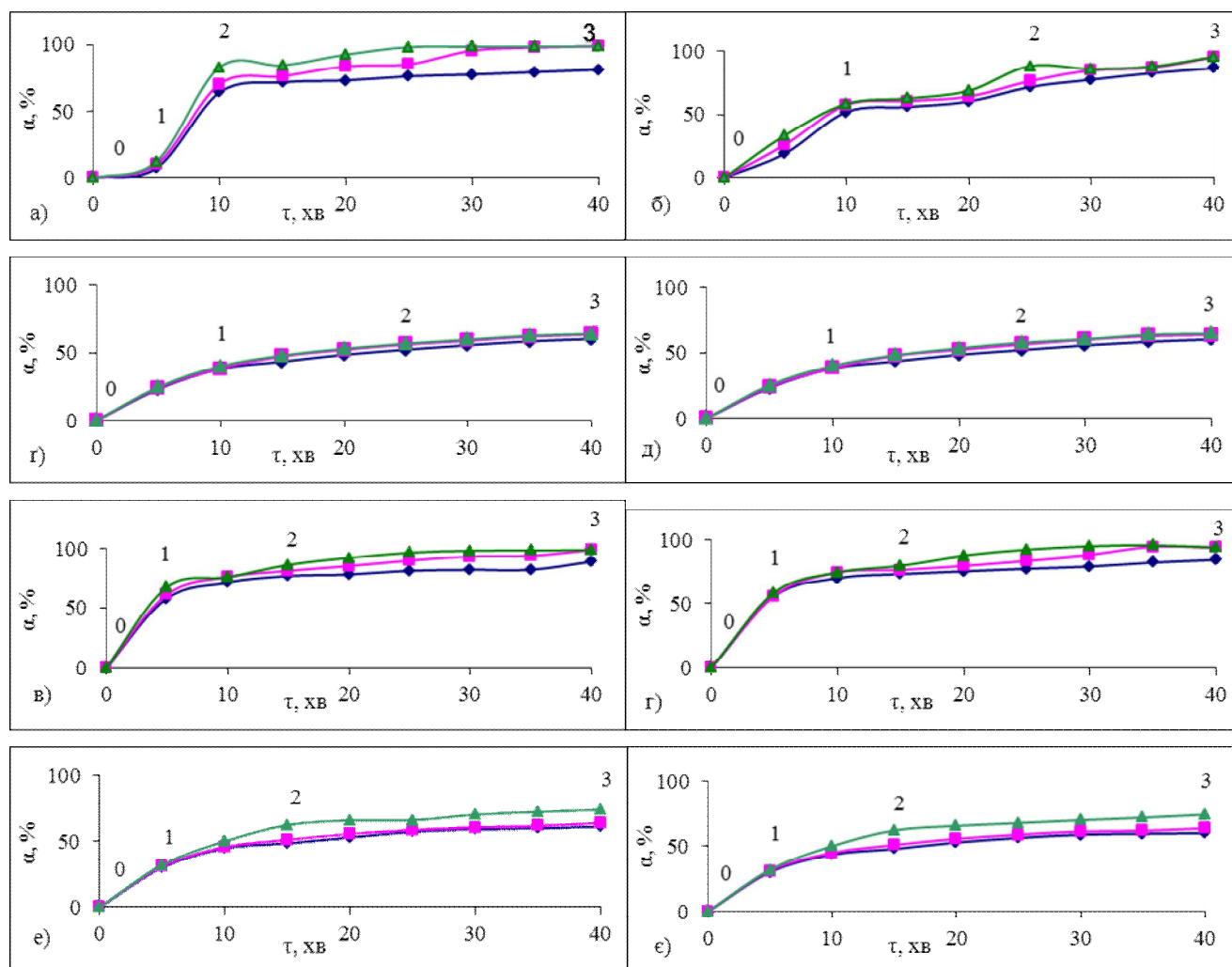


Рис. 1. Ступінь переходу органічної маси наважки в газоподібні продукти: а) Ш за  $t=400$  °С; б) Ш+КФ за  $t=400$  °С; в) Ш за  $t=500$  °С; г) Ш+КФ за  $t=500$  °С; д) БВ за  $t=400$  °С; е) БВ+КФ за  $t=400$  °С; ж) БВ за  $t=500$  °С; з) БВ+КФ за  $t=500$  °С. Витрата окиснювача для а–г: -◆- 0,0005 м³/хв; -■- 0,001 м³/хв; -▲- 0,002 м³/хв; для г–з: -◆- 0,002 м³/хв; -■- 0,003 м³/хв; -▲- 0,004 м³/хв.

Наведені графічні залежності свідчать про те, що процес газифікації має 3 основні стадії: початкову, інтенсивну та стадію насичення. Перехід від однієї до другої стадії позначено на графіку точками: 0 – початок газифікації; 1 – перехід від початкової стадії до стадії інтенсивної газифікації; 2 – перехід від стадії інтенсивної газифікації до стадії насичення; 3 – точка завершення дослідження. Важливо зазначити, що точка 3 не характеризує завершення процесу газифікації, а вказує на кінець досліджу.

За допомогою рівнянь (1) та (2) розраховано значення констант швидкостей процесу газифікації III при 400 °C та на рис. 2.а,б наведено графічні залежності константи швидкості для першої та другої стадії газифікації від витрати окиснювача. Також побудовано математичні залежності, які наведено в таблиці 2. Так само було визначено кінетичні показники для індивідуальних зразків та їхніх сумішей.

Результати досліджень представлено в табл. 2.

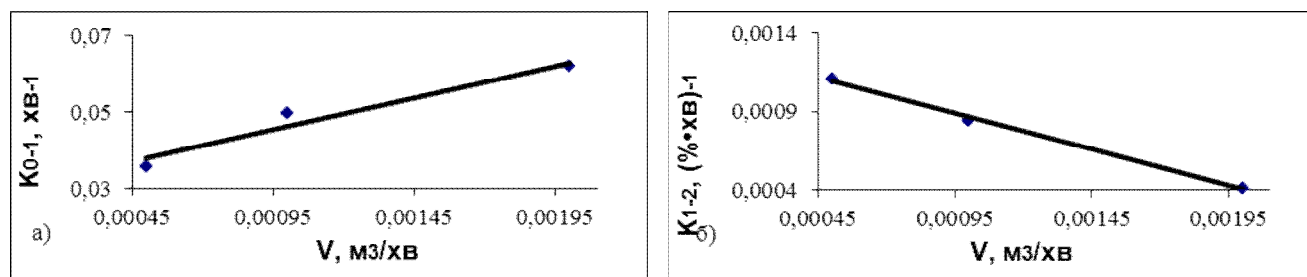


Рис. 2. Графічна залежність константи швидкості від витрати окиснювача на відрізку:  
а) 0–1; б) 1–2

Таблиця 2

Математичні залежності кінетичних показників процесу газифікації та їх статистична оцінка<sup>1</sup>

Умови газ-ції, тем-ра, °C	№	Вид рівняння	Статистична оцінка	
			r	R <sup>2</sup>
III 400 °C	(7)	$k_{0-1} = 16,686 \cdot V + 0,0296$	0,9761	0,9529
	(8)	$k_{1-2} = -0,4614 \cdot V + 0,0013$	0,9982	0,9965
III+КФ 400 °C	(9)	$k_{0-1} = 19,4 \cdot V + 0,1665$	0,8275	0,6847
	(10)	$k_{1-2} = -0,12 \cdot V + 0,0003$	1	1
III 500 °C	(11)	$k_{0-1} = 78 \cdot V + 0,3626$	0,9999	0,9999
	(12)	$k_{1-2} = -0,09 \cdot V + 0,0003$	0,9820	0,9643
III+КФ 500 °C	(13)	$k_{0-1} = 21,143 \cdot V + 0,363$	0,9627	0,9269
	(14)	$k_{1-2} = -0,07 \cdot V + 0,0004$	0,9707	0,9423
БВ 400 °C	(15)	$k_{0-1} = 3,7 \cdot V + 0,1026$	0,9316	0,8679
	(16)	$k_{1-2} = -0,05 \cdot V + 0,0007$	0,866	0,75
БВ+КФ 400 °C	(17)	$k_{0-1} = 3,95 \cdot V + 0,1019$	0,9231	0,8521
	(18)	$k_{1-2} = -0,065 \cdot V + 0,0007$	0,9549	0,9119
БВ 500 °C	(19)	$k_{0-1} = 7 \cdot V + 0,1473$	0,9867	0,9735
	(20)	$k_{1-2} = -0,23 \cdot V + 0,0016$	0,9611	0,9238
БВ+КФ 500 °C	(21)	$k_{0-1} = 6 \cdot V + 0,1527$	1	1
	(22)	$k_{1-2} = -0,25 \cdot V + 0,0016$	0,9692	0,9394

<sup>1</sup> r – коефіцієнт кореляції; R<sup>2</sup> – коефіцієнт детермінації

З отриманих математичних рівнянь видно, що залежність константи швидкості  $k_{0-1}$  та  $k_{1-2}$  при зміні витрати окиснювача з 0,0005 до 0,002 м<sup>3</sup>/хв для Ш та Ш+КФ та з 0,002 до 0,004 м<sup>3</sup>/хв для БВ та БВ+КФ має лінійний характер.

З наведених вище рівнянь (3)–(6) знаходимо енергію активації для шкаралупи волоського горіха з витратою окиснювача 0,0005 м<sup>3</sup>/хв при 400 та 500 °С (тобто 673 та 773 К відповідно) на інтервалі 0–1:

$$E_a = \frac{2,303 \cdot R \cdot T_1 \cdot T_2}{T_2 - T_1} \cdot \lg \frac{k_2}{k_1}$$

$$E_a = \frac{2,303 \cdot 8,314 \cdot 773 \cdot 673}{773 - 673} \cdot \lg \frac{0,402}{0,0358} = 24090475 \text{ Дж/моль}$$

Було розраховано значення енергій активації для досліджуваних матеріалів та на їх підставі побудовано графічні залежності її від витрати окиснювача (рис. 3).

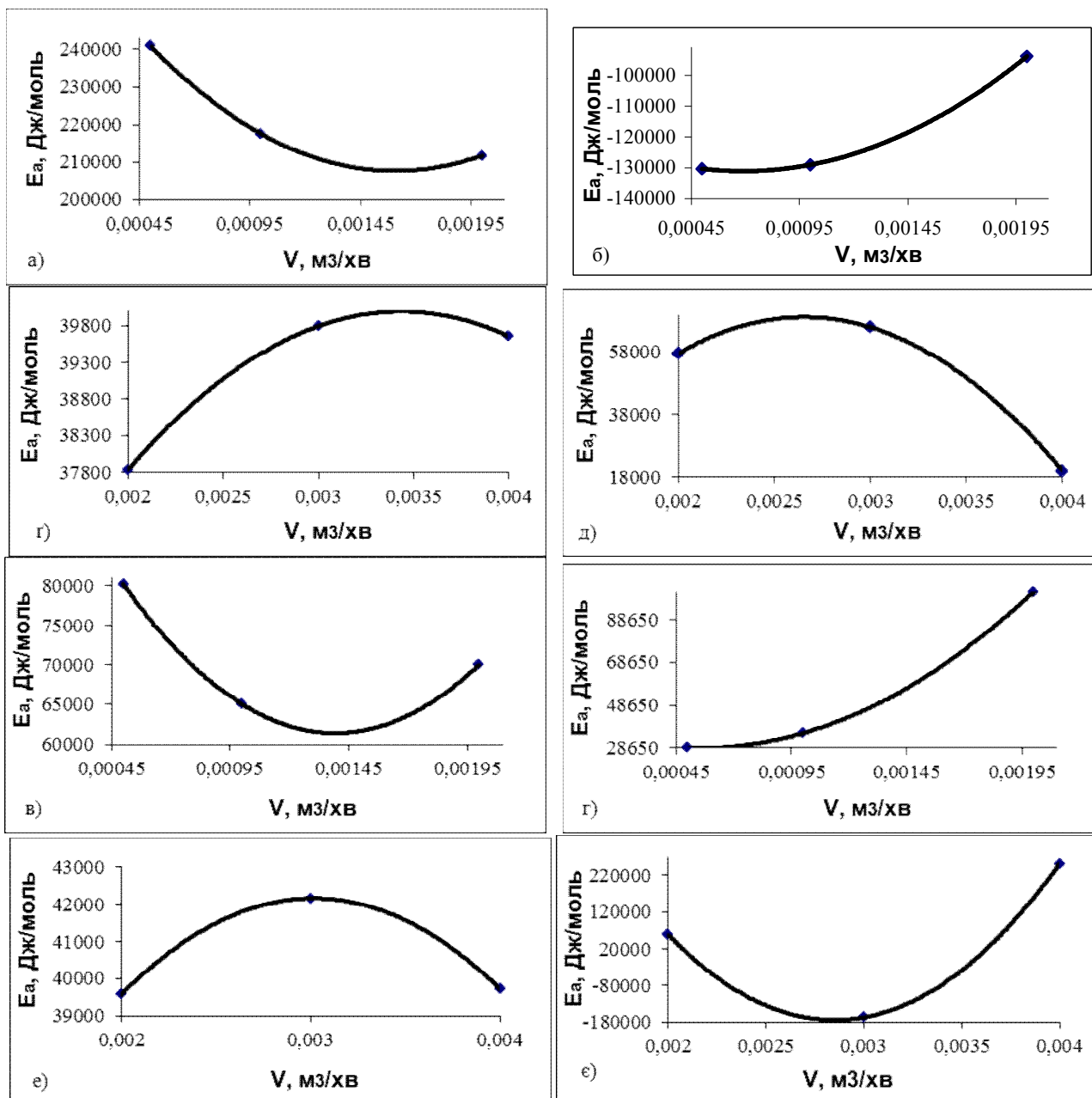


Рис. 3. Графічна залежність  $E_a$  від витрати окиснювача: а) на відрізку 0–1 за 400–500 °С для Ш; б) на відрізку 1–2 за 400–500 °С для Ш; в) на відрізку 0–1 за 400–500 °С для Ш+КФ; г) на відрізку 1–2 за 400–500 °С для Ш+КФ; д) на відрізку 0–1 за 400–500 °С для БВ; е) на відрізку 1–2 за 400–500 °С для БВ; ж) на відрізку 0–1 за 400–500 °С для БВ+КФ; з) на відрізку 1–2 за 400–500 °С для БВ+КФ.

## Математичні залежності енергій активації та їхня статистична оцінка

Наважка	№	Інтервал	Вид рівняння	Статистична оцінка	
				r	R <sup>2</sup>
Ш <sub>400–500</sub>	(23)	0–1	$E_a = 3 \cdot 10^{10} \cdot V^2 - 9 \cdot 10^7 \cdot V + 277750$	1	1
	(24)	1–2	$E_a = 2 \cdot 10^{10} \cdot V^2 - 3 \cdot 10^7 \cdot V - 120716$	1	1
Ш+КФ <sub>400–500</sub>	(25)	0–1	$E_a = 2 \cdot 10^{10} \cdot V^2 - 7 \cdot 10^7 \cdot V + 107043$	1	1
	(27)	1–2	$E_a = 3 \cdot 10^{10} \cdot V^2 - 4 \cdot 10^7 \cdot V + 39281$	1	1
БВ <sub>400–500</sub>	(28)	0–1	$E_a = -1 \cdot 10^9 \cdot V^2 + 7 \cdot 10^6 \cdot V + 27637$	1	1
	(29)	1–2	$E_a = -3 \cdot 10^{10} \cdot V^2 + 1 \cdot 10^8 \cdot V - 122922$	1	1
БВ+КФ <sub>400–500</sub>	(30)	0–1	$E_a = 3 \cdot 10^9 \cdot V^2 + 2 \cdot 10^7 \cdot V + 19357$	1	1
	(31)	1–2	$E_a = 3 \cdot 10^{11} \cdot V^2 - 2 \cdot 10^9 \cdot V + 2 \cdot 10^6$	1	1

У табл. 3 представлено розроблені математичні залежності енергій активації для досліджуваних зразків від витрати окиснювача.

Як видно з представлених рівнянь, залежності енергії активації від витрати окиснювача для досліджуваних зразків на різних відрізках мають поліноміальний характер. Значення коефіцієнтів кореляції та детермінації свідчать про достовірність досліджень.

Слід зазначити, що на експериментальну  $E_a$  впливає не тільки витрата окиснювача, а також і наявність КФ порівняно з вихідним твердим носієм

Наприклад, при газифікації Ш з графіків видно, що на першій стадії нам необхідно затратити енергію, вже на другій стадії ми отримуємо майже половину затраченої енергії, тоді як за таких самих умов при газифікації Ш+КФ нам постійно треба витрачати енергію на проведення цього процесу, хоча при витраті окиснювача 0,0005 та 0,001 м<sup>3</sup>/хв на другій стадії нам необхідно наполовину менше енергії, ніж на першій стадії.

При газифікації БВ нам постійно треба докласти зусиль, однак на другій стадії при витраті окиснювача 0,002 та 0,003 м<sup>3</sup>/хв нам необхідно вдвічі більше енергії, ніж на першій стадії, однак при витраті 0,004 м<sup>3</sup>/хв нам необхідно вдвічі менше енергії, ніж на першій стадії.

При газифікації БВ+КФ спостерігається постійне поглинання енергії, однак на другій стадії при витраті окиснювача 0,003 м<sup>3</sup>/хв., на відміну від інших витрат, спостерігається виділення енергії в достатньо великій кількості.

## Висновки

Встановлено, що процес газифікації кам'яновугільних фусів зі шкаралупою волоського

горіха та бурим вугіллям в інтервалі температур від 400 до 500 °С та витраті окиснювача (повітря) від 0,0005 до 0,004 м<sup>3</sup>/хв. має S-подібний вигляд і має 3 основні стадії: початкову, інтенсивної газифікації та насичення.

Розроблені математичні та графічні залежності впливу витрати окиснювача та температури дослідження на кінетичні характеристики процесу газифікації.

Доведено, що додавання кам'яновугільних фусів до шкаралупи волоського горіха та бурого вугілля суттєво змінює кінетичні характеристики процесу їх газифікації.

## References

1. Starovoit, A. G., Pidgursky, I. I., Toryanik, E. I., Shulga, I. V., Dolzhanskaya, Yu. B., & Teleshev, Yu. V. (2000). Utilizatsiya otkhodov koksokhimicheskogo proizvodstva. 1. Otkhody tsekhov ulavlivaniya i seroочistki. *Koks i Khimiya*, 6, 35–43. [in Russian]
2. Gulyaev, V. M., & Panchenko, N. I. (2007). Novyy spsob uplotneniya ugol'nykh shikht kak metod snizheniya vrednykh vybrosov pri koksovanii. *Uglekhim. Zh.*, 3–4, 20–24. [in Russian]
3. Borisenko, A. I., Avilova, N. I., Bliznyukova, M. I., & Smirnova, T. P. (2008). Ispol'zovaniye otkhodov koksokhimicheskogo proizvodstva v sostave vodnomaslyanykh emul'siy dlya podachi v ugol'nyu shikhtu. *Uglekhim. Zh.*, 3–4, 71–76. [in Russian]
4. Sabirova, T. M., Ryvkin, I. Yu., Eremin, A. Ya., Litvin E. M., & Babanin V. I. (2002). O svoystvakh i primeneniі dispersiy tonkoizmel'chennykh fusov. *Koks i Khimiya*, 8, 33–37. [in Russian]
5. Trifanov, V. N., Gorshkov, P. G., Belyanichev, A. N., Pomazan, A. G., Toryanik, E. I., Lyubov, A. A., Kuznechenko, V. M., Mal'ko, N. I., & Sytnik A. V. (2007). Osobennosti proizvodstva koksa iz ugol'noy shikhty s uchastiyem organicheskikh dobavok. *Koks i Khimiya*, 6, 23–31. [in Russian]
6. German, K. E., & Borisenko, A. I. (2014). Problemy proizvodstva kotel'nogo topliva iz koksokhimicheskogo syr'ya. *Uglekhim. Zh.*, 5–6, 48–54. [in Russian]

7. Egorov, V. M., & Maly, E. I. (2003). Kamenno-ugol'nyye fusy kak svyazuyushcheye i vosstanovitel' pri poluchenii rudno-uglerodistykh briketov. *Uglekhim. Zh.*, 1–2, 47–48. [in Russian]
8. Zhuravleva, N. V. (2007). Polycyclic aromatic Hydrocarbons in coke-industry wastes. *Coke and Chemistry*, 50 (6), 173–175.
9. Volynkina, E. P., Kudashkina, S. A., & Strakhov, V. M. (1998). Vliyaniye sostava ugol'nykh briketov na vybrosy vrednykh veshchestv pri szhigani. *Koks i Khimiya*, 9, 42–44. [in Russian]
10. Titushkin, V. A., Guryev, E. S., & Poluyan, L. V. (2015). Toxic hazards of coke production. *Coke and Chemistry*, 58 (12), 487–491.
11. Borisenko, A. L. (2010). Periodichnost' kontrolya soderzhaniya politsiklicheskikh aromaticeskikh uglevododorodov v vozdukhie rabochey zony koksokhimicheskikh predpriyatiy Ukrainy. *Uglekhim. Zh.*, 1–2, 84–88. [in Russian]
12. Patent № 136361 UA IPC C10J 3/00. Sposib otrymannya heneratornoho hazu/ P.V. Karnozhitskiy, D.V. Miroshnichenko, D. Yu. Bilets, O. V. Bogoyavlenska, G. A. Grigor'ev. – Application 20/03/2019; Publ. 08/12/2019.
13. Bilets, D. Yu., Karnozhitskiy P. V., & Karnozhitskiy, P. P. (2018). Utilizing Viscous Organic Coke-Plant Wastes. *Coke and Chemistry*, 61(4), 147–151.
14. Gyl'maliyev, A. M., Golovin, G. S., & Gladun T. G. (2003). *Teoreticheskiye osnovy khimii uglya*. – M.: izdatel'stvo Moskovskogo gosudarstvennogo universiteta, 556. [in Russian]
15. Mar'yandyshev, P. A., Chernov, A. A., Popova, Ye. I., & Lyubov, V. K. (2015). Kineticheskoye issledovaniye drevesnogo topliva, ugley i gidroliznogo linina. *Sovremennyye naukoymkiye tekhnologii, Tekhnicheskoye nauki*, 12. 249–253. [in Russian]
16. Mar'yandyshev, P. A. Chernov, A. A., & Lyubov, V. K. (2014). Termogravimetricheskoye i kineticheskoye issledovaniye torfa i gidroliznogo lignina. *Mezhdunarodnyy zhurnal eksperimental'nogo obrazovaniya*, 12, 20–27. [in Russian]
17. Agabekov, V. Ye., Gayshun, I. V., Chuyko, M. M., Shnip, A. I., & Strizhakov, D. A. (2014). Model' protsessa bystrogo proliza melkodispersnykh fraktsiy rastitel'nogo syr'ya/ V.Ye.Agabekov // *Doklady Natsional'noy akademii nauk Belarusi, Tekhnicheskoye nauki*, tom 58, 16, 101–106. [in Russian]
18. Shevkoplyas, N. V. (2007). Raschet osnovnykh kineticheskikh parametrov tverdykh topliv po dannym derivatograficheskogo analiza. *Vopr. khimii i khim. Tekhnologii*, 2, 179–183. [in Russian]
19. Alekseyev, A. D. (2010). *Fizika uglya i gornyykh protsessov*. Kiyev: Naukova dumka, 423. [in Russian]
20. Falyushin, P. L., Dudarchik, V. M., Krayko, V. M., Anufriyeva, Ye. V., & Smolyachkova, Ye. A. (2012). Termoustoychivost' burykh ugley Lel'chitskogo mestorozhdeniya. *Prirodopol'zovaniye*, 21, 305–311. [in Russian]
21. Bews, I. M., Hayhursts, A. N., Richardson, S. M., & Taylor, S. G. (2001). The order, Arrhenius parameters, and mechanism of the reaction between gaseous oxygen and solid carbon. *Combustion Flame*, 12, 231–245.
22. Hurt, R. H., & Calo, J. M. (2001). Semi-global intrinsic kinetics for char combustion modeling. *Combustion Flame*, 125, 1138–1149.
23. Kudryashov, I. V., & Karetnikov, G. S. (1991). *Sbornik primerov i zadach po fizicheskoy khimii: Uchebnoye posobiye dlya khim. tekhnol. spets. vuzov*. – 6-ye izd., pererab. i dop., M.: vysshaya shkola, 527. [in Russian]
24. Stromberg, A. G., & Semchenko, D. P. (1998). *Fizicheskaya khimiya/ Ucheb. dlya khim. tekhnol. spets. vuzov*. – 2-ye izd., pererab. i dop./ pod red. A. G. Stromberga/ – M.: vysshaya shkola, 496. [in Russian]

**D. Yu. Bilets<sup>1</sup>, D. V. Miroshnichenko<sup>1</sup>, P. V. Karnozhitskiy<sup>1</sup>, Yu. V. Nikolaichuk<sup>2</sup>**

<sup>1</sup>National Technical University “Kharkiv polytechnic Institute”

Department of Technologies for Oil, Gas and Solid Fuel Processing

<sup>2</sup>Donbass State Pedagogical University

Department of General Technical Disciplines, Life Safety and Automotive Engineering

#### **FINDING OF KINETIC CHARACTERISTICS OF THE PROCESS CO-GASIFICATION OF HEAVY COAL TARS WITH LIGNITE AND WALNUT SHELL**

Studied of co-gasification of heavy coal tars with lignite and walnut shell in the temperature ranged from 400 to 500 °C, the flow rate of oxidand (air) ranged from 0.0005 to 0.004 m<sup>3</sup>/min. It is established that the weight loss of the sample mixtures in the gasification process has a S-shaped. Mathematical and graphical dependences of the influence of oxidant flow rate on the values of reaction rate constants and activation energy of gasification of experimental mixtures were developed.

**Key words:** heavy coal tars, lignite, walnut shell, gasification, rate constant, activation energy.