



УДК 62-626.44

**THERMOCHEMICAL CONVERSION OF FINE FRACTION SOLID FUEL INTO COMBUSTIBLE GAS****ТЕРМОХІМІЧНА КОНВЕРСІЯ ДРІБНОФРАКЦІЙНОГО ТВЕРДОГО ПАЛИВА В ГОРЮЧИЙ ГАЗ**

Sklyarenko E.V. / Скляренко Є.В.

Ph.d. / к.т.н.

ORCID : 0000-0003-3952-6520

Vorobiov L.Y. / Воробйов Л.Й

d.t.s., s.r. / д.т.н., с.н.с.

ORCID : 0000-0001-7958-6996

SPIN: 6154-2069

*Institute of Engineering Thermophysics of NAS of Ukraine, 2a, M. Kapnist Str., Kyiv  
Інститут технічної теплофізики НАН України, Київ, вул. М. Капніст, 2а, Київ*

**Анотація.** В роботі розглянуто спосіб і пристрій для конверсії дрібнофракційного твердого палива в горючий газ в гравітаційно затиснутому шарі з поперечним продуванням.

Для аналітичного дослідження процесу на прикладі фрезерного торфу була розроблена математична модель і програма розрахунків матеріального і теплового балансів пристрою, теплообміну частинок вихідного палива з високотемпературним газовим теплоносієм, розподілення газових потоків і їх аеродинаміки. Модель застосовується для визначення і оптимізації основних технологічних характеристик процесу, а також отримання вихідних даних для конструкторської розробки пристрою.

**Ключові слова:** фрезерний торф, термохімічна конверсія, математична модель.

**Вступ.** Дана робота спрямована на більш широке і ефективне використання в теплоенергетиці дрібнофракційних і низькосортних (1500 – 2500 ккал/кг) видів твердих палив, наприклад, фрезерного торфу.

Проблема використання фрезерного палива в теплоенергетичних установках, в першу чергу, пов'язана з його високою вологістю (в природному стані сирий торф містить 85-90% води) та зольністю (10% і вище). Тому для енергетичного використання його піддають сушці до вологості 35 - 40%.

Іншою особливістю і проблемою, що стримує його використання, є його дрібнофракційність та широкий фракційний склад. Проведений ситовий аналіз показує, що його гранулометричний склад включає: 70 – 75 % часток до 1мм, 15-17% до 1- 2 мм, 8 -10% до 2-3 мм, 3 – 4% більше 3мм.

Використання такого палива, в існуючих теплоенергетичних установках, здебільш пристосованих до спалювання природного газу, без впровадження спеціальних технологій і техніки є технічно неможливим.

Дієвий шлях вирішення даної проблеми, бачиться у впровадженні технологій, які передбачають попередню термохімічну конверсію вихідного палива. Такі технології представляють собою сукупність високотемпературних тепло-технологічних процесів фізико-хімічного перетворення органіки палива в нові газоподібні, рідкі та тверді енергетичні продукти.

Перевагою процесів термохімічної конверсії є:

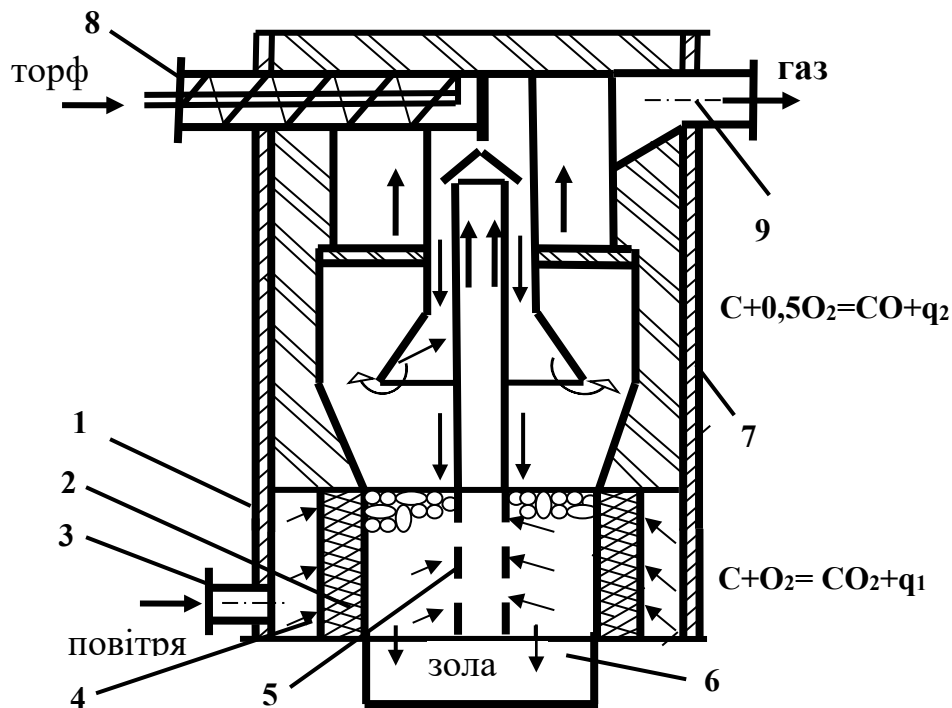
- можливість піддавати конверсії будь – яке паливо, незалежно від його хімічного складу, вологості, складу золи, домішок сірки, фракційності та ін.;



- можливість отримання нового палива, яке можна використовувати в існуючих енергетичних установках без їх суттєвої реконструкції;
- можливість масштабування і забезпечення горючим газом, як великих підприємств чи населених пунктів, так і невеликих автономних енергетичних і хімічних об'єктів.

**Основний матеріал.** Розроблений в Інституті технічної теплофізики НАН України двоступеневий спосіб спалювання твердого палива [1] був вихідною базою для розробки процесу термохімічної конверсії дрібнофракційного твердого палива в горючий газ, у пристрої з паливом в гравітаційно затиснутому шарі з поперечним продуванням

Принципова схема такого пристрою приведена на рисунку 1 де: 1 – нижня частина (камера газифікації); 2 – шар палива; 3 – повітряний патрубок; 4 – пористий циліндр (високотемпературна кераміка); 5 – перфорована центральна труба; 6 – зольник; 7 – верхня частина (камера піролізу); 8 –шнековий живильник; 9 – вихідний патрубок.



**Рисунок 1 - Принципова схема пристрою для термохімічної конверсії дрібнофракційного твердого палива в горючий газ**

В нижній частині пристрою 1, крупні частинки палива, які не можуть транспортуватися газовим потоком, утворюють щільний шар 2, де відбувається його повітряна газифікація (виділення летких та повне окислення коксового залишку). Дуття (повітря) подається через патрубок 3 і пористий циліндр 4, в стехіометричному співвідношенні, щоб гази які утворюються в шарі, містили лише діоксид вуглецю, азот, водяну пару і метан, а твердий вуглець коксового взаємодіяв з киснем згідно реакції (1) до  $CO_2$ .



де  $q_1$  – тепловий ефект реакції.



Утворені високотемпературні гази, через перфоровану трубу 5, розміщену по осі пристрою, надходять у верхню його частину 7, де повертають до периферії пристрою, а потім рухаються догори, до вихідного патрубку 9. Газовий потік, відразу після виходу з труби, змішується з вільно падаючими частинками вихідного палива, що подається шнековим живильником 8. Тобто, суміш летких і інших продуктів газифікації коксового залишку, використовується як високотемпературний газовий теплоносій і транспортує агент.

При цьому, відбувається розігрів палива до температури піролізу, з виділенням летких і коксового залишку, окислення якого відбувається по реакції (2), за рахунок зв'язаного кисню, який міститься у вихідному паливі.



де  $q_2$  – тепловий ефект реакції.

Для спрощення подальших розрахунків приймається, що леткі повністю складаються з метану. Крім того, в метан переходить і весь водень вихідного палива, а в залежності від елементарного складу вихідного палива, надлишковим реагентом може бути як кисень, так і вуглець. Наприклад, для типового середнього складу горючої маси торфу (57%  $C^r$ , 6,0%  $H^r$ , 34,5%  $O^r$ , 2%  $N^u$ , 0,5%  $S^r_{л}$  [2]) дефіцитним компонентом є кисень. Внаслідок цього, продуктами часткового окислення твердого вуглецю коксового залишку, будуть: діоксид і оксид вуглецю, азот, водяна пара, метан, а також, або кисень, або дрібні розігріті частинки вуглецю.

Крім розігріву палива, відбувається його сепарація, коли великі і розігріті частинки (більше 1мм), які не можуть транспортуватися газовим потоком, випадають на поверхню щільного шару, в нижню частину пристрою. Дрібні ж частинки (менше 1мм), які пройшли і які не пройшли стадію термічної деструкції, разом з іншими продуктами газифікації, через вихідний патрубок 9, транспортуються в топку існуючої теплоенергетичної установки, для спалювання. Враховуючи високу реакційну спроможність розжарених коксових частинок, швидкість їх спалювання майже не відрізняється від швидкості спалювання проектного палива.

Сепарація потоку палива, також дозволяє вирішити важливу особливість самого процесу конверсії твердого палива, яка полягає в різній швидкості переходу складових його горючої маси в газ. Так наприклад, в роботі[3] зазначається, що при конверсії фрезерного торфу, на стадію виходу летких (їх в торфі 70%) витрачається біля 10%, від всього часу процесу. Решта ж часу, припадає на другу стадію - газифікацію коксового залишку до золи, яка виноситься газовим потоком у верхню частину пристрою, При цьому, відбувається очищення поверхні частинок коксу від золи, що призводить до підвищення його реакційної спроможності та інтенсифікації процесу.

**Метою роботи** є розробка математичної моделі і програми інженерних розрахунків робочого процесу термохімічної конверсії дрібнофракційного твердого палива в горючий газ в запропонованому пристрої для аналітичного визначення і оптимізації основних його технологічних параметрів. що дозволить отримати вихідні дані для подальших розрахунків і конструкторської



розробки таких пристроїв.

Основні положення математичної моделі робочого процесу термохімічної конверсії дрібнофракційного твердого палива, в запропонованому пристрої, розглянуто в роботі [4].

На прикладі фрезерного торфу, в моделі були закладені наступні передумови:

1. При нагріванні частинок торфу відбувається сушка і видалення летких продуктів, що в часі складає біля 10%, а решту часу займає вигорання коксового залишку.

2. Термохімічна конверсія фрезерного торфу здійснюється в потоці високотемпературного газового теплоносія - суміші летких і продуктів газифікації коксового залишку.

3. В пристрої відбувається сепарація частинок торфу, коли частинки які не можуть транспортуватися газовим потоком, випадають на поверхню щільного шару, через який продувається окиснювач (повітря), а дрібні розігріті частинки виносяться газовим потоком до вихідного патрубку.

4. Час перебування дрібних частинок у високотемпературному газовому потоці, в межах пристрою, достатній для швидкого їх нагрівання до температури деструкції і виділення вологи та летких продуктів.

Для перевірки цих передумов, з використанням відомого рівняння нагріву частинок [5], нами були проведені розрахунки теплообміну частинок торфу в потоці високотемпературного газу:

$$\frac{dT_p}{d\tau} = \Theta(T_g - T_p); \quad \Theta = \frac{6Nu\lambda_g}{\delta^2 c_p \rho_p u_p} \quad (3)$$

де  $T$  – температура;  $\tau$  – час перебування;  $c$ ,  $\rho$ ,  $u$  – питома теплоємність, густина і швидкість;  $\lambda$  – коефіцієнт теплопровідності;  $\delta$  – діаметр частинки;  $Nu$  – число Нуссельта ( $Nu = 2 + 0,6Re^{0,5}$ );  $Re$  – число Рейнольдса;  $g$ ,  $p$  – індекси, що відносяться відповідно до газу і частинок.

Для спрощення розрахунків, приймаємо  $T_g = \text{const}$  і  $\Theta = \text{const}$ , тоді рішення рівняння (3) приймає вигляд:

$$(T) = T_g - (T_g - T_{p0}) \exp(-\Theta\tau) \quad (4)$$

де  $T_{p0}$  - початкова температура частинки.

Деякі результати проведених розрахунків приведені в таблиці 1.

**Таблиця 1 - Результати розрахунку прогріву частинок торфу**

$\tau, c$	0,5		1		2		3		5	
$T, ^\circ C$ $\delta, mm$	600	800	600	800	600	800	600	800	600	800
1	429	572	552	735	596	795				
2	242	322	386	545	524	699	573	764		
3	165	211	283	377	433	578	512	672	575	767

Результати розрахунків показують, що нагрів дрібних частинок відбувається достатньо швидко, що і підтверджує правомірність припущень.



Визначення аеродинаміки газового потоку ( $V_g = 0,191 \text{ м}^3/\text{с}$ , при температурі  $T_g$ ) зводилось до оцінки його транспортуючої здатності, в різних перерізах пристрою. Перш за все, приймаючи питому густину коксового залишку  $\rho_p = 800 \text{ кг/м}^3$ , по формулам рекомендованим в [6], були визначені швидкості витання частинок різного розміру, з врахуванням їх температури  $T_g$  і без зменшення розмірів частинок в потоці. Розраховані значення швидкості витання частинок розміром від 1мм до 5мм приведені в таблиці 2.

**Таблиця 2 - Розрахункові дані швидкості витання частинок торфу**

$\delta$ , мм	1	2	3	5
$V$ , м/с	4,05	8,1	12,2	19,5
Re	36,5	146	328	883

Результати розрахунків показують, що для того щоб, наприклад, частинки  $\delta = 2\text{мм}$  і менше могли транспортуватися газовим потоком, його швидкість, в самому вузькому перерізі верхньої частини пристрою, повинна становити  $V_2 = 8\text{м/с}$ , а для частинок  $\delta = 1\text{мм}$  -  $V_3 = 4\text{м/с}$ , при площі цього перерізу, відповідно, повинна становити:

$$F_2 = V_g^o / V_2 = 0,024 \text{ м}^2, F_3 = V_g^o / V_3 = 0,048 \text{ м}^2 \quad (5)$$

Тоді швидкість газу, в перфорованій центральній трубі, буде становити біля 3м/с. А враховуючи, що в потік газу можуть потрапити лише дрібні частинки золи, то можна зробити висновок про достатню його транспортуючу здатність, при умові дотримання визначених перерізів основних конструктивних елементів пристрою.

Особлива увага була приділена розподіленню газових потоків, що утворюються в нижній частині пристрою. Важливою особливістю пристрою є те, що дугтя (повітря), в шар палива, подається від периферії до центру (поперечний спосіб газифікації), через пористий циліндр 4, а продукти газифікації, виводяться з шару через центральну перфоровану трубу 5. При цьому, припускається, що фільтрація газу до поверхні є мінімальною.

Нижче приведений приклад перевірки цього припущення, при умові випадання 5% вихідного палива, в нижню частину пристрою. В цьому випадку, при витратах повітря  $G_a = 0,00863 \text{ кг/с}$ , продукти повного окислення твердого вуглецю коксового залишку, будуть містити двооксид вуглецю – ( $G_{CO_2} = 0,00273 \text{ кг/с}$ ) і азот ( $G_{N_2} = 0,00664 \text{ кг/с}$ ), а загальні витрати високотемпературного газу, що виходить з нижньої частини пристрою, складуть:

$$G_g = G_{N_2} + G_{CO_2} = 0,00937 \text{ кг/с} \quad (6)$$

Припустимо, що доля газу, що фільтрується через шар палива до поверхні, становить  $\gamma = 0,2$ , тобто,  $G_f = G_g \gamma = 0,00187 \text{ кг/с}$ . При поперечному перерізі затиснутого шару палива:

$$F = \frac{\pi}{4} (D_1^2 - D_2^2) = \frac{3,14}{4} (0,35^2 - 0,1^2) = 0,0885 \text{ м}^2 \quad (7)$$

швидкість його фільтрації ( $\bar{V}$ ) складе:





$$\bar{V} = \frac{G_f}{F\rho_g} = 0,067 \text{ м/с} \quad (8)$$

З врахуванням температури газу ( $T_g = 549^\circ\text{C}$ ), розрахованій по формулі (3) при: діаметрі частинок  $\delta = 2\text{мм}$ , питомій густині  $\rho_g = 0,317\text{кг/м}^3$ , в'язкості  $\eta_g = 3,5 \cdot 10^{-5}\text{Па}\cdot\text{с}$  і порозності шару  $\varepsilon = 0,5$ , по формулі Ергуна [7,8] знаходимо втрати тиску по висоті шару палива:

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2 \eta_g}{\varepsilon^3 \delta^2} + 1,75 \frac{1-\varepsilon \rho_g v^2}{\varepsilon^3 \delta} = 181 \text{ Па/м} \quad (9)$$

Як видно, при висоті шару (від місця введення основної кількості повітря до верхньої границі шару)  $H = 0,77\text{м}$ , його опір буде становити:  $\Delta p = 140 \text{ Па}$ .

З іншого боку, при витратах газу ( $G_g(1-\gamma) = 0,0075 \text{ кг/с}$ ), через центральну трубу (діаметром  $D_3 = 0,09\text{м}$  і довжиною  $L = 0,97 \text{ м}$ ), його швидкість буде  $v = 2,27\text{м/с}$ . При числі Рейнольдса  $Re_1 = V_1 D_3 \rho_g / \eta_g = 1820$  і при коефіцієнті опору  $\lambda = 64/Re_1 = 0,035$ , втрати тиску будуть становити :

$$\Delta p_1 = \frac{L \lambda \rho_g v_1^2}{D_3 2} \approx 0,3 \text{ Па} \quad (10)$$

З розрахунків видно, що навіть з урахуванням всіх місцевих опорів, величина ( $\Delta p$ ) на два порядки перевищує ( $\Delta p_1$ ). Тобто кількістю газу, що може фільтруватися через шар до поверхні, цілком можна знехтувати.

Таким чином, проведені розрахунки вказують на правомірність наших припущень і працездатність вибраної схеми пристрою, а також дозволили визначити ряд вихідних даних, необхідних для подальших аналітичних досліджень самого термохімічного процесу.

Нижче приведено послідовність розрахункового процесу і приклад його реалізації.

Для вибраної схеми термохімічної конверсії фрезерного торфу, рівняння теплового балансу пристрою має вигляд

$$Q_{in} = Q_{pc} + Q_{pa} + Q_{x1} + Q_{x2} = Q_{vc} + Q_{va} + Q_{ev} + Q_{en} = Q_{out} \quad (11)$$

де:  $Q_{pc}$ ,  $Q_{pa}$  – фізичне тепло торфу і дуття на вході в пристрій;  $Q_{x1}$ ,  $Q_{x2}$  – тепло хімічних реакцій (1) і (2);  $Q_{vc}$ ,  $Q_{va}$  – фізичне тепло торфу і дуття на виході з пристрою;  $Q_{ev}$  – витрати тепла на випаровування води;  $Q_{en}$  – втрати теплоти в навколишнє середовище;  $Q_{in}$ ,  $Q_{out}$  – загальний прихід і витрати тепла.

Величина  $Q_{en}$  розраховується як

$$Q_{en} = \beta Q_{in} \quad (12)$$

де  $\beta$ - коефіцієнт втрат тепла в навколишнє середовище.

Розрахунки правої частини (11) виконані для семи значень температури  $T_g$  на виході пристрою і п'яти значень коефіцієнту  $\beta$ . Крім того, для кожного значення  $\beta$  знаходиться значення температури ( $T_e$ ), при якому забезпечується виконання балансового рівняння (11).

**Вихідні дані які задаються:**

а) дійсні теплоємності  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $CO$ ,  $N_2$ ,  $H_2O$ ,  $CH_4$  і повітря ( $c_i$ ), при декількох значень температури  $T_a$ ;

б) дійсні теплоємності золи і коксу, без їх залежності від температури; ;



- в) склад робочої маси палива (волога, зола, Н, О, N, С) і його витрати;
- г) склад дуття (окиснювача) і його витрати;
- д) розрахункові значення  $T_g$  і  $\beta$  (втрати тепла в довкілля);
- е) теплопровідність і динамічна в'язкість повітря для декількох значень температури;
- ж) початкові температури торфу  $T_{co}$  і дуття;
- з) масова доля великих частинок торфу ( $\alpha$ ) яка випадає з потоку і формує щільний шар палива, а також інші необхідні допоміжні величини;
- і) розміри пристрою (діаметр і висота реакційної зони).

### Послідовність розрахунків

Спочатку розраховуються значення  $Q_{pc}$  і  $Q_{pa}$  в (11), необхідні витрати кисню для реакції (1), витрати дуття  $G_a$  і тепло реакції (1). Потім визначається який з реагентів в (2) є дефіцитним, і виконуються розрахунки матеріального балансу (тобто, витрат компонентів на виході з пристрою).

Далі визначаються витрати тепла на випаровування вологи, тепло реакції (2), для кожної температури  $T_g$  – статті  $Q_{vc}$ , і  $Q_{va}$ , а для кожного  $\beta$  -  $Q_{en}$  згідно (12). При розрахунку фізичного тепла речовин необхідні ентальпії знаходяться числовим інтегруванням функції  $c_i(T_a)$ .

Заключним етапом розрахунків є визначення  $T_e$  для кожного  $\beta$  при допомозі лінійної інтерполяції та інтегральних характеристик процесу.

### Друк результатів розрахунків

Спочатку передбачений вихід на друк частини вихідної інформації  $G_c$  в кг/с,  $T_{co}$  в °С,  $\alpha$  і склад робочої маси торфу в масових долях, а також розрахованих витрат дуття  $G_a$  в кг/с. Далі друкуються приходні статті теплового балансу і значення  $Q_{in,v}$  в кДж/с.

Потім на друк виводиться таблиця, яка складається з трьох рядків і семи колонок (1- й рядок -  $T_g$  в °С, 2-й і 3-й рядки -  $Q_{vc}$ , і  $Q_{va}$ , що відповідають цим температурам, таблиця  $Q_{en}(\beta)$  (два рядки) і значення  $Q_{ev}$  (усі  $Q_j$  в кДж/с).

Наступний блок отриманої інформації представляє собою таблицю з дев'яти рядків і шести колонок. В рядках 2 – 8 і колонках 2 – 6 приводяться значення  $Q_{out}$  (кДж/с), що відповідають семи значенням температури  $T_g$  (вони приведені в 1 – й колонці) і п'яти значень коефіцієнту  $\beta$  (приведених в 1- му рядку); в останньому рядку друкуються значення  $T_e$  для різних  $\beta$ .

Після цього друкуються параметри матеріального балансу процесу – витрат газових компонентів і твердого вуглецю в кг/с на виході з пристрою.

Заключний блок містить інформацію про вихід газу (в  $\text{нм}^3/\text{год}$ ) і енергії, яка міститься в продуктах газифікації на виході з пристрою. Тут друкуються 10 рядків, по два для кожного значення  $\beta$ . В непарних рядках приводяться значення фізичного тепла газу, твердого вуглецю і золи, хімічної енергії газу і вуглецю, та суми цих величин в кДж/год. В парних рядках – приводяться ті ж параметри, але віднесені до  $1\text{нм}^3$  газу. Всі величини які виводяться на друк мають відповідний напис.

**Результати досліджень.** Аналітичні дослідження процесу проводились в широкому діапазоні параметрів:

- температура процесу, 400 – 1100 °С;



- вологість торфу, 20 – 50 %;
- кількість вуглецю, яка випадає в нижню частину пристрою, 5 -20%;
- доля втрат тепла в навколишнє середовище 2 – 10%.

Приклад результатів розрахунків пристрою, з продуктивністю 35 кг/год фрезерного торфу, при  $W^p = 30\%$ ,  $A^p = 12.6\%$ ,  $C = 33,4\%$ ,  $H = 3,5\%$ ,  $O = 19,1\%$ , представлено в таблиці 3.

Результати розрахунків пристрою при збільшенні його продуктивності до 234 кг/год, приведені нижче. Так, на рисунку 2 приведена залежність кількості теплоти, необхідної для термохімічної конверсії фрезерного торфу, від його вологості і температури процесу.

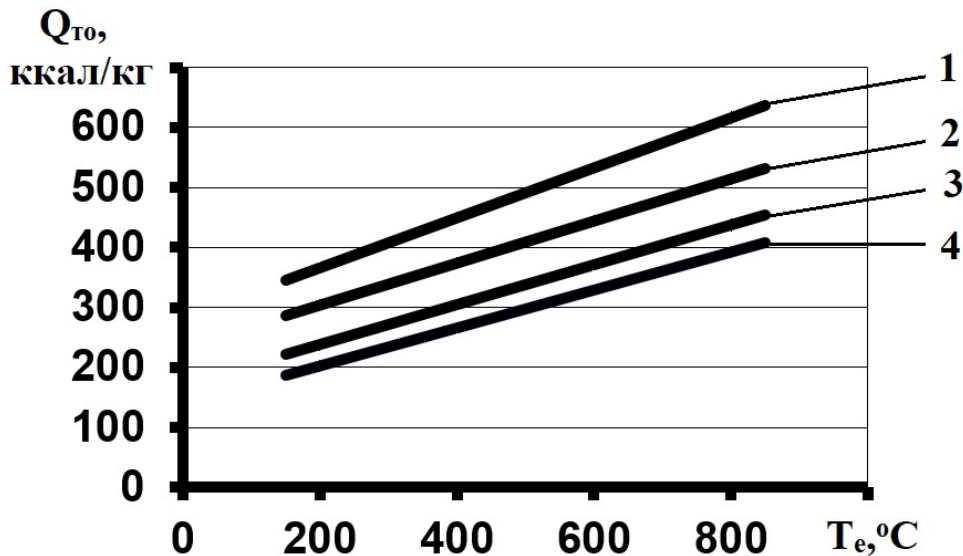
Розрахунки показують, що для ведення процесу піролізу торфу (верхня частина пристрою) необхідна температура на рівні 450...500°C, а для його повної газифікації (нижня частина пристрою) в межах 900...1100°C. Гранична температура газифікації обмежується природою торфу (верховий, перехідний, низинний) і температурою плавкості його золи (1165...1250°C).

Необхідна кількість тепла, для ведення процесу, отримується за рахунок тепла, яке виділяється з коксового залишку, в нижній частині пристрою, при його повному окисленні вільним (повітря), чи зв'язаним ( $CO_2$ ,  $H_2O$ ) киснем. Ця кількість тепла отримується за рівноважної температури процесу, що досягається шляхом подачі стехіометричної кількості дуття (рисунок 3), необхідної для повної газифікації твердого вуглецю до золи.

**Таблиця 3 – Розрахункові дані процесу термохімічної конверсії фрезерного торфу, в пристрої з шаром палива, який затиснутий гравітаційно і продувається поперечно**

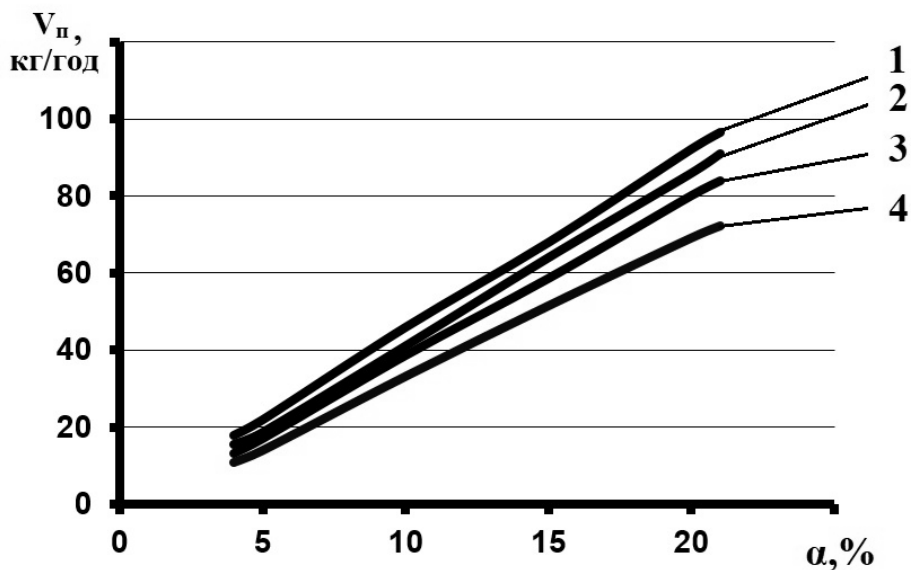
Найменування	Масова доля палива яка випадає в нижню частину пристрою			
	5 %	10 %	15 %	20 %
Фізичне тепло вуглецю, кДж /с	0,274	0,274	0,274	0,274
Фізичне тепло повітря, кДж /с	0,032	0,064	0,096	0,128
Тепло реакції (1) $Q_{x1}$ , кДж /с	3,671	7,343	11,016	14,687
Тепло реакції (2) $Q_{x2}$ , кДж /с	12,893	12,893	12,893	12,893
Загальна кількість тепла, кДж /с	16,872	20,576	24,280	27,984
Витрати торфу, кг/год	35	35	35	35
Витрати повітря, кг/год	4,65	9,3	13,95	18,6
Температура при якій задовольняється баланс, при втратах тепла $\beta$ , %				
2	574,93	708,04	819,27	914,50
3	566,17	698,7	809,27	903,94
5	548,86	670,54	789,01	882,4
7	531,15	660,38	768,49	860,76
10	504,88	631,63	737,72	828,31
Витрати газових компонентів, $10^{-4}$ кг/с				
$CO_2$	4,1	8,2	12,2	16,3
CO	32,5	32,5	32,5	32,5
$N_2$	11,3	21,3	31,2	41,1
$H_2O$	29,2	29,2	29,2	29,2
$CH_4$	13,6	13,6	13,6	13,6
C	7,2	6,1	5	3,8





**Рисунок 2 - Кількість теплоти яка необхідна для термохімічної конверсії фрезерного торфу різної вологості  $W^p$ , % :**  
1 – 50; 2 – 40; 3 – 30; 4 – 20.

Характер зміни рівноважної температури процесу в залежності від кількості вуглецю, що випадає в нижню частину пристрою і вологості торфу, ілюструється графіками на рисунку 4. Розрахунки зроблені з врахуванням втрат теплоти в навколишнє середовище на рівні 5%.



**Рисунок 3 - Стехіометрична кількість дуття для досягнення рівноважної температури процесу, при різній вологості торфу  $W^p$ , % :**  
1 – 50; 2 – 40; 3 – 30; 4 – 20.

Рівень рівноважної температури процесу, в значній мірі впливає на характеристики отриманого газу в пристрої (таблиця 4). Як видно, кількість тепла, яке виділяється в нижній частині пристрою (при  $\alpha = 20\%$ ), цілком достатня для термохімічної конверсії фрезерного торфу з вологістю 40%.

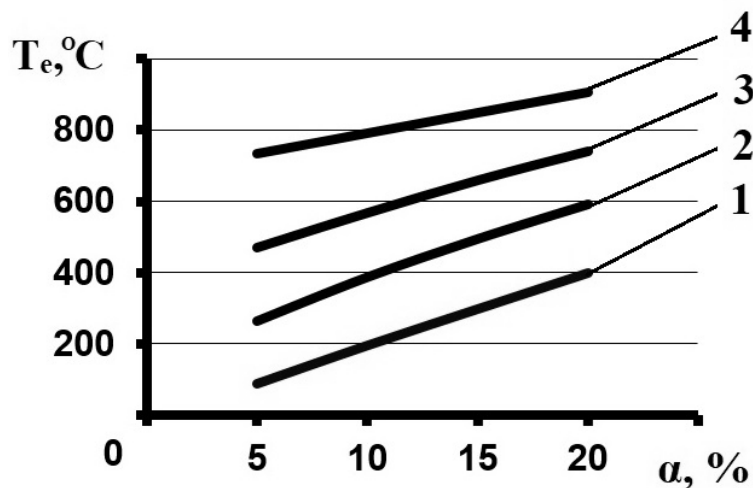


Рисунок 4 - Рівноважна температура процесу в залежності від вологості торфу  $W^p$ , %: : 1 – 50; 2 – 40; 3 – 30; 4 – 20

Таблиця 4 - Характеристика газу термохімічної конверсії фрезерного торфу, в пристрої продуктивністю 234 кг/год (при втратах тепла 5%)

$T_e$ , °C	CO <sub>2</sub> , кг/год	CO, кг/год	N <sub>2</sub> , кг/год	H <sub>2</sub> O, кг/год	CH <sub>4</sub> , кг/год	C, кг/год	V <sub>г</sub> , нм <sup>3</sup> /год	Q <sub>н</sub> <sup>p</sup> , МДж/нм <sup>3</sup>	α, %	W <sup>p</sup> , %
735,2	4,525	89,68	14,76	46,8	36,5	22,34	200,43	18,766	5	20
792,5	10,392	89,68	29,05	46,8	36,5	20,74	215,23	17,466	10	
907,5	22,124	89,68	57,61	46,8	36,5	17,57	244,83	15,336	20	
470,7	5,27	78,21	16,11	70,2	32,76	18,63	217,03	14,949	5	30
568,4	11,885	78,21	32,21	70,2	32,76	16,82	233,71	13,872	10	
742,5	25,11	78,21	64,41	70,2	32,76	13,22	267,08	12,120	20	
265	5,958	67,57	17,32	93,6	27,14	15,98	231,5	11,570	5	40
388,4	13,26	67,57	35,1	93,6	27,14	13,99	249,87	10,713	10	
592,8	27,85	67,57	70,6	93,6	27,14	10,00	286,70	9,317	20	
87,0	6,7	56,1	18,66	117	23,4	12,27	248,1	8,718	5	50
195,2	13,98	56,1	36,4	117	23,4	10,28	266,4	8,107	10	
401,3	27,97	56,1	70,44	117	23,4	6,47	301,7	7,142	20	

Загальна картина характеристик газу отриманого при термохімічній конверсії фрезерного торфу різної вологості, в пристрої з шаром палива, який затиснутий гравітаційно і продувається поперечно, ілюструється графіками приведеними на рисунку 5.

Результати розрахунків показують, що при термохімічній конверсії добре висушеного торфу, може бути отриманий горючий газ, в кількості до 300 нм<sup>3</sup>/год і з теплотою згоряння від 15 до 18 МДж/нм<sup>3</sup>, що дозволяє його використовувати з високою ефективністю в існуючих теплоенергетичних установках, працюючих на природному газі.

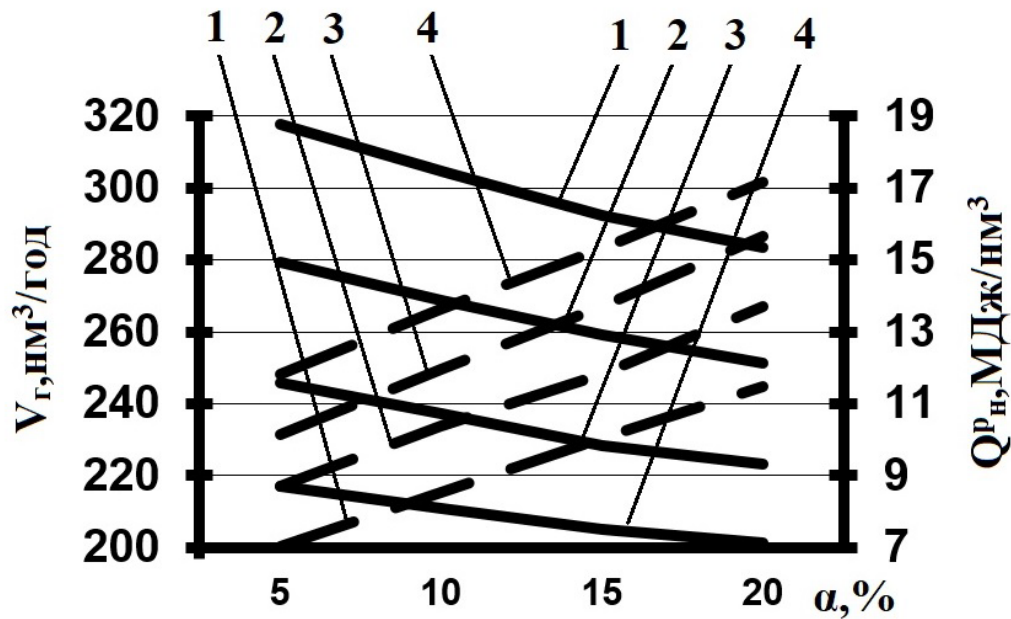


Рисунок 5 - Характеристики газу термохімічної конверсії фрезерного торфу різної вологості  $W^p$ , %: 1- 20; 2 – 30; 3 – 40; 4 - 50

де: ----- - теплота згоряння газу; - - - - вихід газу.

### Висновки

Була розглянута необхідність і проблеми використання низькосортних твердих палив в паливному балансі енергетичного комплексу країни.

Була розроблена математична модель процесу термохімічної конверсії дрібнофракційного палива і програма його розрахунку для пристрою з шаром палива, який затиснутий гравітаційно і продувається поперечно, що дозволило визначити і оптимізувати його основні технологічні та конструктивні параметри.

Так, були отримані вихідні дані основних технологічних параметрів процесу термохімічної конверсії фрезерного торфу, в пристрої продуктивністю до 300 нм<sup>3</sup>/год горючого газу, з теплою згоряння від 15 до 18 МДж/нм<sup>3</sup>.

Проведені дослідження вказують на перспективність розробленої технології, що обумовлено високою продуктивністю процесу. Крім того, можливо переробляти будь-які види палива без обмежень по температурі шлакування і здатності до спікання, вологості та зольності вихідного палива. Важливим також є те, що отриманий горючий газ можливо використовувати в існуючих енергетичних установках, пристосованих для спалювання природного газу, без їх суттєвої реконструкції.

Крім того, поряд з економією традиційних палив, впровадження розробленого пристрою в теплоенергетику, дозволить також зменшити теплові і шкідливі викиди в навколишнє середовище.

### Література

1. Патент UA Україна, МПК F23B1/14. Спосіб двоступеневого спалювання твердого палива [Текст] / Носач В.Г., Скляренко Є.В., Родіонов В.І.;- №2002042875; заявл.: 03.04.2002; публ.: 16.12.2002, Бюл.№12.



2. Толубинский В.И., Кочережко А.Н. Механизация сжигания твердых топлив в промышленных котельных установках. Киев. Изд. Академии Наук Украинской ССР. 1961. -111с.

3. Померанцев В.В., Арефьев К.М., Ахмедов Д.Б. и др. Основы практической теории горения. Л.: Энергоатомиздат. 1986. – 312с.

4. V.G.Nosach, A.A. Shraiber, E.V. Sklyarenko. Mathematical modeling of heat and mass transfer in a concentrated disperse system with chemical reactions. 10 - th workshop on two – phase flow predictions. Merseburg, April 9 – 12, 2002.

5. Шрайбер А.А., Глянченко В.Д. Термическая обработка полидисперсных материалов в двухфазном потоке. – Киев: Наук.Думка, 1976. -165 с.

6. Бабуха Г.Л., Рабинович М.И. Механика и теплообмен потоков полидисперсной газовой смеси. – Киев: Наук. Думка, 1969. – 218 с.

7. Абрамович Г.Н. Прикладная газовая динамика. – М.: Наука, 1976. – 888с.

8. Гольдштик М.А. Процессы переноса в зернистом слое. – Новосибирск, 1984. – 163с.

**Abstract.** *In the context of a shortage of energy resources and a constant increase in their prices, increasing the efficiency of their use and comprehensive savings, in particular through the use of low-grade fuels, is a priority area for the functioning of the country's fuel and energy complex.*

*The main problems of using such fuels, for example, milled peat, are low heat of combustion, high humidity and ash content, as well as its wide and small-fraction composition.*

*This article proposes a schematic diagram of a device for the thermochemical conversion of fine-fraction solid fuel into combustible gas, which allows it to be used in existing power units adapted to burn natural gas.*

*Preliminary analytical studies of this process were carried out with the help of a developed mathematical model and a program for calculating its main characteristics. The sequence of obtaining the calculation results of this process is given on the example of milled peat.*

*The results of calculations of the main technological parameters of the process of thermochemical conversion of milled peat for a device with a capacity of up to 300 nm<sup>3</sup>/h of combustible gas with a heat of combustion from 15 to 18 MJ/nm<sup>3</sup> have been obtained.*

**Key words:** *milling peat, thermochemical conversion, mathematical model.*

*Стаття підготовлена в рамках наукової роботи №: 1.7.1.896  
"Розвиток методів та засобів підвищення екологоенергетичної  
ефективності в газотурбобудуванні та теплоенергетиці"*

Стаття відправлена: 19.01.2024 р.