

Винахід належить до області енергетики і може бути використаний на теплоелектростанціях для організації технологічних процесів у топкових системах.

Газифікацію вугілля здійснюють або в електрокиплячому шарі, або плазмовому реакторі. Таким способом газифікації притаманні недоліки, пов'язані з обмеженням електричної потужності, що вводиться, та низьким ресурсом роботи обладнання.

Відомий спосіб спалювання низькосортного вугілля [А. с. СРСР №1477977, F23C11/04, БВ №17, 1989] шляхом газифікації частини палива окислювачами та активними речовинами з отриманням пального газу й обробкою в ньому основного об'єму низькокалорійного палива.

Паливо-повітряну суміш подають в зону горіння двоїла ярусами, при цьому у нижній ярус зустрічним потоком вводять димові гази та розпилену воду.

Недоліком відомого способу є те, що з його використанням неможлива обробка значних об'ємів низькосортного палива.

Найбільш близьким за технічною суттю є спосіб спалювання низькосортного вугілля, [А. с. СРСР №1229515, F23C11/04, 1986] шляхом газифікації частини палива окиснювачами та активними речовинами з отриманням пального газу й обробки в ньому основного об'єму низькокалорійного палива.

У відповідності з відомим способом на другій стадії обробки зону горіння газифікують гарячим газом, отриманим на першій стадії спалювання палива.

Недоліком відомого способу є низька ефективність обробки палива при великих потужностях об'ємів переробки.

взаємодіючих потоків.

Недоліками існуючих способів стабілізації та підсвічування з використанням плазмотронів і електрогазових пальників на (мазутному паливі) є: принципове обмеження електричної потужності, систем спалювання і низький ресурс їхньої роботи (сотні годин).

В основу винаходу поставлена задача створення способу спалювання низькосортного вугілля, в якому покриття дефіциту теплоти для стійкого згоряння низькокалорійного палива організують відповідно до необхідного рівня газифікації на кожній наступній стадії спалювання зростаючого об'єму низькокалорійного палива, виходячи з достатньої калориметричної температури і активності палих речовин, одержаних на попередніх стадіях, за рахунок чого досягають підвищення ефективності спалювання низькосортного вугілля і повноти згоряння.

Поставлена задача досягається тим, що в способі спалювання низькосортного вугілля шляхом газифікації частини палива окиснювачами й активними речовинами з отриманням пального газу й обробки в ньому основного об'єму низькокалорійного палива, згідно з винаходом, газифікацію основного об'єму низькокалорійного палива здійснюють поетапно з використанням на кожній з наступних стадій, у порівнянні з попередньою об'єму низькокалорійного палива у співвідношенні не більш 1:10, при цьому ентальпію (теплоту утворення) пального газу для обробки на кожній наступній стадії доводять до максимуму (самозаймання палива).

Газифікацію основного об'єму низькокалорійного палива здійснюють поетапно з використанням на кожній з наступних стадій пального газу, отриманого при проведенні попередньої стадії, для доведення температури (об'єму пального газу) до необхідного рівня, і завдяки цьому створити можливість поетапної переробки зростаючих об'ємів низькосортного палива з необхідною теплотою утворення продуктів газифікації на кожній стадії спалювання і забезпечення запалення наступної, що забезпечує досягнення ефективності спалювання та повноти згоряння низькосортного вугілля.

Газифікацію основного об'єму низькокалорійного палива здійснюють за розрахунками об'ємів палива кожної наступної стадії у порівнянні з попередньою у співвідношенні 1:10, для гарантованого отримання необхідної теплоти утворення пального газу на кожній стадії спалювання і забезпечення запалення наступної, що відповідає умовам високотемпературного запалення, забезпечує підвищення ефективності спалювання і повноти згоряння низькосортного вугілля.

Ентальпію продуктів газифікації для обробки в кожній наступній стадії доводять до максимуму для надання можливості здійснення повного спалювання низькосортного палива у зростаючому об'ємі на наступних стадіях, що веде до здійснення тезничного результату і дозволяє підвищити ефективність спалювання низькосортного вугілля та повноту згоряння

На Фіг. 1, 2, 3 подані принципові схеми виконання каскадів для одержання продуктів газифікації.

Спосіб полягає в такому.

При організації підсвічування пилувугільного палива газоподібними продуктами, отриманими в процесі газифікації вугілля, що містять в основному H_2 та CO , створюється локалізована область горіння з температурою значно більш високою, ніж при спалюванні паливного мазуту. Калориметрична температура продуктів газифікації для вугілля та топкового мазуту, наприклад марки 40, складає відповідно 2743 і 2383K. Отже, підсвічування низькосортного палива продуктами газифікації вугілля достатньо для запалення вугільного пилу, що дає можливість в більшій мірі, ніж підсвічування мазутом, збільшити витрати призначеного для спалювання об'єму пилувугільного палива в системі з компенсацією дефіциту теплоти, який досягався раніше спалюванням мазуту за рахунок заміни палих домішок спалюванням низькосортного вугілля.

Коефіцієнт корисної дії енергоперетворювача (ЕП):

$$\eta = \frac{W - W_0}{E} \quad (1)$$

де W_0 - енергія робочої речовини на вході в перетворювач,

W - енергія робочої речовини на виході,

E - енергія, що підводиться до енергоперетворювача.

З робочою речовиною можна зв'язати вектор стану x , основні характеристики якого: секундна витрата, швидкість, температура, провідність і т.п. Тоді ЕП формально можна відобразити як:

$$X \cdot \varepsilon \rightarrow X \quad (2)$$

де X - простір станів робочої речовини,

ε - чисельність припустимих значень витраченої енергії в перетворювачі.

ККД ЕП є функцією параметрів робочої речовини та енергії, що підводиться,

$$\eta = \eta(X, E) \quad (3)$$

Припустимо, що для класу ЕП, який розглядається, співвідношення (2), (3) відомі або отримані на підставі експерименту. Процес в ЕП, що описується співвідношеннями (2), (3) при фіксованих вхідних параметрах робочої речовини і фіксованому рівні енергії (E), яка витрачається, некерований.

Оцінимо ефективність спалювання низькосортного палива з отриманням різноманітних співвідношень об'ємів пального газу і пиловугільного палива в багатокаскадному перетворювачі, що складається з n послідовно з'єднаних ЕП. Варіюючи розподіл енергії, яка підводиться по каскадах перетворювача, можна отримати можливість керувати процесом перетворення енергії і знаходження оптимального розподілу енергії по каскадах ЕП. ККД n -каскадного ЕП, що записується у вигляді:

$$\eta = \sum_{k=1}^n \beta_k \eta_k \quad (4)$$

де $\beta_k = \frac{E_k}{E}$ - коефіцієнт енергоспоживання k -го каскаду, при цьому

$$\sum_{k=1}^n E_k = E = \text{const} \quad (5)$$

$$\sum_{k=1}^n \beta_k = 1, \beta_k \geq 0 \quad (6)$$

$$X_k = f(X_{k-1}, \beta_{k0}, E); \eta_k = \eta_k(X_{k-1}, X_k, \beta_{k0}, E) \quad (7)$$

$k = 1, \dots, n.$

Отже, задача оптимізації n -каскадного ЕП - максимізувати цільову функцію (4) при обмеженнях (5), (6), (7),

Можна показати, що для монотонно спадної характеристики $\eta(E)$ характеристики, яка має екстремальну точку, малокаскадна система перетворення енергії приводить до збільшення ККД перетворювача, причому збільшення кількості каскадів підвищує загальний ККД системи.

Принцип каскадної організації роботи енергоперетворювача дозволяє підвищити ККД енергоперетворювача за рахунок підвищення ефективності використання перетвореної енергії шляхом її перерозподілу на попередньо витрачену для підготовки процесу горіння та процесу на основі енергоперетворення.

Так, наприклад, доцільно при організації горіння вуглеводневої суміші частину енергії використати на організацію неповного згорання частини суміші в форкамері з наступною подачею продуктів згорання форкамерної суміші (в основному окис вуглецю і молекулярний водень) в основну камеру. Відомо, що в продуктах неповного згорання утворюються нестабільні хімічні активні вільні радикали та атоми, концентрація яких в сотні й тисячі разів вище величин, розрахованих для термодинамічних рівноважних умов, а також для випадку горіння бідної і стехіометричної суміші. Хімічно активні частинки, що мають високу швидкість турбулентної дифузії, ініціюють майже скрізь розгалужені хімічні реакції, що швидко протікають і тим різко скорочують період затримки запалення робочої суміші. Основний принцип, якого необхідно дотримуватися при каскадній побудові - неповне згорання палива в попередньому каскаді для досягнення максимальної калориметричної температури, достатньої для запалення низькосортного палива, тобто так звана газифікація палива.

Тривалість хімічно активного стану частинок з моменту їхнього виникнення складає 10-15мс. Після цього такни стан повністю або частково нейтралізується в результаті зіткнення і рекомбінації частинок між собою або з молекулами суміші в об'ємі або на поверхні реакційного простору.

При витіканні в основну камеру продуктів згорання форкамерної суміші утворюється безліч осередків запалення робочої суміші в зоні горіння камери згорання. Завдяки малим розмірам осередків й великій швидкості турбулентної дифузії хімічно активних частинок, останні швидко і достатньо рівномірно розподіляються в об'ємі робочої суміші. При здійсненні газифікації повністю усувається фаза повільного і нестійкого спонтанного розвитку ланцюгових реакцій з вираженням розгалуженням, що призводить до затримки запалення і горіння, процес відразу переходить в фазу лавинної активності горіння низькосортного палива.

Лавинна активація горіння приводить до значного (в 3-4 рази) збільшення швидкості згорання, підвищення на 10-15% її повноти і поліпшення стабільності горіння.

Каскадне перетворення енергії палива в теплоту через термохімічну регенерацію тепла дозволяє зменшити втрати потенційної енергії палива за рахунок зниження термодинамічної характеристики температури продуктів згорання до температури, яка визначається термостійкістю конструкційного матеріалу камери згорання, приведення у відповідність до густини потоку енергії, накопиченої в паливі, до термодинамічної (хаотичної) густини потоку енергії продуктів згорання, збільшення ступеня завершеності хімічних реакцій.

Перехід енергії палива при максимальній, так званій калориметричній температурі хімічної реакції його горіння, проходить без втрати якості енергії. Тобто вся дієздатність (енергоємність) палива L іде на трансформацію теплоти - $\Delta H(P_0 T_0)$.

Для цього випадку можна записати

$$T_0 (\Delta S_{(P_0 T_0)} - \Delta H_{(P_0 T_0)} / T) = 0$$

Звідки максимально можлива температура горіння палива

$$T^* = \Delta H_{(P_0, T_0)} / \Delta S_{(P_0, T_0)}$$

де $\Delta H_{(P_0, T_0)}$ - спадання ентальпії в ізобарному процесі, що дорівнює тепловому ефекту реакції Q_p ;

$\Delta S_{(P_0, T_0)}$ - різниця ентропій між вихідними і кінцевими продуктами реакції, що дорівнює теплоті рівноважного процесу $Q_{утв.}$;

T - температура горіння палива;

T_0 - початкова температура палива,

Оскільки горіння при T^* відбувається без зміни якості енергії, то температурний та ізобарно-ізотермічний потенціали рівні між собою

$$(T^* - T_0) \Delta S_{(P_0, T_0)} = \Delta G_{(P_0, T_0)} = -\Delta G_{(P_0, T_0)}$$

де $\Delta G_{(P_0, T_0)}$ - спадання енергії Гіббса в оберненому ізобарно-ізотермічному процесі.

З наведеного виразу випливає, що T^* характеризує таку якість теплоти, що співпадає з якістю енергії палива, тому температура T^* має назву характеристичної температури енергії палива.

У природних видів палив, яким є низькосортне вугілля, T^* має дуже високе значення. Так, для вуглецю $T^* = 135000\text{K}$.

Тому для переходу енергії палива в теплоту тобто до горіння, необхідно знизити T^* , причому так, щоб енергоємність, яка виділяється при цьому, була б корисно використана.

Процес перетворення енергії можна характеризувати так званим параметром обміну, який являє собою відношення густини потоку енергії через носії до густини термодинамічної (хаотичної) складової енергії цього типу носіїв.

Коефіцієнт використання енергії максимальний, коли є співвідношення між густиною потоку енергії через носії та їхньою термодинамічною (хаотичною), складовою густини потоку енергії. Таке співвідношення виникає при значенні параметра обміну, що дорівнює одиниці. При меншому значенні параметра обміну енергія носіїв безперервна, при більшому - виникає похибка через утворення турбулентності.

Приведення значення параметра обміну до одиниці можливе за рахунок організації перетворення енергії по каскадній схемі, в якій частина одержуваної надлишкової енергії витрачається для підвищення якості її перетворення. При цьому загальний коефіцієнт використання енергії підвищується (максимальний).

Розрахунки пиловугільного смолоскипа кожного каскаду ґрунтуються на залежностях, що визначають процеси запалення і вигорання частинок вугільного пилу низькосортного палива,

При цьому залежність часу запалення частинок від концентрації кисню в газі достатньо слабка і сильно залежить від температури середовища в камері, що повинна бути достатньо високою для запалення і стабільного згоряння палива.

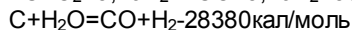
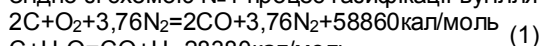
Роздрібнене низькосортне вугілля самозаймається значно швидше, ніж вугілля того ж виду у великих кусках. Це пояснюється більш об'ємною поверхнею дрібного вугілля, завдяки чому більша кількість кисню може вступати в реакцію з вугіллям в певний відрізок часу. Основною умовою в підготовці суміші, яка реагує із запаленням, є її нагрівання. Скорочення часу згоряння палива досягають організацією технологічного процесу за паралельно-послідовною схемою. При цьому, присутність незначної кількості вологи здійснює каталізуючий вплив на хід багатьох реакцій.

Пристрій для реалізації способу може включати послідовно з'єднані електролізер 1, камеру згоряння 2 водню в повітрі, камеру 3 газифікації вугілля з подачею кисню, камеру 4 газифікації вугілля з подачею повітря, камеру 5 згоряння вугілля, камеру 6 згоряння водню в повітрі, камеру 7 згоряння вугілля в кисні. Різновид камер за призначенням та послідовністю приєднання однієї до іншої залежить від стехіометрії параметрів реакцій, за якими здійснюють спалення.

Приклад конкретного виконання

Оптимальний рівень витрат органічного палива залежить від надійного способу стабілізації горіння низькосортного пиловугільного палива в широкому діапазоні зміни коефіцієнта надлишку повітря, що водночас забезпечить зменшення недопалу та шкідливих викидів у навколишнє середовище. Основними чинниками стабілізації є забезпечення (достатнього) високого температурного рівня і (інтервалу) часу горіння, що визначається геометричними розмірами стабілізатора та швидкостями взаємодіючих потоків

Згідно зі схемою №1 процес газифікації вугілля в камері 2 з подачею кисня описується системою рівнянь



Нагрів продуктів газифікації по $\Delta t = 600^\circ\text{C}$ вимагає калорій

$$\Delta Q = C_{pi} \cdot m_i \cdot \Delta t \quad (2)$$

де C_{pi} - мольна теплоємність і-го компонента;

m_i - число і-го компонента.

$$\text{Одержуємо } \Delta Q = 4,10 \cdot 10^4 \cdot \text{кал.}$$

Теплоємність C_p

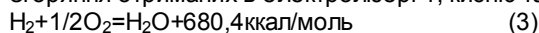
Речовина- окиснювач	Кал/моль-град	Ккал/кг-град
Повітря	6,99 (25°C)	0,250(25°C)-0,286(600°C)

N ₂	6,98	0,248
O ₂	7,14	0,218-0,256
H ₂	6,96	3,408
H ₂ O	8,10	0,264(100°C)-0,525(200-600°C)
CO ₂	9,69	0,202(25°C)-0,285 (600°C)
CO	7,0	0,250(25°C)
C (вугілля)	3,(25°C)-5,8(1500°C)	

$$\Delta Q = [7 \text{ кал/моль} \cdot \text{град} \cdot 4 \text{ моль CO} + 6,96 \text{ кал/моль} \cdot \text{град} \cdot 2 \text{ моль H}_2 + 6,96 \text{ кал/моль} \cdot \text{град} \cdot 3,76 \text{ моль N}_2] \cdot 600 \text{ град} = 68 \text{ кал/град} \cdot 600 \text{ град} = 4,1 \cdot 10^4 \text{ кал}$$

$$\Delta G = 4,1 \cdot 10^4 \text{ кал}$$

Згоряння отриманих в електролізері 1, кисню та водню в камері 5 відбувається за схемою.



Для отримання тепла ΔQ на нагрівання продуктів газифікації з камери 2 за рахунок теплоти реакції водню з киснем вимагається розкласти в електролізері 1 наступну кількість води $m_{\text{H}_2\text{O}}$.

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = Q \Delta / 68,4 \text{ ккал/моль} = 4,1 \cdot 10^4 \text{ кал} / 6,84104 = 0,604 \text{ моля H}_2\text{O} \quad (4)$$

Прийmemo $m_{\text{H}_2\text{O}} = 12 \text{ кг}$.

Для розкладу даної кількості води впродовж години вимагає електролізер потужністю 82 кВт.

Таким чином, при потужності електролізера 82 кВт і витраті через нього 12 кг/год води, згідно з системою рівнянь (1) при газифікації в камері 1 вугілля в кількості 48 кг/год з подачею повітря 137 кг/год і води 24 кг/год з початковою температурою означених компонент в 250°C на вході в газифікатор 2 на виході з нього маємо продукти газифікації CO (112 кг/год) H₂ (4 кг/год), N₂ (105 кг/год) з температурою 850°C. При цьому теплотворна спроможність продуктів газифікації (CO і H₂) складе

$$\Delta H = 29,10^6 \text{ кал/кг} \cdot 4 \text{ кг} + 2,42 \cdot 10^6 \text{ кал/кг} \cdot 112 \text{ кг} = 1,16 \cdot 10^8 \text{ кал} + 2,7 \cdot 10^8 \text{ кал} = 3,86 \cdot 10^8 \text{ кал}$$

Температура продуктів, що надходять на газифікацію в газифікатор. оцінимо з формули:

$$\Delta t = t_o + \Delta t = t_o + \frac{\Delta H}{\sum C_p \cdot m_o}$$

де ΔH - тепловий ефект реакції від згоряння водню з киснем.

$$\Delta H = 0,66 \text{ ккал H}_2 \cdot 6,84 \cdot 10^4 \text{ кал/моль} = 4,54 \cdot 10^7 \text{ кал}$$

$$\Delta t = \frac{\Delta H}{\sum C_p m_o} = \frac{4,54 \cdot 10^7 \text{ кал}}{0,416 \cdot 10^3 \cdot 48 \text{ кгс} + 0,525 \cdot 10^3 \cdot 24 \text{ кг H}_2\text{O} + 0,25 \cdot 10^3 \cdot 137 \text{ кг}}$$

$$= 680^\circ\text{C}$$

$$t = t_o + \Delta t = 250 + 680 = 930^\circ\text{C}$$

Для схеми 2 зафіксуємо кількість води, що подається в електролізер 1 ($m_{\text{H}_2\text{O}} = 12 \text{ кг/год}$), і кількість продуктів, що подаються в газифікатор 2 ($m_c = 48 \text{ кг/год}$, $m_{\text{H}_2\text{O}} = 24 \text{ кг/год}$, $m_{\text{повітря}} = 137 \text{ кг/год}$). Наведені розрахунки відповідають витратам означених компонентів у схемі 1.

Схема 2 відрізняється від схеми 1 тим, що тепло ΔQ для підігріву продуктів газифікації та продуктів, що надходять до газифікатора 2, одержують за рахунок: ΔQ_1 - спалювання водню в повітрі (камера 5) і ΔQ_2 - взаємодія кисню з вуглецем (камера 6).

$$\Delta Q = \Delta Q_1 + \Delta Q_2 \quad (3)$$

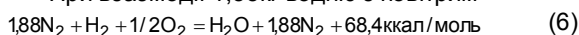
При взаємодії 1067 кг кисня з вугіллям по рівнянню



Одержуємо кількість тепла:

$$\Delta Q_2 = 0,333 \text{ кмоль} \cdot 9,4 \cdot 10^4 \text{ кал/моль} = 3,14 \cdot 10^7 \text{ кал} \quad (5)$$

При взаємодії 1,33 кг водню з повітрям



Одержуємо кількість тепла

$$\Delta Q_1 = 0,653 \text{ кмоль} \cdot 6,84 \cdot 10^4 \text{ кал/моль} = 4,54 \cdot 10^7 \text{ кал} \quad (7)$$

Звідки

$$\Delta Q = \Delta Q_1 + \Delta Q_2 = 4,54 \cdot 10^7 \text{ кал} + 3,14 \cdot 10^7 \text{ кал} = 7,68 \cdot 10^7 \text{ кал}$$

При цьому додається 1,24кмоль N₂.

Оцінимо температуру продуктів газифікації з формули

$$t = t_0 + \Delta t = 250^\circ\text{C} + \frac{\Delta Q}{\sum C_{p_i} m_i} = 250^\circ\text{C} + \frac{7,68 \cdot 10^7}{\sum C_{p_i} m_i}$$

Температура компонентів, що надходять на газифікацію до газифікатора, оцінимо по формулі

$$t = t_0 + \Delta t = t_0 + \frac{\Delta Q}{\sum C_{p_i} m_i},$$

$$\Delta Q = \Delta Q_1 + \Delta Q_2 = 7,68 \cdot 10^7 \text{ кал}$$

де m_i - кількість i-го компонента, що надходить до газифікатора, оцінимо з формули

$$\Delta t = \frac{7,68 \cdot 10^7}{0,416 \cdot 10^3 \cdot 48 \text{ кгс} + 0,525 \cdot 10^3 \cdot 24 \text{ кг}_{\text{H}_2\text{O}} + 0,25 \cdot 10^3 \cdot 137 \text{ кг}_{\text{возд}}} = 1160^\circ\text{C}$$

$$T = t_0 + t = 250 + 1160 = 1410^\circ\text{C}$$

Порівняння систем запалення і стабілізації горіння, виконаних за схемами №№1 та 2, показує, що при постійній потужності (продуктивності) електролізера робота системи по схемі №2 дозволяє підвищити температуру продуктів газифікації (центрів запалення основного палива) на 530 градусів, що є істотним з точки зору забезпечення надійного запалення.

Оцінимо кількість вугільного пилу m_{вуг.}, що може бути нагріта до температури запалення (+500°C)

$$m_{\text{уг}} = \frac{\Delta R_{\text{H}}}{C_{p_{\text{уг}}}} = \frac{3,86 \cdot 10^8 \text{ кал.моль.град}}{6,0 \cdot 10^3 \text{ кал/250град}} = 2,56 \cdot 10^5 \text{ моль} = 3,08 \cdot 10^3 \text{ кг},$$

де ΔH - теплотворна здібність продуктів газифікації CO і H₂ в газифікаторі 3.

При згорянні цієї кількості вугілля виділиться енергія

$$W = m_{\text{вуг.}} \Delta H_{\text{вуг.}} = 3,98 \cdot 10^3 \text{ кг} \cdot 7,4 \cdot 10^6 \text{ кал/кг} = 2,28 \cdot 10^{10} \text{ кал}$$

Прийmemo, що процес згорання розрахункової кількості вугільного пилу (з урахуванням подачі вугілля в стабілізатор полум'я) відбувається впродовж години, тоді потужність N_т топкової установки складе:

$$N_m = \frac{W}{t} = \frac{2,28 \cdot 10^{10} \cdot 4,18 \text{ Дж}}{3,6 \cdot 10^3 \text{ сек}} = 2,6 \cdot 10^7 \text{ Вт} = 2,6 \cdot 10^4 \text{ кВт}$$

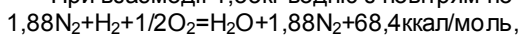
Відношення потужності N_{ел.}, що витрачається в електролізері, до потужності N_т топкового пристрою (з урахуванням ККД перетворення її в електроенергію η_{уст} = 0,5) складе:

$$B = \frac{N_{\text{ел.}}}{N_m \eta_{\text{уст}}} = \frac{82100}{2,6 \cdot 10^4 \cdot 0,5} = 0,3\%$$

Для схеми 3 зафіксуємо кількість води, що подається в електролізер 1 (m_{H₂O}=12кг/год), і кількість продуктів, що подаються в газифікатор 2 (m_c=48кг/год, m_{H₂O}=24кг/год, m_{повітря}=137кг/год). Наведені розрахунки відповідають витратам означених компонентів в схемах 1 і 2.

Схема №3 відрізняється від схеми №2 тим, що кисень з електролізера 1 надходить в камеру 3 газифікації вугілля, продукти газифікації при цьому підігріваються теплом від згорання в повітрі водню з камери 6 електролізера 1.

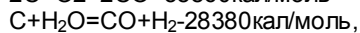
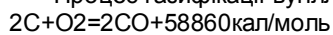
При взаємодії 1,33кг водню з повітрям по рівнянню:



Одержуємо кількість тепла

$$\Delta Q_1 = 0,663 \cdot 10^3 \text{ моля} - 6,84 \cdot 10^4 \text{ кал/моль} = 4,54 \cdot 10^7 \text{ кал}$$

Процес газифікації вугілля в камері 3 з подачею кисню описується системою рівнянь:



Нагрів продуктів газифікації на Δt вимагає калорій

$$\Delta Q = \sum C_{p_i} m_i \Delta t$$

де - C_{p*i*} - мольна теплоємність i-го компонента; m_i - число молей i-го компонента.

Оскільки кількість кисню, що подається на газифікацію вугілля, зафіксовано - 10,67кг (або 0,33кмоль), то згідно з системою рівнянь процесу газифікації кількість вугілля, що подається, складе 1,33кмоль (16кг), а кількість води - 0,67кмоль (12кг), кількість одержуваного окису вуглецю - 1,33кмоль (37кг), а водню - 0,67кмоль (1,34кг).

Вважаємо, що тепло ΔQ від взаємодії водню з повітрям в камері 6 втрачається на нагрів продуктів газифікації в камері 3. Виходячи з доведеного визначаємо приріст температури продуктів газифікації в камері 3

$$\Delta t = \frac{\Delta \Theta}{\sum C_{p_i} m_i}$$

$$\Delta t = \frac{4,54 \cdot 10^7 \text{ кал}}{10^3 \cdot \left(1,33 \cdot \text{моль CO} \cdot 6,8 \frac{\text{кал}}{\text{моль}} + 0,67 \cdot \text{моль H}_2 \cdot 6,85 \frac{\text{кал}}{\text{моль}} + 1,25 \cdot \text{моль N}_2 \cdot 7,05 \frac{\text{кал}}{\text{моль}} \right)} = 2000^\circ\text{C}$$

Звідси температура t продуктів газифікації на виході з камери 3, складе

$$t = t_0 + \Delta t = 2000 + 250 = 2250^\circ\text{C}$$

Температура компонентів, що надходять в газифікатор 3¹, складе

$$t = t_0 + \Delta t = 250 + \frac{4,54 \cdot 10^7 \text{ кал}}{16 \text{ кг} \cdot \text{с} \cdot 0,416 \cdot 10^3 + 10,67 \text{ кг} \text{O}_2 \cdot 0,256 \cdot 10^3} = 250 + 4820^\circ\text{C} = 5070^\circ\text{C}$$

Теплотворна здатність ΔH продуктів газифікації з камери 3 складе

$$\Delta H = \Delta H_{\text{H}_2} + \Delta H_{\text{CO}} = 29 \cdot 10^6 \text{ кал/кг} \cdot 1,34 = 3,9 \cdot 10^7 + 9 \cdot 10^7 = 1,29 \cdot 10^8 \text{ кал.}$$

Приріст температури Δt продуктів газифікації в камері 2 визначимо як:

$$\Delta t = \frac{\Delta H}{\sum C_{p_i} m_i} = \frac{1,29 \cdot 10^8}{68,0 \cdot 10^3} = 1900^\circ\text{C}$$

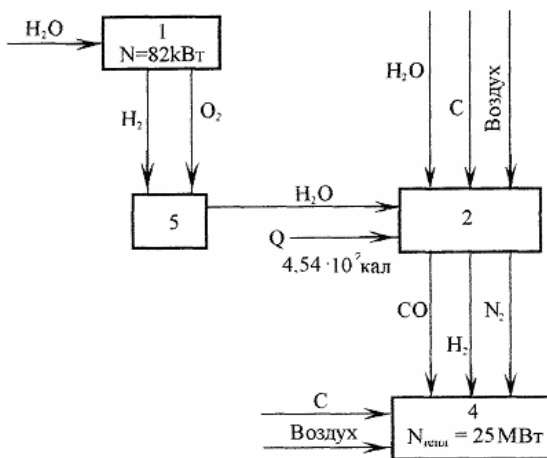
Тоді температура t продуктів газифікації на виході з камери 2 дорівнює

$$t = t_0 + \Delta t = 250 + 1900 = 2180^\circ\text{C}$$

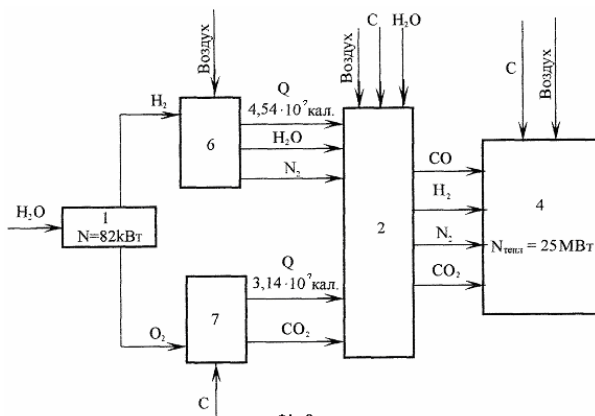
Система газифікації, виконана за схемою №3, дозволяє збільшити надійність запалення за рахунок більш значної температури продуктів газифікації (на 1100°C в порівнянні зі схемою №1 і на 830°C - зі схемою №2).

Таким чином, можна констатувати, що перетворення енергії буде еквівалентне кількості теплоти, набутої системою в кожній стадії. Ініціювання при газифікації в газифікаторі активних центрів (H_2 , OH , CO) свідчить про ріст ентальпії, сприяє збільшенню ефективності згоряння (зростання швидкості згоряння) низькосортного вугілля у наступному каскаді. Ріст температури продуктів газифікації (500 , 1380 , 2150K) на кожній наступній стадії, завдяки росту утворення активних центрів (H_2 , OH , CO) тобто росту ентальпії є достатнім та дає можливість на порядок, тобто в десятиразовому об'ємі збільшити кількість спалювального низькосортного вугілля.

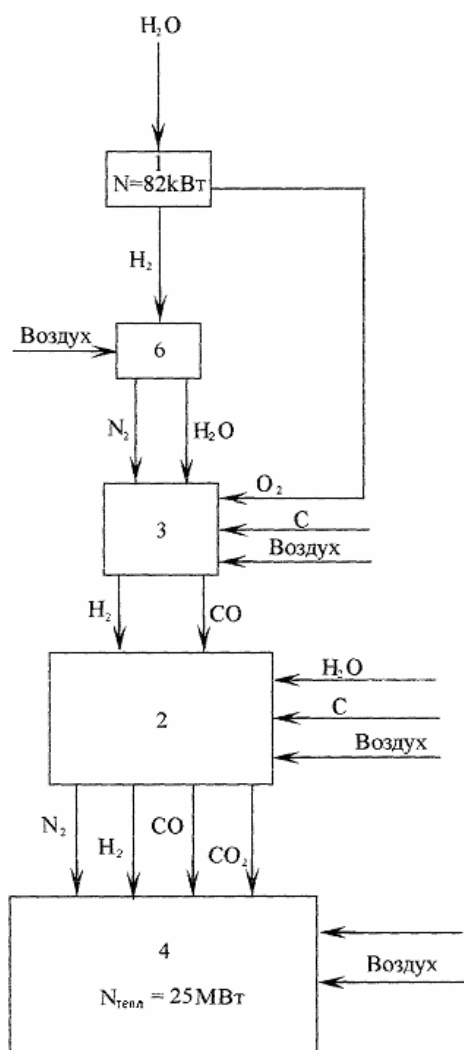
Доведена надійність запалення, що зростає за рахунок генерації активних центрів, відповідає умовам високотемпературного запалення, забезпечує підвищення ефективності спалювання і повноту згоряння низькосортного вугілля.



Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3