

НАУКОВІ ОСНОВИ ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ ТА ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧОЇ ПОЛІТИКИ

УДК 536.7

В. П. ЯЦЕНКО, канд. техн. наук, О. А. ШРАЙБЕР, д-р техн. наук
Інститут загальної енергетики НАН України, м. Київ

ВИКОРИСТАННЯ ТЕПЛОТИ ВІДПРАЦЬОВАНИХ ГАЗІВ ПРОМИСЛОВИХ ПЕЧЕЙ МЕТОДОМ ТЕРМОХІМІЧНОЇ РЕГЕНЕРАЦІЇ

Розглянуто схеми використання фізичної теплоти відпрацьованих газів промислових печей на основі технології термохімічної регенерації. Розроблено методи їх термодинамічного розрахунку. Показано, що комбінована (термохімічна та повітряна) регенерація дозволяє підвищити коефіцієнт використання палива до ~99%.

Ключові слова: термохімічна регенерація, промислова піч, відпрацьовані гази, конвертоване паливо, коефіцієнт використання палива.

У багатьох державах, включаючи Україну, значна кількість природного газу витрачається на реалізацію тих чи інших технологічних процесів у різноманітних високотемпературних промислових печах. Температура відпрацьованих газів скловарних печей становить 1200–1400 К, сталеплавильних – 1700–1800 К, а нагрівальних колодязів у машинобудуванні – 1500–1600 К. Тому, якщо ці вторинні енергоресурси не використовуються, втрати теплоти з димовими газами сягають 50–70%. Отже, необхідно розробити методи істотного підвищення енергоефективності цих установок шляхом регенерації теплоти відпрацьованих газів [1–4].

Найбільш очевидний варіант тут пов'язаний із нагріванням повітря, що надходить на горіння палива, але він має два недоліки: кількість повітря і його питома теплоємність менше, ніж відповідні параметри продуктів згорання (ПЗ); зростання температури повітря збільшує викиди NO_x в атмосферу. Цих недоліків позбавлений метод термохімічної регенерації (ТХР) [1–5], що ґрунтується на ендотермічній реакції

© ЯЦЕНКО В.П., ШРАЙБЕР О.А., 2014

конверсії природного газу з тим чи іншим реагентом: CO_2 , H_2O або ПЗ. Вуглекислотна конверсія [6] пов'язана з величезними витратами, і такий варіант навряд чи знайде застосування у практиці. Парова конверсія, що розглядається в [1, 3], потребує значної кількості водяної пари (до 1,125 кг на 1 кг вихідного палива) і, відповідно, хімічно очищеної води. Мабуть, найбільш зручний варіант – це конверсія з продуктами згорання, і далі розглядаємо його. При цьому доцільно використати як термохімічну, так і повітряну регенерацію, що дозволяє отримати максимальний ефект (наприклад, для газотурбінної установки це показано в [7]). Мета цієї роботи полягає у розробленні найбільш доцільної схеми комбінованої регенерації для промислових печей та методу розрахунку робочого процесу.

Термохімічний реактор та теплообмінник для нагрівання повітря можна розташувати трьома способами: паралельно чи послідовно (реактор за теплообмінником або навпаки). Очевидно, другий варіант *a priori* можна вважати невдалим: у цьому випадку ТХР проводиться при досить низьких температурах, і її ефек-

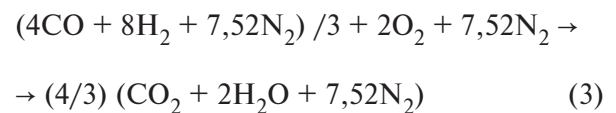
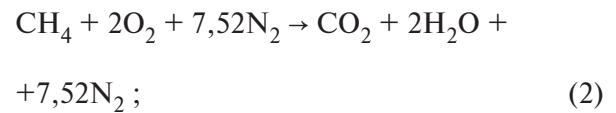
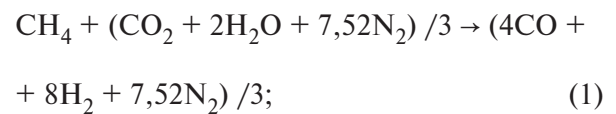
тивність (яка сильно і нелінійно залежить від температури) буде незначною*. Тому розглянемо два інші варіанти.

При паралельному розташуванні апаратів (рис. 1) ПЗ із печі надходять у розподільник 5 і поділяються на два потоки. Один із них спрямовується в реактор, а другий – у теплообмінник. Після виходу з реактора необхідна кількість ПЗ розподільником 4 направляється у змішувач 6, а залишок скидається в атмосферу. В реакторі фізичне тепло димових газів використовується для здійснення конверсії паливної суміші, яка надходить зі змішувача. Після теплообмінника 3 ПЗ виводяться в атмосферу, а нагріте до певної температури повітря подається у піч.

У третьому із згаданих варіантів (рис. 2) димові гази після виходу з печі послідовно проходять реактор і теплообмінник. Далі, як і у попередньому варіанті, необхідна частина ПЗ подається у змішувач 6, а інша частина скидається в атмосферу.

Для визначення енергетичної ефективності наведених схем потрібно розробити метод їх термодинамічного розрахунку. При цьому будемо вважати, що втрати теплоти через стінки реактора, теплообмінника, розподільвачів, змішувача і сполучних трубопроводів незначні, і ними можна знехтувати. Для спрощення приймаємо, що вихідне паливо склада-

ється із чистого метану, та розглядаємо випадок стехіометричних реакцій конверсії і горіння метану та конвертованого палива (КП):



(тут умовно вважається, що реакція (1) іде до кінця, але склад продуктів згоряння КП буде однаковий незалежно від ступеня конверсії). Підкреслимо, що кількість ПЗ конвертованого палива у 4/3 раза більша, ніж при спалюванні метану.

Позначимо через I фізичну ентальпію газу (газової суміші), через Q – його (її) калорійність, а через J – повну ентальпію (у МДж/кмоль метану, що надходить в установку). Нижні індекси у цих величин відповідають точкам на рис. 1 і 2 (літери в кружечках).

Розглянемо спочатку схему на рис. 1. Для кожного варіанта розрахунку задаються такі

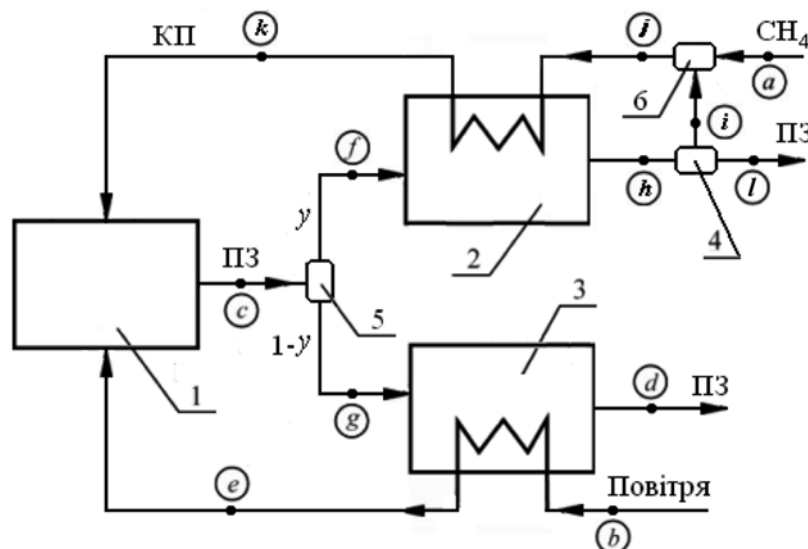


Рис. 1. Схема печі з термохімічною регенерацією теплоти димових газів при паралельному розташуванні реактора і теплообмінника: 1 – піч; 2 – реактор; 3 – теплообмінник; 4, 5 – розподільники; 6 – змішувач

* Для парової конверсії подібна схема пропонується в [3] – тут найбільш гарячі ПЗ подаються не у термохімічний реактор, а в парогенератор.

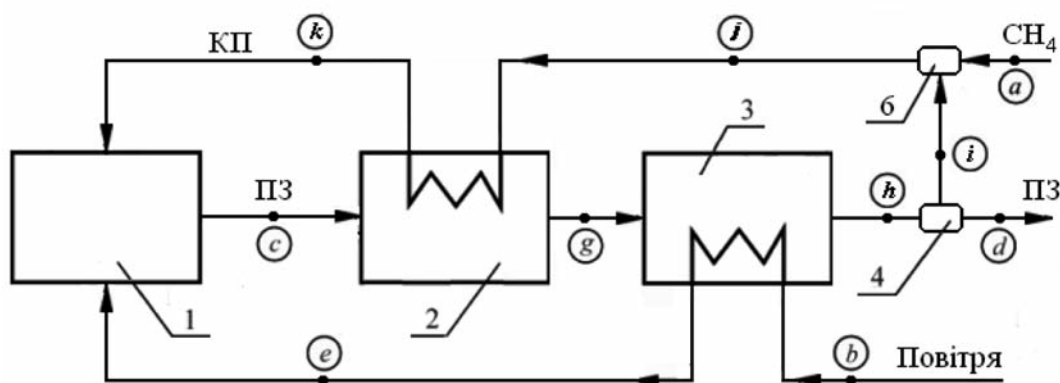


Рис. 2. Схема печі з термохімічною регенерацією теплоти димових газів при послідовному розташуванні реактора і теплообмінника (позначення за рис. 1)

вихідні дані: температури T_a , T_b , T_c , T_k , частка потоку ПЗ із печі, що надходить у реактор, y (звичайно, $y \geq 0,25$) і коефіцієнти в відомих тричленних формулах [8] для істинної теплоємності семи речовин, що розглядаються (див. (1) – (3)). Спочатку за допомогою згаданих формул [8] обчислюються значення I_a та I_c (склад ПЗ у цій точці відповідає правій частині (3)), а з використанням розробленої раніше програми EQCO4 [5] – J_k . З урахуванням прийнятих припущень рівняння енергетичного балансу реактора можна записати як

$$I_f - I_h = J_k - J_a - I_i, \quad (4)$$

де $J_a = I_a + Q_a$; Q_a – калорійність метану; $I_f = yI_c$;

$I_i = I_h/(4y)$. Це дозволяє знайти ентальпію продуктів згоряння у точці h . Оскільки теплоємність речовин, що розглядаються, істотно залежить від температури, для обчислення T_h (по відомій ентальпії I_h) використовується ітераційна процедура, детально описана у роботі [7].

Далі розраховуються параметри теплообмінника. Тут рівняння балансу енергії має вигляд

$$I_g - I_d = I_e - I_b \quad (I_g = I_c(1 - y)), \quad (5)$$

отже, для його розв'язання (обчислення I_d та T_d) потрібно задати значення температури гарячого повітря T_e (дещо нижче, ніж температура ПЗ на виході із печі). Зрозуміло, що ця температура повинна залежати від величини y і

температури ПЗ T_d на виході з теплообмінника. Для збільшення економії первинного палива потрібно домагатися мінімальних (реально можливих) значень T_d (звичайно, така вимога стосується і температури після реактора T_h). Але, з іншого боку, різниця температур між теплоносіями ΔT на «холодному» кінці обох апаратів не повинна бути надто малою, бо це призвело би до необхідності мати дуже розвинену поверхню теплообміну. Тут необхідно відзначити, що температура T_j реагуючої суміші, що складається з одного моля метану та 3,5 молів ПЗ (див. (1)), досить близька до $T_i = T_h$. Отже, щоб забезпечити тут значну ΔT , необхідно підіймати температуру T_h , що знизить коефіцієнт використання палива (КВП). Тому у межах нашого аналізу не будемо накладати обмежень на рівень T_h і вимагатимемо тільки

$$T_d - T_b \geq \Delta T_1, \quad (6)$$

де ΔT_1 – деяке реперне значення ΔT , що вибирається з діапазону 25–50 К. Якщо ж нерівність (6) не виконується, чи різниця ΔT на «холодному» кінці реактора або/та теплообмінника дуже велика, то потрібно задати нові значення y та (можливо) T_e , T_k і повторити розрахунок. Останній крок – це обчислення КВП:

$$\eta = 1 - (I_l + I_d)/(J_a + I_b)$$

$$(I_l = I_h(1 - 0,25/y)). \quad (7)$$

Тепер розглянемо варіант послідовного розташування апаратів (рис. 2). Задаються значення T_a , T_b , T_c , T_k та T_e . Для кожної із цих температур за формулами [8] обчислюються відповідні ентальпії, а за програмою EQCO4 – повна ентальпія КП J_k . Рівняння енергетичного балансу для реактора та установки в

цілому (за винятком печі) записуються як

$$I_c - I_g = J_k - J_a - I_i, \quad (8)$$

$$I_c - I_d = J_k - J_a + I_e - I_b, \quad (9)$$

де $I_i = I_h/4$; $I_d = 3I_i$. Далі із (9) знаходиться зна-

Таблиця 1 – Термодинамічні параметри схем утилізації теплоти відпрацьованих газів при $T_c = 1100$ К; $y = 0,798$

Позначення точки на рис. 1, 2	Параметр	Схема по рисунку	
		1	2
<i>e</i>	Ентальпія, МДж/кмоль СН ₄	75,1	52,1
	Температура, К	559	479
<i>d</i>	Ентальпія, МДж/кмоль СН ₄	4,3	32,6
	Температура, К	347	397
<i>g</i>	Ентальпія, МДж/кмоль СН ₄	–	70,2
	Температура, К	–	508
<i>h</i>	Ентальпія, МДж/кмоль СН ₄	11,3	–
	Температура, К	331	–
КВП, %		99,1	96,0

Таблиця 2 – Термодинамічні параметри і КВП при $T_c = 1200$ К; $y = 0,698$

Позначення точки на рис. 1, 2	Параметр	Схема по рисунку	
		1	2
<i>e</i>	Ентальпія, МДж/кмоль СН ₄	126, 8	88,0
	Температура, К	735	604
<i>d</i>	Ентальпія, МДж/кмоль СН ₄	6,8	49,3
	Температура, К	350	444
<i>g</i>	Ентальпія, МДж/кмоль СН ₄	–	113,8
	Температура, К	–	634
<i>h</i>	Ентальпія, МДж/кмоль СН ₄	10,1	–
	Температура, К	331	–
КВП, %		99	93,9

чення I_d , а із (8) – ентальпія продуктів згоряння між реактором та теплообмінником:

$$I_g = [4(I_c - J_k + J_d) - I_e + I_b]/3. \quad (10)$$

Відповідні температури обчислюються за процедурою [7], і перевіряється виконання нерівності $T_g - T_e \geq \Delta T_2$ та нерівності (6). У разі необхідності (подібно до схеми на рис. 1) задаються нові значення T_e та/або T_k , і розрахунок повторюється. Нарешті, обчислюється КВП за формулою (7), де доданок I_l випускається.

Описані алгоритми було реалізовано у програмах PAR1 та SUC1, та проведено широкі числові дослідження. Деякі результати, як приклад, наведено у табл. 1 і 2 (тут $T_a = T_b = 300$ К; $T_k = 970$ К).

Таким чином, використання представлених схем комбінованої регенерації дозволяє отримати дуже високий коефіцієнт використання палива, особливо при паралельному розташуванні апаратів. Для порівняння наведемо значення КВП для умов табл. 1 і 2 при ТХР або повітряній регенерації: $\eta = 80$ – 90% . На закінчення відзначимо, що наведені формули легко узагальнити на випадок нестехіометричних реакцій горіння або/та конверсії.

ВИСНОВКИ

Виконано термодинамічний аналіз схем комбінованої (термохімічної та повітряної) регенерації фізичної теплоти відпрацьованих газів промислових печей із паралельним та послідовним розташуванням реактора і теплообмінника. Записано рівняння енергетичного балансу елементів схем (4), (5), (8) – (10). Проведені числові дослідження демонструють, що схема з паралельним розташуванням реактора і теплообмінника дозволяє отримати дуже високий коефіцієнт використання палива – $\eta \sim 99\%$.

1. *К опытно-промышленным испытаниям стекловаренной печи с химической регенерацией тепла / И. И. Перелетов,*

В. Н. Новосельцев, М. Ф. Шопшин и др. // Тр. МЭИ. Энергетика высокотемпературной теплотехнологии. – 1980. – Вып. 476. – С. 26 – 32.

2. *Mattocks G. R. Reforming natural gas with recirculated waste-gas to improve the efficiency of oxy/fuel fired furnaces / G. R. Mattocks // Glass Technol. – 2002. – V. 43, No. 1. – P. 1 – 5.*

3. *Thermo-chemical recuperation improves furnace thermal efficiency / S. Sikirica, H. Kurek, A. Kozlov, M. Khinkis // Heat Treat. Progr. – 2007. – V. 7, No. 5. – P. 28 – 31.*

4. *Пашенко Д. И. Термохимическая регенерация теплоты отходящих дымовых газов и ее схемные решения / Д. И. Пашенко, М. Н. Никитин // Пром. энерг. – 2012. – № 6. – С. 47 – 50.*

5. *Шрайбер О. А. Використання теплових вторинних енергоресурсів методом термохімічної регенерації. Розрахунок конверсії палива / О. А. Шрайбер // Проблеми загальної енергетики. – 2013. – № 2 (33). – С. 39 – 42.*

6. *Арутюнов В. С. Окислительные превращения метана / В. С. Арутюнов, О. В. Крылов. – М.: Наука, 1998. – 361 с.*

7. *Шрайбер О. А. Використання теплових вторинних енергоресурсів методом термохімічної регенерації. Метод розрахунку газотурбінної установки / О. А. Шрайбер // Проблеми загальної енергетики. – 2013. – № 3 (34). – С. 47 – 51.*

8. *Равдель А. А. Краткий справочник физико-химических величин / А. А. Равдель, А. М. Пономарева. – Л.: Химия, 1974. – 200 с.*

Надійшла до редколегії 18.02.2014

Рецензент

Зав. відділу оптимізації розвитку паливних баз ІЗЕ НАН України,

канд. техн. наук

О.В. Стогній