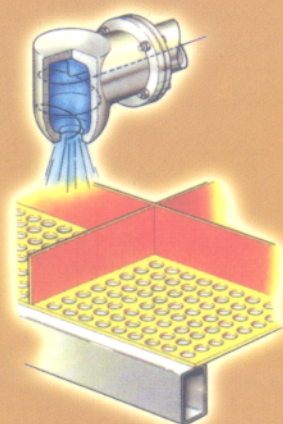
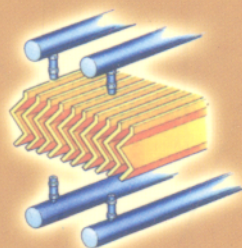
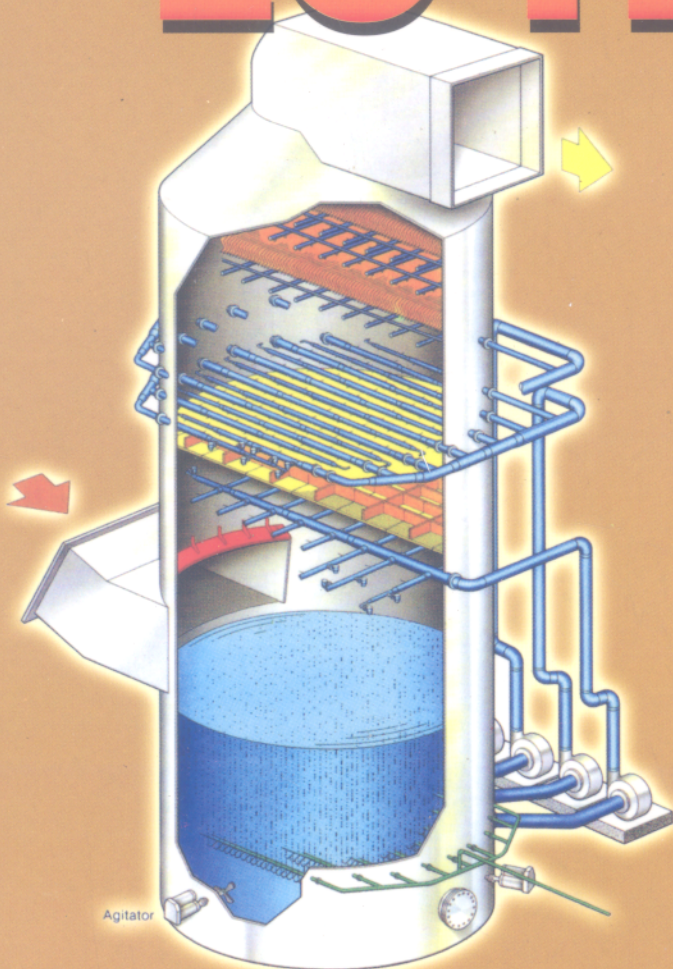


Đỗ Văn Thắng
Trương Ngọc Tuấn

Bài tập

LÒ HƠI



NHÀ XUẤT BẢN
KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

**ĐỖ VĂN THẮNG
TRƯƠNG NGỌC TUẤN**

BÀI TẬP LÒ HƠI



**NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
HÀ NỘI**

Chịu trách nhiệm xuất bản: PGS. TS. TÔ ĐĂNG HẢI
Biên tập: NGUYỄN THỊ NGỌC KHUÊ
Sửa bản in: PHẠM VĂN
Vẽ bìa: ĐẶNG NGỌC QUANG

In 500 cuốn, khổ 16 x 24 cm, tại Công ty cổ phần in Hàng không.
Quyết định xuất bản số: 75-2007 /CXB/ 306 – 02/ KHKT.
In xong và nộp lưu chiểu quý I năm 2008.

LỜI NÓI ĐẦU

Cuốn sách “Bài tập lò hơi” dùng cho sinh viên các ngành Máy và thiết bị nhiệt lạnh, Kỹ thuật năng lượng, Kinh tế năng lượng trong việc nghiên cứu và học tập môn “Lò hơi”. Cuốn sách cũng có ích cho các kỹ sư làm việc ở lĩnh vực thiết kế, chế tạo và vận hành lò hơi, đặc biệt bổ ích cho các cán bộ làm việc trong nhà máy nhiệt điện và những xí nghiệp có hệ thống cung cấp nhiệt.

Để hiểu rõ và hoàn tất bài tập, sinh viên cần có kiến thức về kỹ thuật nhiệt, lý thuyết cháy, công nghệ lò hơi.

Mặc dù chúng tôi đã có nhiều cố gắng trong biên tập và biên soạn, nhưng chắc chắn còn nhiều thiếu sót, mong quý bạn đọc góp ý cho chúng tôi theo địa chỉ: Bộ môn Máy Năng lượng, Viện Khoa học và công nghệ Nhiệt - Lạnh, Trường Đại học Bách khoa Hà Nội.

Chúng tôi tỏ lòng biết ơn đến các tác giả của những cuốn sách làm tài liệu tham khảo để chúng tôi biên soạn cuốn sách này.

Chúng tôi xin cảm ơn Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, các cộng tác viên đã góp công sức để cuốn sách này đến tay bạn đọc.

Các tác giả

Chương 1

TÍNH TOÁN CÁC ĐẶC TÍNH CỦA NHIÊN LIỆU NĂNG LƯỢNG

1.1. THÀNH PHẦN NHIÊN LIỆU

Các quan hệ chính và công thức tính toán khi chuyển đổi thành phần nguyên tố khối lượng nhiên liệu sang thành phần khác được thực hiện theo các hệ số trong bảng 1.1.

Bảng 1.1

Thành phần nhiên liệu đã cho	Thành phần nhiên liệu cần tìm		
	làm việc	khô	cháy
làm việc	1	$\frac{100}{100 - W^p}$	$\frac{100}{100 - W^p - A^p}$
khô	$\frac{100 - W^p}{100}$	1	$\frac{100}{100 - A^p}$
cháy	$\frac{100 - W^p - A^p}{100}$	$\frac{100 - A^p}{100}$	1

Nếu nhiên liệu chứa lượng lớn cacbonat (hơn 2%) thì hệ số chuyển đổi có tính đến sự phân huỷ cacbonat. Trong trường hợp này thành phần cháy bằng:

$$G = 100 - W^p - (CO_2)_k \quad (1.1)$$

ở đây: $(CO_2)_k$ - hàm lượng cacbonic của muối cacbonat, %;

W^p - độ ẩm có trong nhiên liệu làm việc;

A^p - độ tro có trong nhiên liệu làm việc.

Việc chuyển đổi thành phần cơ bản làm việc của nhiên liệu có độ ẩm W^p_1 ra thành phần có độ ẩm W^p_2 thực hiện bằng cách nhân các thành phần ban đầu với hệ số $\frac{100 - W^p_2}{100 - W^p_1}$. Cũng làm như vậy khi thay đổi độ tro nhiên liệu A^p_1 tới A^p_2 nhân với $\frac{100 - A^p_2}{100 - A^p_1}$.

Ví dụ 1.1. Khi nghiên cứu trong phòng thí nghiệm người ta có thành phần nguyên tố của than Kuznhekski mác CC theo thành phần cháy: $C^r = 84,0\%$;

$H^r = 4,5\%$; $N^r = 2,0\%$; $O^r = 9\%$; $S^r = 0,5\%$. Độ ẩm và độ tro theo thành phần làm việc bằng $W^p = 12,0\%$ và $A^p = 11,4\%$. Hãy xác định thành phần nguyên tố làm việc của nhiên liệu.

Bài giải: Để chuyển đổi từ thành phần cháy ra thành phần làm việc ta sử dụng hệ số chuyển đổi:

$$K = \frac{100 - W^p - A^p}{100} = \frac{100 - 12,0 - 11,4}{100} = 0,766$$

Khi đó:

$$C^p = C^r K = 84,0 \cdot 0,766 = 64,34\%;$$

$$H^p = H^r K = 4,5 \cdot 0,766 = 3,45\%;$$

$$N^p = N^r K = 2,0 \cdot 0,766 = 1,53\%;$$

$$O^p = O^r K = 9,0 \cdot 0,766 = 6,90\%;$$

$$S^p = S^r K = 0,5 \cdot 0,766 = 0,38\%;$$

Kiểm tra: Tổng thành phần nguyên tố của nhiên liệu theo thành phần làm việc:

$$64,34 + 3,45 + 1,53 + 6,90 + 0,38 + 12,0 + 11,40 = 100\%$$

Ví dụ 1.2. Người ta cho thành phần cháy của than Kuznhetxki mác CC như sau: $C^r = 80,2\%$; $H^r = 3,3\%$; $N^r = 2,1\%$; $O^r = 14\%$; $S^r = 0,4\%$. Biết rằng độ tro của thành phần khô $A^c = 22,12\%$. Hãy xác định thành phần cơ bản của nhiên liệu theo thành phần làm việc ở $W^p = 15,0\%$.

Bài giải: Tương ứng với bảng 1.1, hệ số chuyển đổi thành phần có dạng $\frac{100 - W^p - A^p}{100}$. Để sử dụng nó ta chuyển đổi độ tro từ thành phần khô sang thành phần làm việc:

$$A^p = A^c \frac{100 - W^p}{100} = 22,12 \frac{100 - 15,0}{100} = 18,8\%$$

Khi đó:

$$K = \frac{100 - W^p - A^p}{100} = \frac{100 - 15,0 - 18,8}{100} = 0,662.$$

Ta xác định thành phần nguyên tố theo thành phần làm việc:

$$C^p = C^r K = 80,2 \cdot 0,662 = 53,09\%;$$

$$H^p = H^r K = 3,3 \cdot 0,662 = 2,18\%;$$

$$N^p = N^r K = 2,1 \cdot 0,662 = 1,39\%;$$

$$O^p = O^r K = 14,0 \cdot 0,662 = 9,27\%;$$

$$S^p = S^k = 0,4 \cdot 0,662 = 0,27\%;$$

Kiểm tra thành phần nguyên tố toàn phần theo thành phần làm việc

$$\begin{aligned} C^p + H^p + O^p + N^p + S^p + A^p + W^p &= \\ &= 53,09 + 2,18 + 9,27 + 1,39 + 0,27 + 18,8 + 15,0 = 100\%. \end{aligned}$$

BÀI TẬP

Bài 1.1. Người ta sấy than Berezovskii có thành phần làm việc $W^p = 33\%$; $A^p = 4,7\%$; $S^p = 0,2\%$; $C^p = 44,3\%$; $H^p = 3,0\%$; $N^p = 0,4\%$; $O^p = 14,4\%$ được thực hiện theo sơ đồ hở. Hãy xác định thành phần khối lượng làm việc của nhiên liệu khi được sấy đến $W^p = 10,0\%$.

Bài 1.2. Thành phần cacbon làm việc của than Ekibas - Tuzskii bằng $C^p = 43,4\%$ ở $W^p = 7\%$ và $A^p = 38,1\%$. Hãy xác định thành phần cacbon khô khi tăng độ tro làm việc của nhiên liệu tới $A^p = 45,0\%$.

Bài 1.3. Hãy xác định thành phần cháy của than Nhierlungrinskii. Nếu biết thành phần làm việc: $W^p = 9,5\%$; $A^p = 12,7\%$; $S^p = 0,2\%$; $C^p = 66,1\%$; $H^p = 3,3\%$; $N^p = 0,7\%$; $O^p = 7,5\%$.

Bài 1.4. Hãy xác định thành phần làm việc của đá phiến, nếu biết thành phần cháy: $S^r = 5,25\%$; $C^r = 72,13\%$; $H^r = 10,16\%$; $N^r = 0,33\%$; $O^r = 12,13\%$. Thành phần cháy có: $W^p = 13,0\%$; $(CO_2)^p_k = 16,5\%$; $A^p = 40,0\%$.

1.2. NHIỆT TRỊ CHÁY CỦA NHIÊN LIỆU

Nhiệt trị cháy thấp và cao (kJ/kg) được liên hệ với nhau theo biểu thức:

$$Q_H = Q_B - 25,12 (9H + W) \quad (1.3)$$

Việc tính chuyển đổi nhiệt trị cháy nhiên liệu như sau:

$$Q^p_H = Q^p_B - 25,1 (9H^p + W^p); \quad (1.4)$$

$$Q^c_H = Q^c_B - 226 H^c; \quad (1.5)$$

$$Q^r_H = Q^r_B - 226 H^r; \quad (1.6)$$

$$Q^p_H = Q^c_H \frac{100 - W^p}{100} - 25,1 W^p; \quad (1.7)$$

$$Q^p_H = Q^r_H \frac{100 - W^p - A^p}{100} - 25,1 W^p \quad (1.8)$$

ở đây các chỉ số "p", "c", "r" tương ứng là thành phần làm việc, thành phần khô và thành phần cháy của nhiên liệu.

Khi thay đổi độ ẩm từ W^p_1 tới W^p_2 và độ tro từ A^p_1 tới A^p_2 , để xác định nhiệt trị cháy, sử dụng các biểu thức:

$$Q^p_{H2} = (Q^p_{H1} + 25,1W^p_1) \frac{100 - W^p_2}{100 - W^p_1} - 25,1W^p_2; \quad (1.9)$$

$$Q^p_{H2} = Q^p_{H1} \frac{100 - A^p_2}{100 - A^p_1} \quad (1.10)$$

Khi thay đổi đồng thời độ ẩm và độ tro:

$$Q^p_{H2} = (Q^p_{H1} + 25,1 W^p_1) \frac{100 - W^p_2 - A^p_2}{100 - W^p_1 - A^p_1} - 25,1W^p_2 \quad (1.11)$$

Để tính toán gần đúng, cũng như để kiểm tra thành phần nguyên tố của nhiên liệu (nếu cho Q^p_H) nhiệt trị cháy thấp (kJ/kg) được xác định theo công thức Mendeleev:

$$Q^p_H = 339C^p + 1030H^p - 109(O^p - S^p) - 25,1W^p; \quad (1.12)$$

$$Q^r_H = 339C^r + 1030H^r - 109(O^r - S^r) \quad (1.13)$$

Độ chênh Q^r_H tính được so với giá trị thu được trong bom nhiệt lượng kế không được vượt quá ± 628 kJ/kg đối với nhiên liệu có độ tro nhỏ hơn 25% và ± 837 kJ/kg với các nhiên liệu khác.

Nhiệt trị của nhiên liệu khí lấy theo số liệu xác định bằng nhiệt lượng kế. Khi không có các số liệu như vậy, nhiệt trị cháy 1 m³ khí ở các điều kiện tiêu chuẩn được tính theo công thức.

$$Q^e_H = 0,01 [Q_{H_2S} \cdot H_2S + Q_{CO} \cdot CO + Q_{H_2} \cdot H_2 + \Sigma(Q_{C_mH_n} C_mH_n)], \quad (1.14)$$

ở đây Q_{H_2S} , Q_{CO} và ... - nhiệt trị cháy của các thành phần trong nhiên liệu khí (kJ/m³) lấy theo các sổ tay nhiệt kỹ thuật.

Khi đốt hỗn hợp hai nhiên liệu rắn hay lỏng, cho theo các thành phần khối lượng (g' - phần khối lượng của một trong các nhiên liệu trong hỗn hợp) nhiệt trị của 1 kg hỗn hợp được tính theo công thức:

$$Q^p_H = Q^{p'}_{Hg'} + Q^{p''}_H (1 - g') \quad (1.15)$$

Nếu hỗn hợp cho dưới dạng các phần nhiệt trị toả ra của mỗi nhiên liệu (q' - phần của một trong các nhiên liệu), thì để chuyển đổi theo các phần khối lượng ta sử dụng biểu thức:

$$g' = \frac{q'Q^{p''}_H}{q'Q^{p''}_H + (1 - q') Q^p_H} \quad (1.16)$$

Khi đốt hỗn hợp nhiên liệu rắn hay lỏng, khí, việc tính toán tiến hành cho 1 kg nhiên liệu rắn hay nhiên liệu lỏng, có tính lượng nhiên liệu khí x (m³) dùng

cho 1 kg nhiên liệu rắn hay nhiên liệu lỏng:

$$Q^p_H = Q^{p'}_H + xQ^{p''}_H \quad (1.17)$$

Nếu hỗn hợp cho theo các phần nhiệt toả ra q' , thì lượng khí (m^3) cần cho 1 kg nhiên liệu rắn hay lỏng, có thể tìm được theo biểu thức:

$$x = \frac{1 - q'}{q'} \frac{Q^{p''}_H}{Q^{p'}_H} \quad (1.18)$$

Trên cơ sở (1.17) và (1.18), nhiệt trị của hỗn hợp có thể tìm được, nếu biết các số liệu ban đầu theo nhiên liệu cơ bản $Q^{p'}_H$ và q' :

$$Q^p_H = Q^{p'}_H \frac{1}{q'} \quad (1.19)$$

Ví dụ 1.3. Đối với than Kuznhekski (thành phần nguyên tố xem ví dụ 1.1) xác định Q^c_H , Q^r_H , Q^p_H , nếu nhiệt trị thấp theo thành phần làm việc bằng $Q^p_H = 23990$ kJ/kg.

Bài giải:

$$Q^p_B = Q^p_H + 25,1(W^p + 9H^p) = 23900 + 25,1(12,0 + 9 \cdot 3,45) = 25071 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} Q^c_H &= (Q^p_H + 25,1W^p) \frac{100}{100 - W^p} - 226 H^c \\ &= (23900 + 25,1 \cdot 12,0) \frac{100}{100 - 12,0} - 226 \cdot 3,92 = \\ &= 27604 - 886 = 26718 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q^r_H &= (Q^p_H + 25,1W^p) \frac{100}{100 - W^p \cdot A^p} - 226 H^r = \\ &= (23990 + 25,1 \cdot 12,0) \frac{100}{100 - 12,0 - 11,4} - 226 \cdot 4,5 = 30695 \text{ kJ/kg.} \end{aligned}$$

Ví dụ 1.4. Nhiệt trị cháy cao và thấp, làm việc của bột than Nazarovski (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 15) tăng lên bao nhiêu lần khi chuyển từ sơ đồ sấy kín sang sấy hở có độ ẩm cuối cùng của bột than $W^{ht} = 10,0\%$. Nhiệt trị thấp ban đầu của nhiên liệu làm việc bằng 13020 kJ/kg.

Bài giải: Ta xác định nhiệt trị cháy thấp của bột than:

$$\begin{aligned} Q^{ht}_H &= (Q^p_H + 25,1W^p) \frac{100 - W^{ht}}{100 - W^p} - 25,1W^{ht} \\ &= (13020 + 25,1 \cdot 39,0) \frac{100 - 10,0}{100 - 39,0} - 25,1 \cdot 10,0 = 20403 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Ta tìm được nhiệt trị cháy cao của nhiên liệu ban đầu và bột than:

$$Q^p_B = Q^p_H + 25,1(9H^p + W^p) = 13020 + 25,1(9 \times 2,6 + 39,0) = 14586 \text{ kJ/kg}$$

$$= 14586 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{B}}^{\text{bt}} = Q_{\text{B}}^{\text{p}} \frac{100 - W^{\text{bt}}}{100 - W^{\text{p}}} = 14586 \frac{100 - 10,0}{100 - 39,0} = 21520 \text{ kJ/kg}$$

Phương án khác xác định nhiệt trị cháy cao của bột than:

$$Q_{\text{B}}^{\text{bt}} = Q_{\text{H}}^{\text{bt}} + 25,1 (9H^{\text{bt}} + W^{\text{bt}}) = 20403 + 25,1 (9 \times 3,84 + 10,0) \\ = 21520 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{ở đây } H^{\text{bt}} = H^{\text{p}} \frac{100 - W^{\text{bt}}}{100 - W^{\text{p}}} = 2,6 \frac{100 - 10,0}{100 - 39,0} = 3,84\%$$

Ví dụ 1.5. Hãy xác định nhiệt trị cháy của nhiên liệu khí có thành phần sau: $\text{CH}_4 = 94,0\%$; $\text{C}_2\text{H}_6 = 2,8\%$; $\text{C}_3\text{H}_8 = 0,4\%$; $\text{C}_4\text{H}_{10} = 0,3\%$; $\text{C}_5\text{H}_{12} = 0,1\%$; $\text{N}_2 = 2,0\%$; $\text{CO}_2 = 0,4\%$.

Bài giải: Ta xác định nhiệt trị cháy của khí theo (1.14):

$$Q_{\text{H}}^{\text{c}} = 0,01 (0 + 0 + 0 + 35818 \times 94,0 + 63248 \times 2,8 + 91251 \times 0,4 + \\ 118646 \times 0,3 + 146077 \times 0,1) = 36321 \text{ kJ/m}^3 = 36,321 \text{ MJ/m}^3.$$

Nhiệt trị cháy thấp của các thành phần khí riêng biệt lấy theo bảng P2.5 tính đối tương ứng các giá trị sang hệ đơn vị SI.

Ví dụ 1.6. Khi làm việc ở tải thấp, trong buồng đốt của lò hơi đốt cháy 25 T/h nhiên liệu rắn có $Q_{\text{H}}^{\text{p}} = 20934 \text{ kJ/kg}$ và $15 \cdot 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$ khi có $Q_{\text{H}}^{\text{r}} = 40 \cdot 10^3 \text{ kJ/kg}$. Hãy xác định nhiệt trị cháy quy ước của hỗn hợp nhiên liệu.

Bài giải: Khi đốt cháy nhiên liệu rắn, lỏng hỗn hợp với nhiên liệu khí, tính toán tiến hành theo nhiệt trị cháy quy ước, lấy theo 1 kg nhiên liệu rắn hay lỏng: $Q_{\text{H}}^{\text{p}} = Q_{\text{H}}^{\text{r}} + x \cdot Q_{\text{H}}^{\text{r}}$, ở đây x lượng khí, m^3 , ứng với 1 kg nhiên liệu rắn hay lỏng:

$$x = \frac{15 \cdot 10^3}{25 \cdot 10^3} = 0,6$$

$$\text{Khi đó } Q_{\text{H}}^{\text{p}} = 20934 + 0,6 \cdot 40 \cdot 10^3 = 44934 \text{ kJ/kg}.$$

BÀI TẬP

Bài 1.5. Hãy kiểm tra độ chính xác việc xác định thành phần nguyên tố của nhiên liệu nếu biết các số liệu đo trong phòng thí nghiệm: $\text{C}^{\text{c}} = 62,17\%$; $\text{H}^{\text{c}} = 4,10\%$; $\text{O}^{\text{c}} = 5,17\%$; $\text{N}^{\text{c}} = 1,29\%$; $\text{S}^{\text{c}} = 3,27\%$; với $\text{A}^{\text{p}} = 22,10\%$; $\text{W}^{\text{p}} = 7,90\%$; $Q_{\text{H}}^{\text{p}} = 22776 \text{ kJ/kg}$.

Bài 1.6. Do phương pháp khai thác than là lộ thiên nên làm tăng độ tro của than từ 38,1 tới 48,0% theo thành phần làm việc và độ ẩm từ 7,0 tới 11,0%. Hãy xác định nhiệt trị thấp của than thay đổi bao nhiêu nếu giá trị ban đầu của nó bằng $Q^p_H = 16747 \text{ kJ/kg}$.

Bài 1.7. Hãy xác định nhiệt trị cháy của hỗn hợp nhiên liệu rắn có nhiệt trị thấp $Q^p_{H_1} = 13020 \text{ kJ/kg}$ và mazut có $Q^p_{H_2} = 38800 \text{ kJ/kg}$, khi tỷ lệ nhiệt của nhiên liệu rắn trong hỗn hợp $q' = 0,30$.

Bài 1.8. Ở nhà máy đồng phát nhiệt điện đốt khí lò và mazut, tỉ lệ phần nhiệt của khí lò $q'' = 0,6$. Hãy xác định lượng khí tính cho 1 kg mazut và nhiệt trị của hỗn hợp tính cho 1 kg mazut. Mazut có $Q^{p'}_H = 38870 \text{ kJ/kg}$, khí lò có $Q^{p''}_H = 3710 \text{ kJ/m}^3$.

Chương 2

CÁC TÍNH TOÁN SẢN PHẨM CHÁY CỦA NHIÊN LIỆU

2.1. THỂ TÍCH KHÔNG KHÍ LÝ THUYẾT

Đối với các nhiên liệu rắn và lỏng:

Lượng không khí theo thể tích, m³/kg:

$$V^0 = 0,0889 (C^p + 0,375S^p) + 0,265H^p - 0,0333O^p; \quad (2.1a)$$

Lượng không khí theo khối lượng, kg/kg:

$$L^0 = 0,115(C^p + 0,375S^p) + 0,342H^p - 0,0431O^p \quad (2.1b)$$

Khi đốt cháy khí tự nhiên, lượng thể tích m³/m³ khí:

$$V^0 = 0,0476 \left[\Sigma(m + \frac{n}{4})C_mH_n + 0,5(CO + H_2) + 1,5H_2S - O_2 \right] \quad (2.2)$$

Các giá trị của thể tích không khí (m³) được tính toán ở điều kiện tiêu chuẩn 0°C và 760 mmHg.

Đối với hỗn hợp nhiên liệu cùng loại (rắn, lỏng hay khí) thể tích không khí được xác định theo công thức:

$$V^0 = g'V^{0'} + (1 - g')V^{0''} \quad (2.3a)$$

ở đây g' - phần khối lượng của nhiên liệu đầu trong hỗn hợp.

Đối với hỗn hợp nhiên liệu rắn hay lỏng với khí:

$$V^0 = V^{0'} + x.V^{0''} \quad (2.3b)$$

ở đây: x - lượng khí ứng với 1 kg nhiên liệu rắn hay lỏng.

Ví dụ 2.1. Hãy xác định thể tích và khối lượng của không khí đối với nhiên liệu đưa ra ở ví dụ 1.1.

Bài giải: Ta xác định lượng không khí khô lý thuyết, cần để đốt cháy hoàn toàn nhiên liệu ($\alpha = 1,0$). Theo (2.1a) và (2.1b) ta tìm được:

$$V^0 = 0,0889(64,34 + 0,375 \cdot 0,38) + 0,265 \cdot 3,45 - 0,0333 \cdot 6,9 = 6,42 \text{ m}^3/\text{kg};$$

$$L^0 = 0,115(64,34 + 0,375 \cdot 0,38) + 0,342 \cdot 3,45 - 0,0431 \cdot 6,9 = 8,30 \text{ kg/kg};$$

Ví dụ 2.2. Hãy xác định thể tích không khí để đốt cháy khí tự nhiên của mỏ Buckharxki (phụ lục, bảng P2, nhiên liệu số 7).

Bài giải: Trên cơ sở thành phần nguyên tố của nhiên liệu (bảng P2, phụ lục) theo công thức (2.2):

$$V^0 = 0,0476 \left[\left(1 + \frac{4}{4} \right) 94,9 + \left(2 + \frac{6}{4} \right) 3,2 + \left(3 + \frac{8}{4} \right) 0,4 + \left(4 + \frac{10}{4} \right) 0,1 + \left(5 + \frac{12}{4} \right) 0,1 \right] \\ = 9,73 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Ví dụ 2.3. Hãy xác định lượng không khí cần thiết lý thuyết khi đốt cháy hỗn hợp nhiên liệu rắn và nhiên liệu khí (than Kuznhezki mức CC và khí tự nhiên Buckharxki), thành phần nguyên tố của chúng được đưa ra trong các ví dụ 2.1 và 2.2. Phần khí tự nhiên trong tổng lượng nhiệt $q'' = 0,4$, nhiệt trị thấp của chúng tương ứng bằng $Q_{\text{H}}^{\text{p}} = 27420 \text{ kJ/kg}$ và $Q_{\text{H}}^{\text{p}} = 36720 \text{ kJ/m}^3$.

Bài giải: Đối với hỗn hợp rắn (hay lỏng) và khí, lượng không khí lý thuyết cần thiết để đốt cháy (theo thể tích) được xác định theo biểu thức (2.3b), còn lượng khí cho 1 kg nhiên liệu rắn được xác định theo (1.18), trong tổng lượng nhiệt của hỗn hợp nhiên liệu:

$$q' = 1 - q'' = 1 - 0,4 = 0,6; \\ x = \frac{1 - 0,6}{0,6} \cdot \frac{27420}{36720} = 0,498; \\ V^0 = 6,417 + 0,498 \cdot 9,73 = 11,26 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

BÀI TẬP

Bài 2.1. Hãy xác định thể tích không khí cần thiết theo lý thuyết thay đổi bao nhiêu khi chuyển sang đốt bột than ($W^{\text{h}} = 10\%$). Nhiên liệu ban đầu là than nâu Nazarovxki (phụ lục, bảng P1 - nhiên liệu số 15).

Bài 2.2. Hãy xác định thể tích không khí lý thuyết, nếu độ tro của than mức AS (phụ lục, P1, nhiên liệu số 5) tăng 35,0%.

Bài 2.3. Hãy xác định thể tích không khí lý thuyết thay đổi như thế nào, nếu đối với các điều kiện ở ví dụ 2.3, phần khí tự nhiên trong tổng lượng nhiệt tăng tới $q'' = 0,6$.

2.2. THÀNH PHẦN VÀ THỂ TÍCH SẢN PHẨM CHÁY

Khi đốt nhiên liệu rắn và lỏng, thể tích các sản phẩm cháy sẽ tính như sau (m^3/kg):

$$V_{\text{K}_2\text{O}_2} = 0,01866 (C^{\text{p}} + 0,375S^{\text{p}}); \quad (2.4)$$

$$V_{N_2}^0 = 0,79V^0 + 0,008N^p; \quad (2.5)$$

$$V_{H_2O}^0 = 0,111H^p + 0,012W^p + 0,0161V^0 + 1,24G_\phi \quad (2.6)$$

ở đây G_ϕ - lượng hơi tạo sương 1 kg mazut, kg/kg.

$$V_r^0 = V_{RO_2} + V_{N_2}^0 + V_{H_2O}^0 \quad (2.7)$$

Khi đốt than đá phiến, thể tích khí ba nguyên tử cacbonic của cacbonat bằng:

$$V_{RO_2}^k + V_{RO_2} + 0,509 \frac{(CO_2)_k^p}{100} \quad (2.8)$$

ở đây V_{RO_2} - thể tích tính toán của các khí ba nguyên tử trong các sản phẩm cháy theo (2.4).

Khi đó thể tích toàn phần của các khí ở $\alpha = 1$:

$$V_r^{ok} = V_r^0 + 0,509 \frac{(CO_2)_k^p}{100} \quad (2.9)$$

ở đây V_r^0 , được xác định theo (2.7).

Khi đốt khí tự nhiên, thể tích các sản phẩm cháy, m^3/m^3 :

$$V_{N_2}^0 = 0,79V^0 + 0,01N_2; \quad (2.10)$$

$$V_{RO_2} = 0,01 (\Sigma m C_m H_n + CO_2 + CO + H_2S) \quad (2.11)$$

$$V_{H_2O}^0 = 0,01 (\Sigma \frac{n}{2} C_m H_n + H_2S + H_2 + 0,124d_r + 0,0161V^0), \quad (2.12)$$

ở đây d_r - hàm lượng ẩm của nhiên liệu khí, phụ thuộc vào nhiệt độ của khí, được lấy như sau:

$t, ^\circ C$	0	10	20
$d_r, g/m^3$	5,0	10,1	19,4

Thể tích thực của không khí và các sản phẩm cháy (m^3/kg), ở hệ số dư không khí α :

$$V_B = \alpha \cdot V^0 \quad (2.13)$$

$$V_{H_2O} = V_{H_2O}^0 + 0,0161(\alpha - 1)V^0 \quad (2.14)$$

$$V_r = V_r^0 + 1,0161(\alpha - 1)V^0 \quad (2.15)$$

Khối lượng của các sản phẩm cháy (kg/kg) khi đốt nhiên liệu rắn và lỏng:

$$G_r = 1 - \frac{A^p}{100} + 1,306 \alpha \cdot V^0 \quad (2.16)$$

Khối lượng riêng và khối lượng các sản phẩm cháy khi đốt nhiên liệu khí, kg/m^3 :

$$\rho_{r,kl}^c = 0,01 [1,96\text{CO}_2 + 1,52\text{H}_2\text{S} + 1,25\text{N}_2 + 1,43\text{O}_2 + 1,25\text{CO} + 0,0899\text{H}_2 + \Sigma(0,536m + 0,045n)\text{C}_m\text{H}_n]; \quad (2.17)$$

$$G_r = \rho_{r,kl}^c + d_r \cdot 10^{-3} + 1,306\alpha \cdot V^0 \quad (2.18)$$

Phân thể tích của các khí ba nguyên tử và nồng độ tro không thứ nguyên trong các sản phẩm cháy:

$$r_{\text{H}_2\text{O}} = V_{\text{RO}_2} / V_r; \quad (2.19)$$

$$r_{\text{H}_2\text{O}} = V_{\text{H}_2\text{O}} / V_r; \quad (2.20)$$

$$\mu_{kl} = A^p \alpha_{tro}(G_r \cdot 100) \quad (2.21)$$

ở đây α_{tro} - phần tro do các sản phẩm cháy mang đi được xác định theo bảng P7.

Thể tích sản phẩm khí khi tái tuần hoàn khối, m^3/kg :

$$V_{r,ps} = V_r + r \cdot V_{r,otb} \quad (2.22)$$

ở đây: $V_{r,otb}$ - thể tích các sản phẩm cháy ở tiết diện sau vị trí cửa khối trích;

r - phần khối tái tuần hoàn.

Hệ số dư không khí trong đường khối khi hệ số dư không khí ở cửa ra buồng đốt α_T cho trước, là: trong không gian buồng đốt ở vùng vòi đốt $\alpha_{rop} = \alpha_T - \Delta\alpha_T$; ở đường khối sau buồng đốt $\alpha_i = \alpha_T + \Sigma\Delta\alpha_i$, ở đây α_T , $\Delta\alpha_T$ - độ lọt không khí trong buồng đốt và ở các bề mặt sau buồng đốt.

Hệ số dư không khí tương đối của không khí nóng ở vòi đốt khi đốt nhiên liệu rắn bằng:

$$\beta_{rop} = \alpha_{rop} - \Delta\alpha_{nl}$$

ở đây $\Delta\alpha_{nl}$ - độ lọt không khí trong hệ thống nghiêng than.

Ví dụ 2.4. Hãy xác định thể tích của các sản phẩm cháy của than Kuznhekski mức CC, đã cho trong ví dụ 1.1.

Bài giải: Ta xác định thành phần các sản phẩm cháy theo (2.4) ÷ (2.6):

$$V_{\text{RO}_2} = 0,01866 (64,34 + 0,375 \cdot 0,38) = 1,20 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 0,111 \cdot 3,45 + 0,0124 \cdot 12,0 + 0,0161 \cdot 6,417 = 0,64 \text{ m}^3/\text{kg};$$

$$V_{\text{N}_2}^0 = 0,79 \cdot 6,417 + 0,008 \cdot 1,53 = 5,08 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

Thể tích tổng của các sản phẩm cháy theo (2.7):

$$V_r^0 = 1,20 + 0,64 + 5,08 = 6,92 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Ví dụ 2.5. Xác định thể tích và các phân thể tích của các khí ba nguyên tử, trong sản phẩm cháy và của hơi nước khi đốt than nâu Matxcova (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 10) với hệ số dư không khí $\alpha = 1,20$, nếu độ ẩm của nó tăng tới 40,0%?

Bài giải: Thành phần nguyên tố của than nâu như sau: $W^p = 32,0\%$; $A^p = 28,6\%$; $S^p = 2,7\%$; $C^p = 26,0\%$; $H^p = 2,1\%$; $N^p = 0,4\%$; $O^p = 8,2\%$.

Hệ số chuyển đổi sang độ ẩm làm việc mới:

$$K = \frac{100 - W_2^p}{100 - W_1^p} = \frac{100 - 40,0}{100 - 32,0} = 0,882$$

Tương ứng với nó $A_2^p = 28,6 \cdot 0,882 = 25,24\%$; $S_2^p = 2,7 \cdot 0,882 = 2,38\%$; $C_2^p = 26,0 \cdot 0,882 = 22,94\%$; $H_2^p = 2,1 \cdot 0,882 = 1,85\%$; $N_2^p = 0,4 \cdot 0,882 = 0,35\%$; $O_2^p = 8,2 \cdot 0,882 = 7,24\%$.

Kiểm tra thành phần nguyên tố tính được:

$$25,24 + 2,38 + 22,94 + 1,85 + 0,35 + 7,24 + 40,0 = 100,0\%$$

Các thể tích không khí và các sản phẩm cháy đối với nhiên liệu ban đầu:

$$V^0 = 2,68 \text{ m}^3/\text{kg}; V_{\text{RO}_2} = 0,50 \text{ m}^3/\text{kg}; V_{\text{N}_2}^0 = 2,12 \text{ m}^3/\text{kg};$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 0,69 \text{ m}^3/\text{kg}; V_r^0 = 3,31 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

- Ở hệ số dư không khí $\alpha = 1,2$, thể tích các khí tính theo (2.15):

$$V_r = 3,31 + 1,0161 (1,20 - 1,0) 2,68 = 3,85 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Thể tích hơi nước theo (2.14):

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,69 + 0,0161 (1,20 - 1,0) 2,68 = 0,70 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Phân thể tích các khí ba nguyên tử và hơi nước tính theo (2.19) và (2.20):

$$r_{\text{RO}_2} = 0,50/3,85 = 0,13; r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,70/3,85 = 0,182$$

Ta xác định thể tích không khí và các sản phẩm cháy đối với than có độ ẩm $W_2^p = 40,0\%$.

Lượng không khí khô lý thuyết theo (2.1):

$$\begin{aligned} V_{\text{R}}^0 &= 0,0889 (22,94 + 0,375 \cdot 2,38) + 0,265 \cdot 1,85 - 0,0333 \cdot 7,24 \\ &= 2,37 \text{ m}^3/\text{kg}. \end{aligned}$$

Thể tích lý thuyết của các sản phẩm cháy đối với thành phần mới của nhiên liệu theo (2.4) + (2.7):

$$V_{\text{RO}_2} = 0,01866 (22,94 + 0,375 \cdot 2,38) = 0,44 \text{ m}^3/\text{kg};$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 0,111 \cdot 1,85 + 0,0124 \cdot 40,0 + 0,0161 \cdot 2,37 = 0,74 \text{ m}^3/\text{kg};$$

$$V_{N_2}^0 = 0,79 \cdot 2,37 + 0,008 \cdot 0,35 = 1,88 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

$$V_r^0 = 0,44 + 0,74 + 1,88 = 3,06 \text{ m}^3/\text{kg};$$

- Ở hệ số dư không khí $\alpha = 1,2$ ta tìm được thể tích các khí theo (2.15):

$$V_r = 3,06 + 1,0161 (1,2 - 1,0) 2,37 = 3,54 \text{ m}^3/\text{kg};$$

và hơi nước theo (2.14):

$$V_{H_2O} = 0,74 + 0,0161(1,2 - 1,0) 2,37 = 0,75 \text{ m}^3/\text{kg};$$

Ta xác định các phân thể tích khí ba nguyên tử và hơi nước:

$$r_{RO_2} = 0,44/3,54 = 0,124; \quad r_{H_2O} = 0,75/3,54 = 0,212.$$

Như vậy, do giảm nhiệt trị cháy, thể tích toàn phần của các khí khi tăng độ ẩm của nhiên liệu sẽ giảm thể tích và phân thể tích các khí ba nguyên tử giảm, còn của hơi nước tăng.

Ví dụ 2.6. Hãy xác định hệ số dư không khí trong các sản phẩm cháy khi đốt than Ekibastuzxki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 9), nếu biết rằng hàm lượng oxy trong đường khối bằng 3,5%; hàm lượng các khí ba nguyên tử là 14,17%.

Bài giải: Hệ số dư không khí trong đường khối ở nồng độ oxy đã cho được xác định theo công thức:

$$\alpha = \frac{21}{21 - [O_2]}$$

ở đây: $[O_2]$ – hàm lượng oxy trong sản phẩm cháy, %.

Ở hàm lượng RO_2 đã biết trong dòng khói, giá trị α được xác định theo công thức:

$$\alpha \approx [RO_2]^{\max}/RO_2$$

ở đây: $[RO_2]^{\max}$ – hàm lượng cực đại của các khí ba nguyên tử trong sản phẩm cháy nhiên liệu ở $\alpha = 1,0$.

1. Ta xác định hệ số dư không khí theo oxy:

$$\alpha = 21/(21 - 3,5) = 1,20$$

2. Ta xác định hệ số dư không khí theo $[RO_2]$. Tương ứng với bảng P3 của phụ lục đối với than Ekibastuzxki (phụ lục, nhiên liệu số 9) hàm lượng cực đại $V_{RO_2} = 0,84 \text{ m}^3/\text{kg}$, thể tích lý thuyết của khói $V_r^0 = 4,94 \text{ m}^3/\text{kg}$, ở tỷ số phần trăm $[RO_2]^{\max} = (V_{RO_2}/V_r^0) \cdot 100 = (0,84/4,94) \cdot 100 = 17,00\%$. Khi đó, $\alpha = 17,0/14,17 = 1,20$.

Ví dụ 2.7. Đối với than Kuznhezki mức CC (ví dụ 2.4), hãy xác định tỷ trọng sản phẩm cháy ở nhiệt độ $\vartheta_r = 850^\circ\text{C}$ và hệ số dư không khí $\alpha = 1,2$, cũng như nồng độ tro μ_{z1} , khi tỉ lệ tro bằng $\alpha_{\text{tro}} = 0,95$.

Bài giải: Thể tích tổng của sản phẩm cháy ở các điều kiện tiêu chuẩn $V_r^0 = 6,92 \text{ m}^3/\text{kg}$:

$$V_r = 6,92 + 1,0161 (1,2 - 1,0) \cdot 6,42 = 8,2 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

ở đây $V^0 = 6,42 \text{ m}^3/\text{kg}$ (xem ví dụ 2.1).

Khối lượng sản phẩm cháy cho 1 kg nhiên liệu theo (2.16):

$$G_r = 1 - \frac{11,4}{100} + 1,306 \cdot 1,2 \cdot 6,42 = 10,94 \text{ kg/kg}$$

Tỷ khối khối ở điều kiện tiêu chuẩn (0°C và 760 mmHg) bằng:

$$\rho_r^0 = G_r/V_r = 10,94/8,2 = 1,33 \text{ kg/m}^3$$

Tỷ trọng khối ở điều kiện thực:

$$\rho_r = \rho_r^0 \frac{273}{\vartheta_r + 273} = 1,33 \frac{273}{850 + 273} = 0,324 \text{ kg/m}^3$$

Nồng độ tính toán của tro trong khối được tính theo (2.21):

$$\mu_{z1} = \frac{11,4 \times 0,95}{100 \times 10,94} = 9,89 \cdot 10^{-3} \text{ kg/kg}$$

Ví dụ 2.8. Hãy xác định các kích thước đường dẫn khói thải sau lò hơi đốt mazut có lưu huỳnh (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 9). Tiêu hao dầu mazut $B_M = 8,3 \text{ kg/s}$, nhiệt độ khói thải $\vartheta_{yx} = 150^\circ\text{C}$ ở hệ số dư không khí $\alpha_{yx} = 1,18$. Lấy tốc độ khói thải $w_r = 10 \text{ m/s}$, tỷ lệ các cạnh đường khói 1:4, số lượng đường khói: 2.

Bài giải: 1. Ta xác định thể tích sản phẩm cháy theo công thức (2.15) cho 1 kg nhiên liệu:

$$V_r = 11,27 + 1,0161 (1,18 - 1) 10,45 = 13,18 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

2. Lưu lượng khói thải:

$$V_c = V_r B_M \frac{\vartheta_{yx} + 273}{273} = 13,18 \cdot 8,3 \frac{150 + 273}{273} = 169,5 \text{ m}^3/\text{s}$$

3. Tiết diện cần thiết của một đường khói:

$$F_r = \frac{V_c}{2w_r} = \frac{169,5}{2 \times 10} = 8,475 \text{ m}^2$$

4. Các kích thước dài của đường khói tương ứng với tỷ số của các cạnh 1:4. Ta lấy chiều rộng đường khói $b = 4h$. Khi đó tiết diện của đường khói $F_r = h \cdot b = 4h^2$. Vậy $h = \sqrt{F_r/4} = \sqrt{8,475/4} = 1,45 \text{ m}$; $b = 4 \cdot 1,45 = 5,80 \text{ m}$.

BÀI TẬP

Bài 2.4. Hãy xác định thể tích khối sau bộ quá nhiệt lớn hơn thể tích không khí đi qua vòi đốt lò hơi bao nhiêu lần, nếu hệ số dư không khí sau buồng đốt 1,20, độ lọt hút không khí trong buồng đốt 0,05, trong hệ thống bột than 0,04 và độ lọt không khí ở bộ quá nhiệt 0,03. Nhiên liệu là sản phẩm công nghiệp của than đá mức G (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 7).

Bài 2.5. Hãy xác định thành phần sản phẩm cháy trong khối thải (V_{RO_2} , $V_{N_2}^0$, $V_{H_2O}^0$, V_r^0 , V_r) khi đốt than đá Donhexki mức D (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 15) ở $\alpha = 1$ và hệ số dư không khí trong khối thải $\alpha_{yx} = 1,35$.

Bài 2.6. Thành phần sản phẩm cháy thay đổi thế nào trong khối thải (số liệu xem ví dụ (2.5)), khi thay đổi W^p từ 13 tới 18 và 23%?

Bài 2.7. Tỷ số các thể tích không khí qua vòi đốt và sản phẩm cháy sau bộ quá nhiệt đối với các điều kiện bài 2.4 khi lò hơi làm việc ở áp suất dương?

Bài 2.8. Hãy xác định thể tích lý thuyết của không khí và sản phẩm cháy ở sơ đồ sấy hồ than nâu Nazarovski (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 15) lấy độ ẩm bột than 15,0%.

Bài 2.9. Hãy xác định tiết diện đường ống không khí nóng cần thiết ở nhiệt độ 300°C, áp suất dư trong đường khối 3000 Pa đối với lò hơi đốt than Nheriungrixki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 16) ở lưu lượng 23,8 kg/s. Khi giải bài toán lấy tốc độ không khí 15 m/s, số lượng đường khối là 2, hình dạng tròn (phương án 1) và hình chữ nhật với tỷ lệ các cạnh 2:1 (phương án 2); lấy tỷ số thể tích không khí so với lượng lý thuyết cần thiết $\beta = 1,16$ và áp suất khí quyển 750 mmHg (99990 Pa).

Bài 2.10. Hãy xác định thể tích không khí cần cho sự cháy và thể tích sản phẩm cháy trong buồng đốt khi đốt đá phiến Estonxki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 17). Hệ số dư không khí trong buồng đốt lấy $\alpha = 1,3$; phương pháp đốt cháy trong không gian.

Bài 2.11. Thể tích và phân thể tích của khí ba nguyên tử và hơi nước thay đổi thế nào, nếu khi đốt than Trepiabinxki (phụ lục bảng P1, nhiên liệu số 12), với hệ số dư không khí tăng từ 1,2 tới 1,3?

2.3. ENTANPI CỦA KHÔNG KHÍ VÀ SẢN PHẨM CHÁY

Entanpi của thể tích không khí cần thiết và sản phẩm cháy (kJ/kg) ở nhiệt độ tính toán θ :

$$H_B^0 = V^0 (c\theta)_n; \quad (2.23)$$

$$H_r^0 = V_{RO_2} (c\theta)_{CO_2} + V_{N_2}^0 (c\theta)_{N_2} + V_{H_2O}^0 (c\theta)_{H_2O} \quad (2.24)$$

ở đây $(c\theta)_{CO_2}$, $(c\theta)_{N_2}$, $(c\theta)_{H_2O}$ - entanpi của 1 m³ không khí ẩm, dioxit cacbon, nitơ, hơi nước ở nhiệt độ θ , kJ/m³; xác định theo bảng P5 của phụ lục.

Entanpi của sản phẩm cháy ở hệ số dư không khí $\alpha > 1$:

$$H_r = H_r^0 + (\alpha - 1) H_B^0 + H_{zl} \quad (2.25)$$

ở đây H_{zl} - entanpi của tro (kJ/kg):

$$H_{zl} = (c\theta)_{zl} \frac{A_p}{100} \alpha_{yH}$$

ở đây: α_{yH} - phần tro của nhiên liệu do các sản phẩm cháy mang đi.

$(c\theta)_{zl}$ - entanpi của 1 kg tro ở nhiệt độ θ , kJ/kg, được xác định theo bảng P5 của phụ lục.

Khi giá trị quy dẫn của tro bay ra khỏi buồng đốt $\alpha_{tro} A^p < 1,4$, có thể bỏ qua giá trị H_{zl} .

Entanpi các khối khí có tái tuần hoàn khối:

$$H_{r,ps} = H_r + r \cdot H_{r,otb} \quad (2.26)$$

ở đây H_r và $H_{r,otb}$ - entanpi của khối của dòng chính và khí tuần hoàn kín, được xác định ở các nhiệt độ trong tiết diện tính toán của đường khối.

Ví dụ 2.9. Hãy xác định entanpi của sản phẩm cháy ở các điểm sau: ở điểm (ở $\theta = 1700^\circ\text{C}$, $\alpha = 1,1$), và trước bộ quá nhiệt trung gian ($\theta'_{np} = 850^\circ\text{C}$, $\alpha = 1,16$). Khi có tái tuần hoàn khối lấy nhiệt độ ở vị trí trích khối cho tái tuần hoàn $\theta_{otb} = 390^\circ\text{C}$; $\alpha_{otb} = 1,2$; $r_{ps} = 0,15$; nhiên liệu đốt là dầu mazut (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 19).

Bài giải: Theo các bảng P3 của phụ lục, ta tìm được các entanpi lý thuyết của khối và không khí đối với nhiên liệu đã cho ở các nhiệt độ khối 1700°C , 850°C và 390°C .

Theo công thức (2.25), entanpi của khối ở hệ số dư không khí $\alpha > 1$ bằng:

- ở $\alpha = 1,1$ và $\theta = 1700^\circ\text{C}$:

$$H_r = 31522,5 + (1,1 - 1) 26814 = 34204 \text{ kJ/kg};$$

- ở $\alpha = 1,16$ và $\theta = 850^\circ\text{C}$:

$$H_r = 14595 + (1,16 - 1) 12609,5 = 16163 \text{ kJ/kg};$$

- ở $\alpha = 1,20$ và $\theta = 390^\circ\text{C}$:

$$H_r = 63063 + (1,20 - 1)5512,2 = 7405 \text{ kJ/kg};$$

Các entanpi của khối ở các điểm ta tìm theo công thức (2.26):

- ở buồng đốt:

$$H_{r,ps} = 34204 + 0,15 \cdot 7405 = 35315 \text{ kJ/kg};$$

- trong đường khối trước bộ quá nhiệt trung gian:

$$H_{r,ps} = 16613 + 0,15 \cdot 7405 = 17724 \text{ kJ/kg};$$

Ví dụ 2.10. Tính entanpi của sản phẩm cháy của than Ekibaxtuzxki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 9) cho 1 kg nhiên liệu và trong một đơn vị thời gian ở nhiệt độ 1250°C, $\alpha = 1,20$, nếu độ ẩm của nó tăng từ 6,5 tới 14,0%, còn độ tro từ 36,9 tới 45,0%?

Khi giải lấy α_{tro} theo bảng P7, tiêu hao nhiên liệu gốc 25 kg/s, hiệu suất lò hơi giảm khi tăng độ ẩm và độ tro tới 0,5% (từ 92 tới 91,5%), tiêu hao nhiên liệu tỷ lệ nghịch với sự thay đổi nhiệt trị thấp.

Bài giải: Thành phần nguyên tố của than Ekibaxtuzxki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 9) như sau: $W^p = 6,5\%$, $A^p = 36,9\%$, $S^p = 0,7\%$, $C^p = 44,8\%$, $H^p = 3,0\%$, $N^p = 0,8\%$, $O^p = 7,3\%$. Nhiệt trị thấp 17380 kJ/kg.

Chuyển đổi thành phần nguyên tố theo độ ẩm làm việc mới $W^p_2 = 14,0\%$ và độ tro làm việc mới $A^p_2 = 45,0\%$ thực hiện nhờ nhân tử:

$$K_2 = \frac{100 - 14,0 - 45,0}{100 - 6,5 - 36,9} = 0,724$$

Thành phần nguyên tố mới như sau: $S^p_2 = 0,50\%$, $C^p_2 = 32,45\%$, $H^p_2 = 2,15\%$, $N^p_2 = 0,60\%$; $O^p_2 = 5,3\%$, $A^p_2 = 45,0\%$, $W^p_2 = 14,0\%$.

Nhiệt trị thấp mới:

$$Q^p_H = (17380 + 25,1 \cdot 6,5)0,724 - 25,1 \cdot 14,0 = 12350 \text{ kJ/kg}.$$

1. Xác định entanpi đối với nhiên liệu ban đầu. Theo bảng P3 và P5 của phụ lục, đối với nhiên liệu ban đầu ta tìm entanpi lý thuyết của khối và không khí ở $\theta = 1250^\circ\text{C}$ và entanpi của tro. $H^0_r = 9898 \text{ kJ/kg}$, $H^0_B = 8360 \text{ kJ/kg}$; $H_{tr} = 1283 \text{ kJ/kg}$.

Ở hệ số dư không khí $\alpha = 1,20$, theo (2.25):

$$H_r = 9888 + (1,20 - 1) 8360 + 1283 \frac{36,9}{100} 0,95 = 12010 \text{ kJ/kg}.$$

2. Xác định entanpi của sản phẩm cháy đối với than Ekibaxtuzxki với $W^p_2 = 14,0\%$ và $A^p_2 = 45,0\%$. Tương ứng với thành phần nguyên tố mới ta xác

định thể tích lý thuyết không khí và khối (xem bài 2.1)): $V^0 = 3,32 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_{\text{RO}_2} = 0,61 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 0,47 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_{\text{N}_2}^0 = 2,63 \text{ m}^3/\text{kg}$.

Các entanpi lý thuyết của các khí và không khí theo (2.23) và (2.24) ở $\vartheta = 1250^\circ\text{C}$:

$$H_B^0 = 1833,8 \cdot 3,32 = 6088,0 \text{ kJ/kg};$$

$$H_r^0 = 2846,7 \cdot 0,61 + 1774,95 \cdot 2,63 + 2238,0 \cdot 0,47 = 7456 \text{ kJ/kg}.$$

Các giá trị $(c\vartheta)_B$, $(c\vartheta)_{\text{CO}_2}$, $(c\vartheta)_{\text{N}_2}$, $(c\vartheta)_{\text{H}_2\text{O}}$ lấy theo các bảng P5 của phụ lục.

Ở hệ số dư không khí $\alpha = 1,20$, entanpi của khối tính theo (2.25):

$$H_r = 7456 + (1,20 - 1) 6088,0 + 1283 \frac{45,0}{100} \cdot 0,95 = 9222 \text{ kJ/kg}.$$

3. Ta xác định tiêu hao nhiên liệu mới (giữ nguyên công suất nhiệt của lò hơi):

$$B_2 = B_1 \frac{Q_{\text{H}_1}^p \eta_{\text{K}_1}}{Q_{\text{H}_2}^p \eta_{\text{K}_2}} = 25 \frac{17380 \times 0,92}{12350 \times 0,915} = 35,37 \text{ kg/s}$$

Sự thay đổi entanpi của khối cho 1 kg nhiên liệu cháy:

$$H_{r1}/H_{r2} = 12010/9222 = 1,30$$

Sự thay đổi entanpi của dòng khối theo một đơn vị thời gian:

$$\frac{B_1 H_{r1}}{B_2 H_{r2}} = \frac{25,0 \times 12010}{35,37 \times 9222} = 0,92$$

Ví dụ 2.11. Than nâu Nazarovski (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 15) đốt ở trạng thái với thái xỉ khô ở $\alpha_T = 1,2$, $\vartheta''_T = 1200^\circ\text{C}$. Nhiệt độ sản phẩm cháy thay đổi như thế nào ở đầu ra từ buồng đốt, nếu ở phần trên của buồng đốt có cấp khối tái tuần hoàn? Hệ số tái tuần hoàn $r = 0,15$, nhiệt độ khối tái tuần hoàn kín $\vartheta_{rs} = 390^\circ\text{C}$; $\alpha_{\text{th}} = 1,25$.

Bài giải: 1. Xác định, theo bảng P3 của phụ lục, entanpi của khối và không khí ở các nhiệt độ 1200 và 390°C .

- ở $\vartheta_r = 1200^\circ\text{C}$:

$$H_r^0 = 8540 \text{ kJ/kg}; H_B^0 = 6351 \text{ kJ/kg};$$

- ở $\vartheta_r = 390^\circ\text{C}$:

$$H_r^0 = 2506 \text{ kJ/kg}; H_B^0 = 1910 \text{ kJ/kg};$$

2. Xác định entanpi của khối ở $\vartheta = 1200^\circ\text{C}$ và 390°C theo (2.25):

- ở $\vartheta = 1200^\circ\text{C}$ và $\alpha = 1,2$:

$$H_r = 9816 \text{ kJ/kg}$$

- ở $\vartheta = 390^\circ\text{C}$ và $\alpha = 1,25$:

$$H_r = 2983 \text{ kJ/kg}$$

3. Xác định entanpi của khối ở điểm trộn khối theo (2.26):

$$H_{r,ps} = 9816 + 0,15 \cdot 2983 = 10263 \text{ kJ/kg}$$

Hệ số dư không khí của khối ở điểm pha trộn khối:

$$\alpha_{CM} = \alpha_T + (\alpha_{ps} - \alpha_R)r = 1,2 + (1,25 - 1,2) 0,15 = 1,207.$$

4. Xác định nhiệt độ khối sau vị trí tái tuần hoàn khối. Muốn vậy, tìm entanpi hỗn hợp, ở $\alpha_{CM} = 1,207$, trong khoảng nhiệt độ $1200 - 1000^\circ\text{C}$ theo công thức:

$$H_{r,CM} = [H_r^0 + (\alpha_{CM} - 1)H_B^0] (1 + r)$$

- ở 1200°C :

$$H_{r,CM} = [8546 + (1,207 - 1)6351] (1 + 0,15) = 11343 \text{ kJ/kg}$$

- ở 1000°C :

$$H_{r,CM} = [6970 + (1,207 - 1) 5206] (1 + 0,15) = 9258 \text{ kJ/kg}.$$

Bằng nội suy tính được nhiệt độ khối ở đầu ra buồng đốt, sau điểm tái tuần hoàn khối:

$$\vartheta_T'' = 1200 - \frac{1200 - 1000}{11343 - 9258} (11343 - 10263) = 1096,4^\circ\text{C}$$

Do đó nhiệt độ các khí sau buồng đốt giảm xuống tới

$$\Delta\vartheta_T'' = 1200 - 1096,4 = 103,6^\circ\text{C}$$

Ví dụ 2.12. Entanpi của khối thải khi đốt cháy khí tự nhiên (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 5) thay đổi bao nhiêu, nếu hệ số dư không khí sau buồng đốt giảm từ 1,10 tới 1,05. Lấy các độ lớt không khí $\Delta\alpha_{npk} = 0,15$, nhiệt độ khối thải 120°C .

Bài giải: Tương ứng với số liệu đã cho, hệ số dư không khí trong khối thải giảm từ $\alpha_{y,x} = \alpha_T + \Delta\alpha_{npk} = 1,10 + 0,15 = 1,25$ tới $\alpha_{yx} = 1,20$.

Theo bảng P4 ở $\vartheta = 200^\circ\text{C}$ entanpi của lượng không khí lý thuyết và của sản phẩm cháy đối với nhiên liệu đã cho bằng $H_{B200}^0 = 2566 \text{ kJ/m}^3$; $H_{r200}^0 = 3010 \text{ kJ/m}^3$.

1. Xác định entanpi của khối ở $\alpha_{yx} = 1,25$ và ở nhiệt độ 200°C :

$$H_{r200} = H_{r200}^0 + (\alpha - 1) H_{B200}^0 = 3010 + (1,25 - 1) 2566 = 3651,5 \text{ kJ/m}^3$$

- ở nhiệt độ khối thải 120°C:

$$H_{r120} = H_{r200} \frac{120}{200} = 3651,5 \frac{120}{200} = 2190,9 \text{ kJ/m}^3$$

2. Entanpi của khối ở $\alpha_{yx} = 1,20$ và ở nhiệt độ 200°C:

$$H_{r200} = 3010 + (1,20 - 1) 2566 = 3523,2 \text{ kJ/m}^3$$

- ở nhiệt độ khối thải 120 °C:

$$H_{r120} = 3523,2 \frac{120}{200} = 2113,9 \text{ kJ/m}^3$$

Do đó, sự giảm hệ số dư không khí sau buồng đốt tới $\Delta\alpha = 0,05$ làm giảm entanpi của khối thải tới 77 kJ/m³ (vào cỡ 3,5%).

BÀI TẬP

Bài 2.12. Hãy xác định entanpi của thể tích không khí cần thiết theo lý thuyết khi đốt cháy 1 kg than AIII (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 15) và 1 kg than nâu Nazarovski (phụ lục bảng P1, nhiên liệu số 15) ở nhiệt độ 350°C và so sánh chúng, đồng thời so với tỷ số nhiệt trị cháy của các nhiên liệu này.

Bài 2.13. Entanpi các sản phẩm cháy của khối thải khi đốt than Angrenski (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 13) thay đổi thế nào, nếu độ ẩm của nó tăng từ 34,5 tới 45%. Nhiệt độ khối thải lấy bằng 160°C, $\alpha_{yx} = 1,4$.

Bài 2.14. Entanpi của sản phẩm cháy thay đổi thế nào ở đầu ra buồng đốt khi đốt than nâu Nazarovski (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 15), nếu sơ đồ sấy kín đổi sang sơ đồ sấy hở với độ ẩm $W^p = 13\%$. Cho rằng: $\theta'''_T = 1100^\circ\text{C}$, $\alpha_T = 1,20$.

Bài 2.15. Entanpi và nhiệt độ khối thay đổi bao nhiêu ở buồng quạt của lò hơi có độ lọt không khí $\Delta\alpha_{np} = 0,1$ ở $t_{x.B} = 20^\circ\text{C}$. Lấy hệ số dư không khí ở buồng quạt $\alpha'_{n.x} = 1,13$, nhiệt độ khối 850°C, nhiên liệu là than Ekibastuzki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 9).

Chương 3

CÂN BẰNG NHIỆT VÀ HIỆU SUẤT CỦA LÒ HƠI

3.1. CÂN BẰNG NHIỆT CỦA LÒ HƠI

Cân bằng nhiệt của lò hơi được xác định bằng biểu thức:

$$\begin{aligned} Q_H^p &= Q_{B.BHM} + Q_{\tau\pi} + Q_{\Phi} - Q_k + Q_{x.B} = \\ &= Q_{NOL} + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + H_{yx} \end{aligned} \quad (3.1)$$

ở đây: Q_H^p - nhiệt trị từ thấp làm việc (kJ/kg); $Q_{B.BHM}$ - nhiệt không khí sấy nóng từ bên ngoài lò hơi (kJ/kg) bằng $Q_{B.BHM} = \beta' (H_B^0 - H_{x.B}^0)$; β - tỷ số lượng không khí ở đầu vào lò hơi và của không khí lạnh (kJ/kg); $Q_{\tau\pi}$ - nhiệt vật lý nhiên liệu (kJ/kg) bằng tích nhiệt dung riêng $c_{\tau\pi}$ với nhiệt độ của nhiên liệu $t_{\tau\pi}$, ($c_{\tau\pi}$ được lấy theo bảng P6 của phụ lục); Q_{Φ} - nhiệt mang vào lò hơi khi dùng hơi nước phun sương mazut (kJ/kg) $Q_{\Phi} = G_{\Phi} (h_{\Phi} - 2512)$; G_{Φ} và h_{Φ} - lưu lượng và entanpi hơi phun sương mazut trong các vòi đầu (kg/kg) và (kJ/kg); Q_k - nhiệt lượng tiêu hao để phân huỷ cacbonat các đá phiến (kJ/kg); $Q_k = 40,6$ (CO_2); $Q_{x.B}$ - nhiệt lượng của không khí lạnh ứng với thể tích khối thải (kJ/kg); $Q_{x.B} = \alpha_{yx} H_{x.B}^0$; α_{yx} - hệ số dư không khí của khối thải; Q_{NOL} - lượng nhiệt hấp thụ hữu ích của môi chất làm việc của lò hơi (kJ/kg); $Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + H_{yx}$ - tổn thất nhiệt, tương ứng là độ không cháy hết về hoá học và cơ khí, cho làm mát bên ngoài, và nhiệt thải xỉ (tro) (kJ/kg), H_{yx} - entanpi của khối thải kJ/kg.

Khi cân bằng nhiệt lò hơi, ta định nghĩa nhiệt lượng tính toán của nhiên liệu đi vào buồng đốt gồm nhiệt trị cháy của nhiên liệu và tất cả các nguồn nhiệt phụ:

$$Q_p^p = Q_H^p + Q_{B.BHM} + Q_{\tau\pi} + Q_{\Phi} + Q_k \quad (3.2)$$

Khi đốt khí, các thành phần cân bằng nhiệt lấy cho 1 m³ nhiên liệu khí. Lượng nhiệt hấp thụ hữu ích lò hơi, kJ/kg:

$$Q_{N.K} = Q_{N.K}/B \quad (3.3)$$

ở đây: B - tiêu hao nhiên liệu, kg/s; $Q_{N.K}$ - nhiệt lượng do môi chất làm việc hấp thụ trong lò hơi kJ/s:

$$\begin{aligned} Q_{N.K} &= D_{nc} (h_{nc} - h_{nB}) + D_{np} (h' - h_{n.B}) + \\ &+ D_{n.nc} (h''_{n.nc} - h'_{n.ne}) + D_{H.N} (h'' - h_{n.B}) \end{aligned} \quad (3.3a)$$

D_{nc} - năng suất hơi của lò hơi, kg/s; h_{nc} , $h_{n,B}$, h' , h'' - entanpi tương ứng của hơi quá nhiệt, nước cấp, nước xả và của hơi bão hoà, (kJ/kg); $D_{n,nc}$ - lưu lượng hơi quá nhiệt trung gian, kg/s; $h'_{n,nc}$, $h''_{n,nc}$ - entanpi của hơi trước và sau bộ quá nhiệt trung gian, kJ/kg; D_{np} - lưu lượng nước cho xả, kg/s; $D_{H,N}$ - lưu lượng hơi bão hoà, kg/s.

Khi có phun nước vào bộ quá nhiệt trung gian để điều chỉnh quá nhiệt hơi công thức (3.3a) có dạng:

$$Q_{N,K} = (D_{n,nc} - D_{Bnp}) (h''_{n,nc} - h'_{n,nc}) + D_{Bnp} (h''_{n,nc} - h_{Bnp}) + D_{nc} (h_{nc} - h_{n,B}) + D_{np} (h' - h_{n,B}) \quad (3.5)$$

ở đây D_{Bnp} và h_{Bnp} - lưu lượng nước phun vào bộ quá nhiệt trung gian, kg/s và entanpi của nó, kJ/kg.

Ví dụ 3.1. Hãy lập cân bằng nhiệt của lò hơi kiểu bao hơi với năng suất hơi 186,11 kg/s, có các thông số hơi sau đây:

Nhiệt độ hơi quá nhiệt	545/545°C
Nhiệt độ nước cấp	250°C
Áp suất hơi mới ở đầu ra	13,7 MPa
Áp suất nước cấp	16,2 MPa
Lưu lượng hơi quá nhiệt trung gian	163,89 kg/s
Nhiệt độ hơi ở đầu vào bộ quá nhiệt trung gian	333°C
Áp suất hơi sau bộ quá nhiệt trung gian	2,44 MPa
Áp suất hơi ở đầu vào bộ quá nhiệt trung gian	2,66 MPa

Nhiên liệu là than Berezovskii: $Q_H^c = 21,298$ kJ/kg và độ ẩm $W^c = 13,0\%$

Khi tiến hành các tính toán, cho rằng nhiệt độ không khí trước lò hơi và sau các bộ sấy không khí bằng hơi (calorife) $t_{x,B} = 30^\circ\text{C}$ ($H^0_{x,B} = 223,6$ kJ/kg và $t''_{K\Phi} = 55^\circ\text{C}$ ($H^0_{K\Phi} = 409,9$ kJ/kg).

Hệ số dư không khí ở đầu vào bộ sấy $\beta = 1,198$, nhiệt độ của nhiên liệu sau khi sấy 85°C , nhiệt độ khối thải 120°C , $H_{yx} = 1256,0$ kJ/kg, nhiệt độ khối trích đi sấy 386°C ($H_{trich} = 4001,3$ kJ/kg, tỉ lệ trích khối cho sấy 0,34, tỉ lệ tro bay $a_{tro} = 0,5$, ở độ tro $A^p = 4,8\%$, nhiệt độ của xỉ $t_{m,\pi} = 1430^\circ\text{C}$, $(c\theta)_{m\pi} = 1637,0$ kJ/kg; hệ số dư không khí ở các khối thải 1,231, không có phun nước làm mát hơi vào bộ quá nhiệt trung gian.

Bài giải:

1. Xác định lượng nhiệt do môi chất làm việc hấp thụ trong lò hơi: entanpi

của hơi quá nhiệt và của nước cấp ở các nhiệt độ đã cho và ở các áp suất đã cho lấy theo các bảng nhiệt động học của nước và hơi nước: $h_{ne} = 3,449,1 \text{ kJ/kg}$; $h_{n,B} = 1086,5 \text{ kJ/kg}$. Entanpi của hơi trước và sau bộ quá nhiệt trung gian $h'_{n,ne} = 3083,6 \text{ kJ/kg}$; $h''_{n,ne} = 3563,0 \text{ kJ/kg}$. Khi đó $Q_{N,K} = 186,11 (3449,1 - 1086,5) + 163,89 (3563,0 - 3083,6) = 518270 \text{ kJ/s}$. Lượng xả từ bao hơi không đáng kể, nhỏ hơn 0,5% và có thể bỏ qua nhiệt của nó.

2. Xác định nhiệt tính toán của nhiên liệu theo (3.2). Các nguồn nhiệt phụ là:

$$Q_{B,BHM} = 1,198 (409,9 - 223,6) = 223,2 \text{ kJ/kg}$$

Nhiệt dung của nhiên liệu tìm theo biểu thức:

$$c_{\pi} = 4,1868 \frac{W^p}{100} + c_{\pi}^c \frac{100 - W^p}{100}$$

ở đây c_{π}^c - nhiệt dung của nhiên liệu khô được xác định theo bảng P6 của phụ lục:

$$c_{\pi} = 4,1868 \frac{13}{100} + 1,2309 \frac{100 - 13}{100} = 1,615 \text{ kJ/(kg.K)}$$

Tổng kết lại:

$$Q_p^p = 21298 + 223,2 + 1,615 \times 85 = 21658 \text{ kJ/kg}$$

3. Tương ứng với bảng P7 ta có các tổn thất nhiệt $Q_3 + Q_5$; $q_3 = 0,0$; $q_4 = 0,3\%$; $q_5 = 0,3\%$. Khi đó $Q_3 = 0$; $Q_4 = Q_p^p q_4 / 100 = 21658 \times 0,3 / 100 = 65,0 \text{ kJ/kg}$; $Q_5 = Q_p^p q_5 / 100 = 21658 \times 0,3 / 100 = 65,0 \text{ kJ/kg}$.

4. Xác định các tổn thất nhiệt do khối thải mang đi. Bởi vì ta sử dụng sơ đồ sấy nhiên liệu hở nên các tổn thất được cộng từ nhiệt khối thải ra khỏi lò hơi và nhiệt lượng khối trích cho sấy:

$$Q_2 = H_{yx} (1 - r_{ora}) + H_{ora} r_{ora}$$

$$Q_2 = 1256,0 (1 - 0,34) + 4001,3 \times 0,34 = 2189,4 \text{ kJ/kg}$$

5. Các tổn thất nhiệt vật lý của xỉ (xem mục 3.2):

$$Q_{xi} = \frac{0,5 \times 1637,0 \times 4,8}{100} = 78,6 \text{ kJ/kg}$$

6. Nhiệt của không khí lạnh:

$$Q_{x,B} = 1,231 \times 223,6 = 275,0 \text{ kJ/kg}$$

Vì vậy tương ứng với đẳng thức (3.1) phương trình cân bằng nhiệt có dạng:

$$21658 + 275,0 = \frac{518270}{B} + 0 + 65,0 + 65,0 + 78,6 + 2189,4$$

7. Lượng tiêu hao nhiên liệu: $B = 518270 / (21933 - 2398) = 26,5 \text{ kg/s}$.

Ví dụ 3.2. Hãy xác định nhiệt tính toán của nhiên liệu lỏng thay đổi bao nhiêu khi tăng nhiệt độ sấy không khí sơ bộ trong bộ sấy từ 40 tới 100°C. Tỷ số lượng không khí ở đầu vào lò hơi so với lý thuyết $\beta' = 1,18$; entanpi của không khí cần thiết theo lý thuyết ở 100°C là $H^0_{x,B} = 1390 \text{ kJ/kg}$.

Bài giải: Từ 3.2 suy ra rằng:

$$Q^p_{p2} - Q^p_{p1} = Q_{B,BHM 2} - Q_{B,BHM 1} = \Delta Q_{B,BHM}$$

Trong khi đó:

$$\Delta Q_{B,BHM} = \beta' (H^0_{B2} - H^0_{x,B}) - \beta' (H^0_{B1} - H^0_{x,B}) = \beta' (H^0_{B2} - H^0_{B1})$$

Entanpi của không khí cần thiết theo lý thuyết ở 40°C bằng:

$$H^0_{B1} = 1390 \times 0,4 = 556 \text{ kJ/kg}$$

Do đó sự thay đổi nhiệt tính toán của nhiên liệu bằng:

$$Q^p_{p2} - Q^p_{p1} = 1,18 (1390 - 556) = 984 \text{ kJ/kg}.$$

Ví dụ 3.3. Hãy xác định nhiệt tính toán của dầu mazut thay đổi thế nào khi tăng độ gia nhiệt của nó từ $t_{\pi 1} = 80^\circ\text{C}$ tới $t_{\pi 2} = 150^\circ\text{C}$.

Bài giải: Tương tự ví dụ 3.2, $\Delta Q^p_p = Q_{\pi 2} - Q_{\pi 1}$. Nhiệt của dầu mazut đi vào vòi đốt:

$$Q_{\pi} = c_{\pi} t_{\pi}$$

ở đây nhiệt dung của mazut theo bảng P6 của phụ lục được xác định theo công thức:

$$c_{\pi} = 1,737 + 0,00251 t_{\pi}$$

$$\text{Khi đó: } \Delta Q^p_p = 1,737 (150 - 80) + 0,00251 (150^2 - 80^2) = 162,1 \text{ kJ/kg}$$

Ở giá trị $Q^p_{H1} = 39.10^3 \text{ kJ/kg}$ phần ΔQ^p_p bằng 0,00415, hay 0,415%.

Ví dụ 3.4. Hãy xác định nhiệt tính toán của mazut thay đổi bao nhiêu khi sử dụng hơi để phun sương mazut với lượng 0,15 kg hơi cho 1 kg mazut. Lấy áp suất của hơi 1,6 MPa, nhiệt độ của hơi 300°C.

Bài giải: Sự thay đổi nhiệt tính toán của mazut :

$$\Delta Q^p_p = Q_{\Phi} = G_{\Phi} (h_{\Phi} - 2512)$$

Ở $p = 1,6 \text{ MPa}$ và $t = 300^\circ\text{C}$, $h_{\Phi} = 3036 \text{ kJ/kg}$.

$$\text{Khi đó } \Delta Q^p_p = 0,15 (3036 - 2512) = 78,6 \text{ kJ/kg}.$$

Ví dụ 3.5. Hãy xác định tiêu hao nhiên liệu ở lò hơi kiểu bao hơi thay đổi bao nhiêu khi tăng lượng xả bao hơi tới 2,5% và vẫn giữ nguyên năng suất của lò hơi. Các thông số của hơi và nước, kể cả lưu lượng của chúng lấy ở ví dụ 3.1.

Bài giải: Khi không có xả $Q_{no\pi} = Q_{n.k.l}/B_1 = 518270/26,5 = 19,557 \text{ kJ/kg}$ khi tiêu hao nhiên liệu $B_1 = 26,5 \text{ kg/s}$. Khi có xả, các tổn thất nhiệt do nước xả bằng $Q_{np} = D_{np} (h' - h_{n.B})$. Ở áp suất bão hòa hơi $15,4 \text{ MPa}$; $h' = 1627,6 \text{ kJ/kg}$.

Tương ứng với công thức (3.3a) khi thổi 2,5%:

$$Q_{n.k.2} = 186,11 (3440,1 - 1086,5) + 163,89 (3563,0 - 3086,6) + 186,11 \frac{2,5}{100} (1627,6 - 1086,5) = 520790 \text{ kJ/s}$$

Tiêu hao nhiên liệu $B_2 = 520790/19557,4 = 26,63 \text{ kg/s}$

Độ tăng tiêu hao nhiên liệu $\Delta B/B_1 = (26,63 - 26,5)/26,5 = 0,00486$ hay 0,486%.

Ví dụ 3.6. Hãy xác định nhiệt tính toán của đá than Extonxlanhex (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 17) ở nhiệt độ nhiên liệu 20°C , không khí lạnh 30°C , nhiệt độ gia nhiệt sơ bộ không khí $t'_B = 50^\circ\text{C}$, tỷ số lượng không khí ở đầu vào bộ sấy không khí với lượng không khí cần thiết theo lý thuyết $\beta' = 1,35$ và sơ đồ sấy nhiên liệu kín.

Bài giải: Tương ứng với bảng P1 của phụ lục, nhiệt trị thấp của than phiến Extonxlanhex 9000 kJ/kg . Theo bảng P3 của phụ lục:

$$H^0_{x.B} = 96,15 \text{ kJ/kg}; H^0_B = 160,25 \text{ kJ/kg}$$

1. Xác định nhiệt gia nhiệt không khí:

$$Q_{B.BHM} = 1,35 (160,25 - 96,15) = 86,5 \text{ kJ/kg}$$

2. Xác định nhiệt vật lý của nhiên liệu theo bảng P6 của phụ lục:

$$c^c_{\tau\pi} = 1,0636 \text{ kJ/(kg.K)}$$

$$c^c_{\tau\pi} = \frac{12,0}{100} 4,1868 + 1,0636 \frac{100 - 12,0}{100} = 1,438 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\tau\pi} = 1,438 \times 20 = 28,8 \text{ kJ/kg.}$$

3. Xác định các tổn thất nhiệt từ phân huỷ cacbonat

Theo bảng P1 của phụ lục đối với than Extonxlanhex, $(\text{CO}_2)_k^p = 16,7\%$.

Khi đó: $Q_K = 40,6 \times 16,7 = 678 \text{ kJ/kg}$

BÀI TẬP

Bài 3.1. Hãy xác định nhiệt tính toán của than Donhexki mác G (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 2) ở nhiệt độ không khí lạnh 30°C , nhiệt độ gia nhiệt sơ bộ không khí 50°C . Tỷ số lượng không khí ở đầu vào lò hơi so với lượng cần thiết theo lý thuyết $\beta' = 1,35$, sơ đồ sấy nhiên liệu kín, bỏ qua nhiệt vật lý của nhiên liệu.

Bài 3.2. Nhiệt lượng Q_p^p than nâu của mỏ Treliabinxki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 12) thay đổi bao nhiêu khi thay đổi nhiệt độ sấy sơ bộ không khí từ 40 đến 80°C. Khi giải bài toán lấy $\beta' = 1,22$.

Bài 3.3. Hãy xác định nhiệt hấp thụ của lò hơi Q_{non}^p khi có trích hơi cho nhu cầu tự dùng. Tiêu hao hơi cho nhu cầu tự dùng lấy từ bộ quá nhiệt trung gian với lượng 40 kg/s, có các thông số $t_{\text{no}} = 45^\circ\text{C}$, $p = 2,55 \text{ MPa}$. Lấy các thông số và các lưu lượng hơi mới theo ví dụ 3.1, khi đó lưu lượng hơi ở đầu vào bộ quá nhiệt trung gian tăng từ 163,9 đến 203,9 kg/s.

Bài 3.4. Hãy xác định nhiệt tính toán của than bùn (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 18), và entanpi của khối thải khi thay đổi độ ẩm W^p từ 50 tới 40%. Lấy nhiệt độ không khí lạnh 30°C, gia nhiệt sơ bộ không khí ở đầu vào bộ sấy không khí 50°C, tỷ số lưu lượng không khí ở đầu vào bộ sấy không khí so với lượng không khí cần thiết theo lý thuyết $\beta' = 1,25$. Hệ số dư không khí sau lò $\alpha_{yx} = 1,40$, nhiệt độ khối thải $\vartheta_{yx} = 150^\circ\text{C}$, nhiệt độ nhiên liệu lấy bằng 20°C.

3.2. XÁC ĐỊNH HIỆU SUẤT LÒ HƠI

Hiệu suất của lò hơi được xác định theo công thức:

$$\eta = 100 - q_2 - q_3 - q_4 - q_5 - q_6 \quad (3.4)$$

ở đây, q_2 tổn thất nhiệt do các khí thải:

$$q_2 = \frac{(H_{yx} - \alpha_{yx} H_{xB}^0)(100 - q_4)}{Q_p^p} \quad (3.5a)$$

nếu dùng sơ đồ sấy hờ thì công thức (3.5a) có dạng:

$$q_2 = \frac{[(1-r)H_{yx} + r.H_{\text{trích}} - \alpha_{yx} H_{x,B}^0](100 - q_4)}{Q_p^p} \quad (3.5b)$$

ở đây r và $H_{\text{trích}}$ - phần trích khối cho sấy nhiên liệu và entanpi của chúng vị trích, kJ/kg.

Ở sơ đồ sấy hờ tất cả số liệu về nhiên liệu tính theo lượng nhiên liệu đã sấy khô, tổn thất nhiệt hoá học q_3 về cháy không hết cơ khí và q_4 tổn thất do làm lạnh 95% lấy theo phụ lục, bảng P7, tổn thất nhiệt do xỉ nóng mang đi tính theo công thức:

$$q_{6SL} = \frac{a_{SL}(c\vartheta)_{SL} A^p}{Q_p^p} \quad (3.6)$$

ở đây $a_{SL} = 1 - a_{YH}$, a_{YH} : phần tro bay theo khối xác định theo bảng P8 (phụ lục);

$(c\theta)_{SL}$ entanpi của xỉ, kJ/kg được lấy theo bảng P5 của phụ lục.

Nhiệt độ xỉ θ_{SL} , khi thải xỉ rắn được lấy bằng 600°C , khi thải xỉ lỏng $t_{H,G}$ lấy $t_3 + 100^{\circ}\text{C}$. Tiêu hao nhiên liệu tính toán xác định theo biểu thức:

$$B = \frac{Q_{pk} \cdot 100}{Q_p^p \eta_K} \quad (3.7)$$

Tiêu hao nhiên liệu tính toán khi xác định có xét đến mức độ cháy không hoàn toàn cơ học:

$$B_p = B (1 - 0,01q_4) \quad (3.8)$$

* Ở sơ đồ sấy hờ, tiêu hao nhiên liệu được xác định theo nhiên liệu đã sấy khô B_c . Việc xác định tiêu hao nhiên liệu thô được tính theo công thức:

$$B = B_c \frac{100 - W^c}{100 - W^p} \quad (3.9)$$

ở đây W^c - độ ẩm nhiên liệu đã sấy khô theo thành phần làm việc, %. Hiệu suất η_K^c xác định theo (3.4) với độ lớn giá trị q_4 là tổn thất nhiệt do tro bay (tính sau bộ khử bụi) mang đi.

Ví dụ 3.7. Đối với các điều kiện của ví dụ 3.1, hãy xác định hiệu suất của lò hơi và tiêu hao nhiên liệu.

Bài giải: 1. Xác định hiệu suất của lò hơi. Các tổn thất $q_3 = 0$; $q_4 = 0,3\%$; $q_5 = 0,3\%$, ta lấy từ ví dụ 3.1.

Theo công thức 3.5b, tổn thất nhiệt do khối thải bằng:

$$q_2 = \frac{[(1 - 0,34)1256,0 + 0,34 \times 4001,3 - 1,2306](100 - 0,3)}{21658} = 8,81\%$$

Theo công thức 3.6, các tổn thất nhiệt với xỉ bằng:

$$q_{6SL} = \frac{0,5 \times 1637,0 - 4,8}{21658} = 0,18\%$$

Hiệu suất của lò hơi:

$$\eta_K = 100 - (8,81 + 0,0 + 0,3 + 0,3 + 0,18) = 90,41\%$$

2. Xác định tiêu hao nhiên liệu khô (theo ví dụ 3.1 có $Q_{pk} = 518270$ kJ/kg):

$$B_c = \frac{518270 \times 100}{21658 \times 90,41} = 26,5 \text{ kg/s}$$

3. Tiêu hao nhiên liệu nguyên cho lò hơi ở $W^p = 33,0\%$:

$$B = 26,5 \frac{100 - 13,0}{100 - 33,0} = 34,41 \text{ kg/s}$$

Ví dụ 3.8. Hãy so sánh tiêu hao nhiên liệu khi đốt trong lò hơi có sơ đồ sấy hờ và sấy kín. Tiêu hao nhiên liệu ở sơ đồ sấy nhiên liệu hờ lấy theo ví dụ 3.7. Các số liệu ban đầu về thành phần làm việc của nhiên liệu ẩm và các điều kiện đốt lấy như sau: Độ ẩm của nhiên liệu $W^p = 33,0\%$; hệ số dư không khí và nhiệt độ không khí ở đầu vào bộ sấy $\beta' = 1,22$ và $t_{x, B} = 30^\circ\text{C}$; $t'_B = 55^\circ\text{C}$, hệ số dư không khí trong khối thải $\alpha_{yx} = 1,26$; nhiệt độ khối thải $\vartheta_{yx} = 150^\circ\text{C}$; nhiệt trị cháy $Q_H^p = 15825 \text{ kJ/kg}$, $V_{RO_2} = 0,84 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_{N_2}^0 = 3,43 \text{ m}^3/\text{kg}$, $V_{H_2O}^0 = 0,82 \text{ m}^3/\text{kg}$.

Bài giải: Dưới đây tiến hành xác định tiêu hao nhiên liệu ở sơ đồ sấy kín.

1. Xác định entanpi của khối ở nhiệt độ 100 và 200°C , dựa theo công thức 2.23 và 2.24 tìm được entanpi lý thuyết của khối và không khí ở $\vartheta = 100$ và 200°C , và theo 2.25 xác định entanpi của khối ở nhiệt độ này khi $\alpha_{yx} = 1,26$ (bảng 3.1).

Bảng 3.1

Nhiệt độ, $^\circ\text{C}$	$V_{RO_2}(c\vartheta)_{NO_2}$ kJ/kg	$V_{N_2}(c\vartheta)_{N_2}$ kJ/kg	$V_{H_2O}(c\vartheta)_{H_2O}$ kJ/kg	H_B^0 kJ/kg	H_G^0 kJ/kg	H_G, ϑ $\alpha = 1,26$ kJ/kg
100	142,8	445,2	124,0	712,0	573,8	861,2
200	300,3	851,8	250,5	1442,6	1154,9	1742,9

Ở nhiệt độ $\vartheta_{yx} = 150^\circ\text{C}$ có $H_{yx} = 0,5 (H_r^{100} - H_r^{200}) = 1302,1 \text{ kJ/kg}$.

2. Xác định nhiệt tính toán của nhiên liệu.

Nhiệt lượng sấy không khí bên ngoài theo 3.1:

$$Q_{B.BHS} = 1,22(315,6 - 172,1) = 175,1 \text{ kJ/kg}$$

Lấy nhiệt độ tính toán của nhiên liệu thô $t_{TL} = 0^\circ\text{C}$:

vì vậy: $Q_{TL} = 0$. Khi đó $Q_p^p = 15825 + 0 + 175,1 = 16000 \text{ kJ/kg}$

3. Xác định các tổn thất nhiệt và hiệu suất của lò hơi.

Tìm được các tổn thất với khối thải theo 3.5a:

$$q_2 = \frac{(1302,1 - 1,26 \times 172,1)(100 - 0,5)}{16000} = 6,75\%$$

Các tổn thất khác tìm được từ bảng P7 của phụ lục, $q_3 = 0$; $q_4 = 0,5\%$; $q_5 = 0,26\%$ ở $\alpha_{\text{tro}} = 0,95$;

$$\alpha_{\text{SL}} = 0,5 \text{ J}; \quad q_6 = 0,05 \times 560 \times 4,8/16000,1 = 8.10^{-3}\%$$

$$\eta_K = 100 - (6,75 + 0,0 + 0,5 + 0,26 + 0,008) = 92,48\%$$

4. Tiêu hao nhiên liệu toàn phần trong lò hơi ở sơ đồ sấy kín theo 3.7:

$$B = \frac{518272 \times 100}{16000 \times 92,48} = 35,03 \text{ kg/s}$$

Ở sơ đồ sấy nhiên liệu hở (ví dụ 3.7) tiêu hao nhiên liệu $B = 34,41 \text{ kg/s}$.

Ví dụ 3.9. Hãy xác định hiệu suất và lượng tiêu hao nhiên liệu khi đốt than gầy (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 4) trong các lò hơi kiểu kín khí và ở lò hơi có các giàn ống thông thường của buồng đốt và đường khói làm việc ở chế độ thổi hút cân bằng khác nhau như thế nào. Lấy đối với cả hai phương án các đại lượng như nhau: $\vartheta_{yx} = 130^\circ\text{C}$; $t_{x,B} = 30^\circ\text{C}$; $t'_B = 40^\circ\text{C}$; các độ lọt không khí trong hệ thống chế biến bột than $\Delta\alpha_{\text{np}} = 0,1$, trong bộ sấy không khí $\Delta\alpha_{\text{BN}} = 0,06$, thải xỉ lỏng; các thông số và lưu lượng hơi theo ví dụ 3.1; hệ số dư không khí của khói thải ở buồng đốt kín khói $\alpha_{yx} = 1,34$, ở buồng đốt đẩy hút cân bằng.

Bài giải: a) Lò hơi có buồng đốt kín khói:

1. Xác định nhiệt tính toán của nhiên liệu, ta lấy nhiệt độ tính toán của nhiên liệu thô $t_{\text{Tx}} = 0^\circ\text{C}$, vì vậy $Q_{\text{Tx}} = 0$; Tỷ số lượng không khí ở đầu vào lò hơi so với giá trị lý thuyết được xác định bằng biểu thức $\beta' = 1,20 - 0,0 - 0,1 + 0,06 = 1,16$. Entanpi không khí lấy theo bảng P3 của phụ lục ở nhiệt độ 30 và 40°C , bằng $H_{XB}^0 = 249,3$ và $H_B^0 = 332,4 \text{ kJ/kg}$. Khi đó $Q_{B,BHS} = 1,16(332,4 - 249,3) = 96,4 \text{ kJ/kg}$. Và $Q_p^0 = 23400 + 0 + 96,4 = 23496 \text{ kJ/kg}$:

2. Xác định các tổn thất nhiệt trong lò hơi (phụ lục, bảng P8) các tổn thất $q_3 = 0$; $q_2 = 1,5\%$; $q_5 = 0,26\%$, $\alpha_{\text{SL}} = 0,2$. Tỷ lệ tro bay $\alpha_{\text{tro}} = 0,8$. Nhiệt độ xỉ $t_{\text{SL}} = 1400^\circ\text{C}$, khi đó entanpi xỉ $= 1583 \text{ kJ/kg}$ (xem bảng P5 của phụ lục):

$$q_{6\text{SL}} = \frac{0,2 \times 1583 \times 25,4}{23496} = 0,34\%$$

Ứng với bảng P3 của phụ lục, đối với nhiên liệu đã cho ở $\vartheta_{yx} = 130^\circ\text{C}$ có $H_r^0 = 1201 \text{ kJ/kg}$, $H_B^0 = 1080 \text{ kJ/kg}$.

Ở hệ số dư không khí $\alpha_{yx} = 1,26$, theo 2.25:

$$H_{yx} = 1201 + (1,26 - 1) 1080 = 1482 \text{ kJ/kg}$$

Theo 3.5a:

$$q_2 = \frac{(1482 - 1,26 \times 249,3)(100 - 1,5)}{23496} = 4,90\%$$

3. Hiệu suất theo 3.3

$$\eta'_k = 100 - (4,90 + 0 + 1,5 + 0,26 + 0,34) = 93,0\%$$

Tiêu hao nhiên liệu toàn phần theo 3.7:

$$\beta' = \frac{518270 \times 100}{23496 \times 93,0} = 23,72 \text{ kg/s}$$

Giá trị Q_{pk} lấy theo ví dụ 3.1.

b) Lò hơi có thổi hút cân bằng:

1. Các tổn thất nhiệt $q_3 = 0,0\%$, $q_4 = 1,5\%$, $q_5 = 0,26\%$, $q_{6SL} = 0,34\%$

2. Entanpi $H_{yx} = 1201 + (1,34 - 1,0) 1080 = 1568 \text{ kJ/kg}$

3. Tổn thất với các khối thải:

$$q_2 = \frac{1568 - 1,34 \times 249,3)(100 - 1,5)}{23496} = 5,17\%$$

4. $\eta''_k = 100 - (5,17 + 0,0 + 1,5 + 0,26 + 0,34) = 92,73\%$

5. $B'' = \frac{5182700100}{23496 \times 92,73} = 23,8 \text{ kg/s}$

Khi tính toán cần lưu ý rằng, trong các lò hơi kín khí, làm việc với áp suất buồng đốt dương, hệ số lọt khí trong các bộ sấy không khí cũng giống như trong các lò hơi có quạt hút cân bằng.

Do đó, trong lò hơi kín khối hiệu suất cao hơn 0,27% và tương ứng tiêu hao nhiên liệu nhỏ hơn.

Ví dụ 3.10. Tiêu hao nhiên liệu tính toán giảm bao nhiêu lần khi đốt nhiên liệu khí (phụ lục, bảng P2, nhiên liệu số 8) ở trong lò hơi kín khí như ví dụ 3.9.

Lấy hệ số dư không khí sau lò hơi $\alpha_r = 1,05$, độ lọt không khí vào bộ sấy không khí 0,06, nhiệt độ không khí lạnh ở đầu vào lò hơi $t_{x,h} = t'_n = 30^\circ\text{C}$, nhiệt độ khối thải 120°C .

Bài giải: Tương ứng với bảng P7, đối với nhiên liệu khí $q_3 = 0,5\%$, $q_4 = 0$; $q_5 = 0,26\%$. Nhiên liệu không có tro, không có tổn thất nhiệt vật lý của xỉ.

1. Xác định nhiệt tính toán của nhiên liệu, lấy nhiệt độ tính toán của nhiên liệu $t_{nh,l} = 0$. Do không sấy không khí sơ bộ $Q_{B,BHS} = 0$. Theo bảng P2 của phụ

lượng $Q_H^P = 37560 \text{ kJ/m}^3$.

2. Xác định tổn thất nhiệt do các khối thải. Theo bảng P4 của phụ lục đối với khí tự nhiên đã cho, ở $\vartheta_{yx} = 120^\circ\text{C}$, entanpi lý thuyết của không khí và của sản phẩm cháy bằng $H_B^0 = 1583 \text{ kJ/m}^3$ và $H_T^0 = 1854 \text{ kJ/m}^3$, entanpi lý thuyết của không khí ở nhiệt độ 30°C là $H_{x,B}^0 = 395,7 \text{ kJ/m}^3$.

Hệ số dư không khí của khối thải $\alpha_{yx} = \alpha_t + \Delta\alpha_{BN} = 1,05 + 0,06 = 1,11$.

Ở hệ số dư không khí của khối thải $\alpha_{yx} = 1,11$:

$$H_{yx} = 1854 + (1,11 - 1,0) 1583 = 2028 \text{ kJ/m}^3$$

Theo 3.5a:

$$q_2 = \frac{(2080 - 1,11 \times 395,7)(100 - 0)}{37560} = 4,23\%$$

3. Xác định hiệu suất:

$$\eta_K = 100 - (4,23 + 0,5 + 0,0 + 0,26 + 0,0) = 95,0\%$$

4. Theo 3.7 xác định tiêu hao nhiên liệu toàn bộ:

$$B = \frac{518270 \times 100}{37560 \times 95,0} = 14,52 \text{ m}^3/\text{s}$$

Giá trị Q_{pk} được lấy theo ví dụ 3.1.

5. Xác định tiêu hao nhiên liệu quy ước. Nhiên liệu quy ước là nhiên liệu có nhiệt trị thấp $Q_{yt} = 29308 \text{ kJ/kg}$

$$B_{yt} = B \frac{Q_H^P}{Q_{yt}} = 14,52 \frac{37560}{29308} = 18,62 \text{ kg/s (nhiên liệu quy ước)}.$$

Để so sánh, khi đốt than gầy trong chính lò hơi này theo ví dụ 3.9:

$$B_{yt} = 23,8 \frac{23400}{29308} = 19,0 \text{ kg/s (nhiên liệu quy ước)}$$

có nghĩa là lớn hơn 5,48%.

BÀI TẬP

Bài 3.5. Tổn thất nhiệt khối thải khi đốt than nâu vùng Nazarovxki (phụ lục, bảng P.1, nhiên liệu số 15) thay đổi bao nhiêu khi thay đổi ϑ_{yx} từ 160 tới 140°C (có có thổi bụi bề mặt lò hơi khối). Lấy hệ số dư không khí của khối thải $1,26$, nhiệt độ không khí lạnh 30°C , nhiệt độ không khí vào lò hơi 50°C , hệ số

đư tương đối của không khí ở đầu vào lò hơi $\beta' = 1,22$. Các tổn thất nhiệt do cháy không hết cơ khí $q_4 = 0,5\%$.

Bài 3.6. Hãy xác định tiêu hao nhiên liệu đối với lò hơi kín khối có năng suất 736,11 kg/s theo các thông số hơi sau đây:

Nhiệt độ hơi quá nhiệt	545/545°C
Nhiệt độ nước cấp	270°C
Áp suất hơi mới ở đầu ra	25,02 MPa
Áp suất nước cấp	30,41 MPa
Lưu lượng hơi qua bộ quá nhiệt trung gian	605,56 kg/s
Nhiệt độ hơi ở đầu vào bộ quá nhiệt trung gian	295°C
Áp suất hơi sau bộ quá nhiệt trung gian	3,92 MPa
Áp suất hơi ở đầu vào bộ quá nhiệt trung gian	4,17 MPa
Nhiên liệu là khí tự nhiên (phụ lục, bảng P2, nhiên liệu số 7)	

Khi tiến hành các tính toán lấy:

Nhiệt độ không khí trước lò hơi	30°C
Gia nhiệt sơ bộ không khí	không có
Hệ số dư không khí khi ra khỏi từ lò hơi	1,30
Nhiệt độ khói thải	120°C
Nước phun bộ quá nhiệt trung gian	không có

Bài 3.7. Hãy xác định tổn thất q_2 đối với nhiên liệu có độ ẩm khác nhau ở cùng một nhiệt độ khói thải $\vartheta_{yx} = 140^\circ\text{C}$ và $\alpha_{yx} = 1,45$; $t_{x,B} = 30^\circ\text{C}$; $t'_B = 30^\circ\text{C}$; $t_{nh,1} = 0^\circ\text{C}$. Các nhiên liệu lấy theo bảng P1: ASP (N⁰3) Kuznhezki CC (N⁰6) than Nazarovki (N⁰5), với q_4 tương ứng bằng 4; 1; 0,5%. $\alpha_{yx} = 0,95$.

Bài 3.8. Hãy xác định tổn thất q_2 khi đốt cháy trong lò hơi than Ekibastuzxki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 9) ở $\vartheta_{yx} = 140^\circ\text{C}$ và hệ số dư không khí ở đầu ra từ lò hơi tương ứng là 1,20; 1,30; 1,40; 1,50. Lấy $t_{x,B} = 30^\circ\text{C}$, $t'_B = 30^\circ\text{C}$, $q_4 = 2\%$, $t_{nh,1} = 0$. Hãy so sánh sự thay đổi của thể tích khối (xem chương 2) và các tổn thất q_2 .

TÍNH TOÁN BUỒNG ĐỐT VÀ CÁC BỀ MẶT ĐỐT BẰNG BỨC XẠ

4.1. CÁC ĐẶC TÍNH HÌNH HỌC VÀ QUANG HỌC CỦA BUỒNG ĐỐT

4.1.1. Thể tích buồng đốt được giới hạn bởi các mặt biên: mặt biên dưới là đáy buồng đốt, trong các buồng đốt mazut và các buồng đốt có thái xi lỏng; hay mặt phẳng quy ước đi qua điểm giữa chiều cao phễu lạnh đối với buồng đốt có thái xi rắn; các mặt biên phía trên của buồng đốt là mặt phẳng đi qua các trục của giàn ống trần lò và theo các trục của hàng ống đầu tiên của giàn màn hình hay giàn feston ở cửa ra buồng đốt. Các mặt thẳng đứng của thể tích buồng đốt là các mặt phẳng qua các trục của các ống giàn, hoặc theo bề mặt tường trong (khi không bố trí giàn ống) hoặc bề mặt vữa chịu lực.

Thể tích buồng đốt hình lăng trụ tìm theo công thức:

$$V_T = F_{CT}^{\delta} a_T \quad (4.1)$$

ở đây F_{CT}^{δ} - bề mặt tường bên của buồng đốt, m^2 ; a_T - bề rộng của buồng đốt, m .

4.1.2. Bề mặt tường của buồng đốt hình lăng trụ hở F_{CT} là tổng các bề mặt $\Sigma F_{n\alpha}$ giới hạn thể tích buồng đốt. Nếu buồng đốt có các giàn ống kiểu màn hình bố trí thưa (có bước lớn hơn 700 mm) và các giàn ống bố trí trong buồng đốt (nhận nhiệt cả hai mặt) thì bề mặt tường buồng đốt được xác định như sau:

$$F_{CT} = F_{CB} + \Sigma F_{dB,3} + \Sigma F_{MT} Z_{MT} + F_{\alpha p} Z_{\alpha p} \quad (4.2)$$

ở đây: $\Sigma F_{dB,3}$ - bề mặt các giàn có hai mặt nhận bức xạ xác định theo công thức:

$$\Sigma F_{dB,3} = 2 a_{dB,3} l_{dB,3} n_{dB,3} \quad (4.3)$$

$a_{dB,3}$, $l_{dB,3}$, $n_{dB,3}$ - chiều rộng, chiều cao và số lượng các giàn có hai mặt hấp thụ nhiệt bức xạ trong buồng đốt;

ΣF_{MT} - bề mặt giàn ống kiểu màn hình đặt trong buồng đốt (ngoài các giàn ống kiểu màn hình ở cửa ra):

$$\Sigma F_{MT} = 2 a_{MT} l_{MT} n_{MT} \quad (4.4)$$

a_{MT} , l_{MT} , n_{MT} - chiều rộng, chiều cao và số lượng tấm rèm;

F_{CB} - bề mặt các tường của phần buồng đốt không bị giàn ống kiểu màn hình che chắn;

$F_{\alpha p}$ - diện tích bề mặt buồng đốt ở vùng bố trí kiểu màn hình (áp sát với các tấm rèm);

$Z_{M.T}$; Z_{op} - các hệ số đặc trưng cho độ không đồng đều của tia bức xạ của giàn ống kiểu mảnh và của tường cạnh nó.

4.1.3. Bề mặt hấp thụ bức xạ tính toán của các giàn ống trên tường và các giàn ống hấp thụ cả hai mặt của buồng đốt xác định theo công thức:

$$F_{\pi\tau} = \Sigma F_{\pi\pi}^3 x_{h,3} + \Sigma F_{dB,3} x_{dB,3} \quad (4.5a)$$

ở đây: $F_{\pi\pi}^3$ - bề mặt tường bị giàn ống phủ, m^2 ; $x_{h,3}$, $x_{dB,3}$ - các hệ số góc của các giàn ống trên tường và các giàn ống hấp thụ bức xạ nhiệt cả hai mặt (hình P1 phụ lục).

Đối với các phần giàn ống kín khí và có bọc đai đốt, cũng như cửa ra buồng đốt và bề mặt nằm ngang quy ước của phần lạnh, hệ số góc x lấy bằng 1, khi đó:

$$F_{\pi\pi}^3 = F_{CT} - \Delta F$$

ở đây ΔF - diện tích bố trí các vòi đốt, các lỗ cửa và các phần khác không có các giàn ống che.

Khi có giàn ống kiểu mảnh nằm trong thể tích buồng đốt, bề mặt hấp thụ bức xạ giàn ống kiểu mảnh được tính toán theo công thức:

$$F_{\pi\tau} = F_{\pi\pi}^3 x_{h,3} + F_{M.T} Z_{M.T} x_{M.T} + F_{np} Z_{np} x_{h,3} \quad (4.5b)$$

4.1.4. Tiết diện ngang của buồng đốt:

$$f_T = a_T b_T \quad (4.6)$$

ở đây a_T , b_T - bề rộng và chiều sâu của buồng đốt, m.

4.1.5. Chiều cao buồng đốt khi xác định các kích thước hình học tính toán nhiệt được lấy từ điểm giữa của phểu lạnh hay mặt đáy tới trần của buồng đốt. Khi xác định chiều cao tương đối của vị trí cực đại của nhiệt độ trong buồng đốt, chiều cao lấy tới điểm giữa của cửa ra buồng lửa.

4.1.6. Mức tương đối của vị trí vòi đốt X_r :

$$X_r = H_r / H_T \quad (4.7)$$

ở đây H_r - khoảng cách (chiều cao) từ điểm giữa phểu lạnh (hay mặt đáy lò) tới trục của hàng vòi đốt.

Khi đặt các vòi đốt ở một vài hàng, H_r được xác định như giá trị trung bình:

$$H_r = \frac{H_{r1} B_1 + H_{r2} B_2 + \dots + H_{rm} B_n}{B_1 + B_2 + \dots + B_n} \quad (4.8)$$

ở đây B_1 , B_2 , B_n - tiêu hao nhiên liệu qua mỗi hàng bố trí vòi đốt, tương ứng là hàng thứ nhất, thứ hai và thứ n , kg/s; H_{r1} , H_{r2} , H_{rm} - các chiều cao của mỗi hàng, m.

4.1.7. Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ, m :

$$s = 3,6 V_T / F_{CT} \quad (4.9a)$$

Khi có giàn ống kiểu mảnh đặt trong thể tích buồng đốt:

$$s = \frac{3,6 V_T}{F_{CB} + F_{MT} + F_{np}} \left(1 + \frac{F_{x,T}}{F_{CB} + F_{np}} \frac{V_{CB}}{V_T} \right) \quad (4.9b)$$

ở đây V_{CB} - phân thể tích buồng đốt không bị che chắn bởi giàn ống kiểu màn.

4.1.8. Hệ số bức xạ của buồng đốt:

Với buồng đốt kiểu đốt không gian:

$$\varepsilon_T = \frac{\varepsilon_\phi}{\varepsilon_\phi + (1 - \varepsilon_\phi)\psi_{tb}} \quad (4.10)$$

Khi đốt nhiên liệu khí và lỏng, hệ số bức xạ ngọn lửa được xác định theo công thức:

$$\varepsilon_\phi = m \cdot \varepsilon_{CB} + (1 - m)\varepsilon_r \quad (4.12)$$

ở đây ε_{CB} và ε_r - các hệ số tương ứng của bức xạ, coi thể tích buồng đốt được điền đầy bởi ngọn lửa sáng và không cháy sáng.

m - hệ số trung bình được xác định bởi phân thể tích buồng đốt do ngọn

lửa sáng chiếm chỗ. Đối với buồng đốt hở và nửa hở: $q_v = \frac{BQ_H^p}{V_T} \leq$

407 kW/m^3 không phụ thuộc phụ tải đối với khí tự nhiên: $m = 0,1$, còn đối với nhiên liệu lỏng $m = 0,55$. Ở $q_v \geq 1160 \text{ kW/m}^3$ đối với khí $m = 0,6$, đối với mazut $m = 1,0$. Ở các giá trị q_v trong khoảng giữa các giá trị này m được xác định bằng cách nội suy tuyến tính.

Các giá trị ε_{CB} và ε_r được xác định theo các công thức:

$$\varepsilon_{CB} = 1 - e^{-(k_r r_n + k_c)ps}; \quad \varepsilon_r = 1 - e^{-k_r r_n ps} \quad (4.13)$$

ở đây: ε_ϕ - hệ số bức xạ của ngọn lửa buồng đốt;

e - hệ số logarit tự nhiên;

k - hệ số làm yếu môi trường bức xạ buồng đốt;

s - chiều dày hiệu quả của lớp bức xạ buồng đốt, m (xem mục 4.1.7);

p - áp suất của môi trường khí trong buồng đốt.

Hệ số k , được xác định theo trạng thái của các khối ở cửa ra từ buồng đốt và tính theo công thức:

$$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 r_{H_2O}}{0,316 \sqrt{p_n s}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{T_T^*}{10^3} \right); \quad (4.14)$$

ở đây p_n - tổng các áp suất riêng của các khí, MPa :

$$p_n = p r_n = p (r_{\text{RO}_2} + r_{\text{H}_2\text{O}}) \quad (4.15)$$

r_{RO_2} và $r_{\text{H}_2\text{O}}$ - các phân thể tích của các khí ba nguyên tử và của hơi nước.

Hệ số làm yếu bức xạ bởi các hạt bồ hóng:

$$k_c = 0,3 (2 - \alpha_T) \left(1,6 \frac{T_T^*}{10^3} - 0,5 \right) \frac{C^p}{H^p} \quad (4.16)$$

ở đây C^p và H^p - tương ứng là lượng cacbon và hydro trong thành phần làm việc của nhiên liệu khi đốt khí tự nhiên:

$$C^p/H^p = 0,12 \sum \frac{m}{n} C_m H_n; \text{ khi } \alpha_T \geq 2 \text{ thì } k_c \text{ lấy bằng } 0.$$

Khi đốt các nhiên liệu rắn, hệ số làm yếu bức xạ môi trường buồng đốt được xác định theo công thức:

$$k = k_{r,n} + k_{zl} \mu_{zl} + k_{coc} \chi_1 \chi_2 \quad (4.17)$$

Tích $k_{r,n}$ được xác định như khi đốt khí và mazut.

Nồng độ không thứ nguyên của tro trong sản phẩm cháy được xác định theo (2.21):

$$\mu_{zl} = \frac{A^p \alpha_{tro}}{100 G_r}$$

Hệ số k_{zl} được xác định theo công thức:

$$k_{zl} = \frac{43000 \rho_r}{\sqrt[3]{(T_T^*)^2 d_{zl}^2}} \quad (4.17a)$$

ở đây: ρ_r - tỷ trọng của khối thải được lấy bằng $1,3 \text{ kg/m}^3$;

d_{zl} - đường kính hạt tro trung bình theo suất bề mặt (μm) lấy theo bảng 4.1;

T_T^* - nhiệt độ của tro trong buồng đốt

k_{coc} - hệ số lấy bằng $10,0 \text{ l/(m.MPa)}$;

χ_1, χ_2 - hệ số không thứ nguyên tính ảnh hưởng nồng độ các hạt cốc trong ngọn lửa: Đối với nhiên liệu cháy chậm (antraxit, T) $\chi_1 = 1$; đối với nhiên liệu cháy nhanh (than đá, than nâu, than bùn, đá phiến, củi) $\chi_1 = 0,5$; khi đốt theo hộp $\chi_2 = 0,1$; khi đốt kiểu không gian theo lớp $\chi_2 = 0,03$.

Bảng 4.1

Thiết bị buồng đốt, loại máy nghiền than	Nhiên liệu	Đường kính hiệu quả của tro (μm)
Buồng đốt không gian, máy nghiền bi	Tất cả nhiên liệu	13
Buồng đốt không gian, máy nghiền búa và máy nghiền tốc độ trung bình	Ngoài than bùn	16
	Than bùn	24
	Than cám	10
	Nghiền	20
Các buồng đốt theo lớp	Tất cả nhiên liệu	20

4.1.9. Hệ số hiệu quả nhiệt trung bình của buồng đốt:

$$\Psi_{tb} = \Sigma F_{nli} \Psi_i / \Sigma F_{nli} \quad (4.18)$$

ở đây F_{nli} - bề mặt phần thứ i của buồng đốt;

Ψ_i - hệ số hiệu quả nhiệt của phần thứ i của buồng đốt:

$$\Psi_i = x_i \xi_i \quad (4.19)$$

x_i - hệ số góc của phần bề mặt đốt thứ i ; ξ_i - hệ số bám bẩn của phần bề mặt đốt thứ i được xác định theo bảng 4.2.

Bảng 4.2

Kiểu giàn ống	Loại nhiên liệu	Hệ số ξ_i
Các giàn ống trơn để trần, bố trí trên tường và các giàn ống có cánh tản nhiệt (màng) bố trí trên tường.	Nhiên liệu khí	0,65
	Mazut	0,55
	AS và PA ở $G_{tro} \geq 12\%$, than gầy ở $G_{tro} \geq 8\%$, các than đá, than nâu, than bùn phay	0,45
	Than Ekibastuzxki ở $R_{90} \leq 15\%$.	0,35 ÷ 0,40
	Các than nâu có $W^p > 3,3\%$. Khi sấy khô và thổi thẳng.	0,55
	Các đá phiến không thổi bụi	0,25
	Như vậy có thổi bụi	0,30
Các giàn ống được bọc đai đốt, buồng đốt có thải xỉ rắn*	Tất cả nhiên liệu	0,20
Các giàn ống được phủ bởi lớp gạch chịu lửa	Tất cả nhiên liệu	0,10

Chú ý: 1. Các giá trị càng nhỏ ở ứng suất nhiệt của buồng đốt $q_r = \frac{BQ_H^p}{f_T} \leq$

3,49 MW/m², giá trị lớn khi $q_r \geq 5,815$ MW/m².

2. Ở thải xỉ lỏng $\xi = (0,53 - 0,25 \cdot t_3^{SL} \cdot 10^{-3}) \cdot b$; ở đây $b = 1,0$ đối với các buồng đốt một buồng và hai buồng, $b = 1,2$ đối với buồng đốt nửa hờ có giàn ống ép; $t_3^{SL} = t_3 - 50^\circ\text{C}$.

Đối với các giàn ống trơn, hai mặt hấp thụ bức xạ và các tấm màn hình buồng đốt, hệ số bám bẩn giảm so với các giàn ống trơn treo tường tới 0,1; đối với các

giàn ống hấp thụ nhiệt bức xạ hai mặt, có cánh và giàn ống kiểu mảnh hệ số bám bẩn giảm 0,05.

Khi bố trí giàn ống kiểu mảnh ở đầu ra buồng đốt, mặt phẳng ngăn cách buồng đốt với giàn ống kiểu mảnh có:

$$\psi_m = \psi_t \beta \quad (4.20)$$

ở đây: β - hệ số tính đến trao đổi nhiệt tương hỗ giữa buồng đốt và các giàn ống kiểu mảnh, được xác định theo hình P2 của phụ lục phụ thuộc vào nhiệt độ khí ở đầu ra buồng đốt.

ψ_t - hệ số hiệu quả nhiệt của các giàn ống trơn.

Khi đốt khí sau đó đốt bột than, không có thổi bụi giàn ống, các hệ số bám bẩn được lấy như đối với nhiên liệu rắn.

Ví dụ 4.1. Hãy xác định các đặc tính hình học của buồng đốt lò hơi E-670-13,8GM, $t_{q, nh} = 545/545^\circ\text{C}$. Lò hơi có các giàn ống kín khối đốt mazut qua 12 vòi đốt có đường kính ra 1,0 m, có 6 lỗ quan sát với đường kính 0,5 m. Các giàn mảnh ở đầu ra buồng đốt có bước 720 mm (xem hình 4.1).

Bài giải: 1. Xác định bề mặt tường của buồng đốt (xem mục 4.1.2):

- Tường trước: $F_\phi = 21,472 \cdot 18,0 = 386,5 \text{ m}^2$.

- Tường sau: $F_z = (15,57 + 2,19 + 0,61 + 0,37) \cdot 18,0 = 337,3 \text{ m}^2$.

- Tường bên: $F_\sigma = 2,49 \cdot 8,0 + 0,37 \cdot 0,87 + (0,87 + 1,30) \cdot 0,5 \cdot 0,43 + (1,30 + 5,37) \cdot 0,5 \cdot 0,764 + 13,472 \cdot 7,68 + 2,06 \cdot 0,5 \cdot 7,68 = 133,9 \text{ m}^2$.

Đáy: $F_{\text{đáy}} = 7,95 \cdot 18,0 = 143,1 \text{ m}^2$.

Trần: $F_{\text{trần}} = 2,49 \cdot 18,0 = 44,8 \text{ m}^2$.

Lỗ khí: $F_{l\delta} = (8,0 + 1,82 + 1,5 + 0,87) \cdot 18,0 = 219,4 \text{ m}^2$

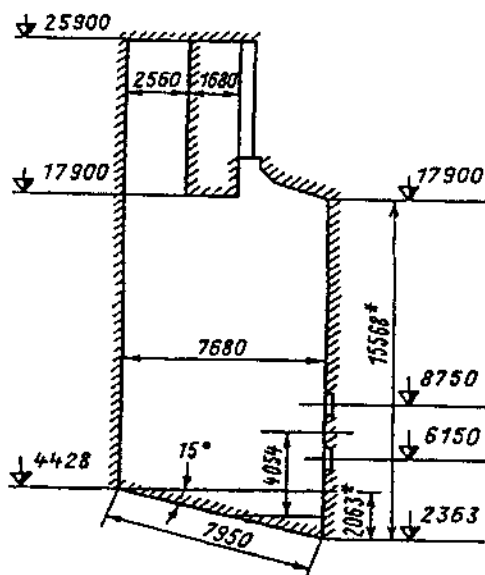
$$F_{CT} = F_\phi + F_z + 2F_\sigma + F_{\text{đáy}} + F_{\text{trần}} + F_{l\delta} = 1398,9 \text{ m}^2$$

2. Xác định thể tích buồng đốt. Thể tích buồng đốt không tính vùng bố trí giàn ống kiểu mảnh; để xác định bề dày hiệu quả của lớp bức xạ:

$$V_T = F_\sigma \alpha_T = 133,9 \cdot 18,0 = 2410 \text{ m}^3$$

Thể tích buồng đốt có tính đến giàn mảnh để xác định ứng suất nhiệt thể tích q_v . Bởi vì bước giàn ống kiểu mảnh 700 mm, thể tích buồng đốt phải tính cả thể tích đường khối của giàn mảnh, tới đầu vào bề mặt đốt bố trí sau cửa buồng đốt.

$$V_T^s = F_\sigma \alpha_T + b_s h_s \alpha_T + b_0 l_0 h_0 = 133,9 \cdot 18,0 + 1,82 \cdot 8,0 \cdot 18,0 + 0,7 \cdot 6,446 \cdot 18,0 = 2753 \text{ m}^3$$



Hình 4.1. Buồng đốt lò hơi khí mazut E-670-13,8GM.

3. Xác định bề mặt nhận nhiệt bức xạ F_{li} theo (4.5a):

$$F_{\text{rop}} = n_{\text{rop}} \cdot 0,758d_{\text{rop}}^2 + n_l \cdot 0,785d_l^2 = 10,6 \text{ m}^2;$$

$$F_{\text{li}} = (F_{\text{CT}} - F_{\text{rop}})x_{\text{h,c}} = (1398,9 - 10,6) \cdot 1,0 = 1388,3 \text{ m}^2$$

Khác với các giàn ống trơn bình thường, hệ số góc $x_{\text{h,c}}$ đối với các giàn kín khối cũng như đáy và cửa ra lấy bằng 1.

4. Xác định mức tương đối bố trí các vòi đốt theo (4.7): Khoảng cách từ đáy tới trục vòi đốt, theo hình 4.1 có $H_r = 4,05$ m, khi đó:

$$X_r = 4,05 / (14,5 + 4,05) = 0,219$$

5. Xác định bề dày hiệu quả của lớp bức xạ (theo 4.9a):

$$s = 3,6 \times \frac{2410}{1398,9} = 6,2 \text{ m}$$

Ví dụ 4.2. Hệ số hiệu quả nhiệt ψ của tường trước thay đổi như thế nào, nếu:

a) Giàn ống là loại không kín khối, chế tạo từ các ống trơn, có đường kính ngoài 60 mm, bước 64 mm thay cho giàn ống hàn kín có cánh.

b) Có đai cháy ở toàn bộ bề rộng của tường trước, có chiều cao 2,0 m?

Các điều kiện: nhiên liệu là than nâu, bề rộng của tường trước 18,0 m,

chiều cao 25 m, các vòi đốt trên tường có cửa quan sát ϕ 0,5 m, khoảng cách từ trục các ống giàn tới tường vách 30 mm.

Bài giải: 1. Xác định hệ số hiệu quả nhiệt của giàn ống trơn. Hệ số góc $x_{h,e} = 0,98$. Tương ứng với bảng 4.2 hệ số $\xi = 0,45$. Hệ số hiệu quả nhiệt $\psi = 0,45 \cdot 0,98 = 0,441$. Bề mặt tường trước của buồng đốt $F_{CT} = 25,0 \cdot 18,0 = 450 \text{ m}^2$.

Bề mặt tường trước của buồng đốt do giàn ống phủ $F_{nl}^e = b \cdot h_{CT} - n \cdot d_1^2 \pi / 4 = 25,0 \cdot 18,0 - 2 \cdot 0,5^2 \cdot 0,785 = 449,6 \text{ m}^2$.

Hệ số hiệu quả nhiệt trung bình của giàn theo công thức (4.18):

$$\psi_{tb} = \frac{0,441 \times 449,6}{450,0} = 0,4406$$

2. Xác định hệ số hiệu quả nhiệt của giàn ống hàn kín: hệ số góc $x_{h,e} = 1,0$. Các giá trị F_{CT} , F_{nl} , đảm bảo các giá trị như trước: Hệ số $\xi = 0,45$ khi đó $\psi_e = 1,0 \cdot 0,45 = 0,45$ và $\psi_{tb} = 0,45 \cdot 449,6 / 450,0 = 0,4496$.

3. Xác định hệ số hiệu quả nhiệt của giàn ống hàn kín có đai cháy, có chiều cao 2,0 m. Hệ số góc hiệu quả $x_{z,h} = 1,0$. Các giá trị F_{CT} và ξ của các ống giàn đảm bảo các giá trị như cũ. Bề mặt tường trước được chia ra làm hai phần:

Phần để trần của giàn ống:

$$F_{nl1}^0 = 18,0 (25,0 - 2,0) - 2 \cdot 0,5^2 \cdot 0,785 = 413,6 \text{ m}^2;$$

Đai cháy:

$$F_{nl2} = 18,0 \cdot 2,0 = 36 \text{ m}^2;$$

Hệ số hiệu quả nhiệt:

$$\text{- Phần hở } \psi_e = 0,98 \cdot 0,45 = 0,441;$$

$$\text{- Đai cháy } \psi_{T,H} = 1,0 \cdot 0,2 = 0,2$$

ở đây $\xi = 0,2$ theo bảng 4.2.

Hệ số hiệu quả trung bình của giàn ống:

$$\psi_{tb} = \frac{0,441 \times 413,6 + 0,2 \times 36,0}{450,0} = 0,421$$

Ví dụ 4.3. Hãy xác định bề mặt hấp thụ bức xạ của buồng làm mát buồng đốt gồm các giàn ống kiểu mảnh đặt trong thể tích buồng đốt. Các kích thước hình học của buồng làm mát thể hiện trên hình 4.2; các hệ số không đồng đều bức xạ của giàn ống kiểu mảnh Z_{s1} và các vách của các giàn ống của buồng đốt Z_{np} nằm trong vùng đó tương ứng bằng 0,702 và 0,700. Buồng đốt có ba giàn

Tương ứng với hình 4.2, bề mặt các giàn ống được gắn với các giàn ống mảnh bao gồm các bề mặt tường phía sau, phần bề mặt các tường bên, trần và của giàn hấp thụ hai mặt:

$$F_{np,e} = (1,993 + 0,4265 + 0,118 + 6,878 + 0,145 + 1,354) \cdot 20,428 \\ = 228,9 \text{ m}^2$$

$$F_{np,\sigma} = (16,43 + 14,186) 0,5 (1,235 + 0,35) = 24,3 \text{ m}^2$$

$$F_{np,\sigma} = 24,3 \cdot 2 = 48,6 \text{ m}^2$$

$$F_{np,nox} = (1,585 + 1,060) \cdot 20,428 = 54,0 \text{ m}^2$$

$$F_{np,okh} = F_{okh} = 122,3 \text{ m}^2$$

$$F_{np,nep} = F_{\delta,x} = 6,9 \text{ m}^2.$$

Vì vậy:

$$\Sigma F_{np} = 228,9 + 24,32 + 48,6 - 54,0 + 122,3 + 6,92 = 613,4 \text{ m}^2$$

Các hệ số góc của các giàn treo trên tường, các giàn hấp thụ hai mặt và giàn ống mảnh $x_e = 1,0$ do chúng được hàn cánh toàn bộ.

Khi đó, tương ứng với mục 4.13:

$$F_{l,r} = (F_{ct} - \Sigma F_{s,r} - \Sigma F_{np})x + \Sigma F Z \\ = (2610,3 - 962,8 - 613,4) 1,0 + 952,8 \cdot 0,702 \cdot 1,0 + 613,4 + 0,700 1,0 \\ = 2142,3 \text{ m}^2$$

Kết quả tỷ số $F_{l,r}$, $F_{ct} = 0,82$, nhỏ hơn hệ số góc của giàn ($x_e = 1,0$) do giảm cường độ bức xạ trong vùng giàn ống mảnh và các tường kề ($Z_{s,1} = 0,702$ và $Z_{np} = 0,700$). Vì vậy, do các giàn ống mảnh, bề mặt buồng đốt tăng tới $2610,3 / (2610,3 - 952,8) = 1,575$ lần.

Ví dụ 4.4. Với các kết cấu buồng đốt như nhau, hãy so sánh độ đen của ngọn lửa ϵ_ϕ khi đốt than Ekibastuzxki, Kuznhexki mức CC và than Nazarovxki (phụ lục, bảng P1, tương ứng với nhiên liệu số 9, 6 và 15). Các loại máy nghiền lấy như sau: Đối với than Ekibastuzxki: máy nghiền búa MM hoặc máy nghiền bi SBM; đối với than Kuznhexki – máy nghiền bi SBM; đối với than Nazarovxki – máy nghiền búa MM. Bề dày hiệu quả lớp bức xạ của buồng đốt $s = 6,0 \text{ m}$, nhiệt độ các khí ra khỏi buồng đốt 1100°C ; $\alpha_{im} = 0,95$. Hệ số ϵ_ϕ thay đổi thế nào khi đốt khí tự nhiên (phụ lục, bảng P2, nhiên liệu số 8) trong lò hơi kín khí, ở áp suất dư trong buồng đốt $p_r = 0,103 \text{ MPa}$.

Bảng 4.3

Đại lượng	Công thức tính	Nhiên liệu và phương pháp nghiên			
		Ekibaxtuzxki CC (nghiên bằng máy MM)	Kuznhexki CC (nghiên bằng máy SBM)	Nazarovxki (nghiên bằng máy MM)	Khí tự nhiên
Thể tích lý thuyết của các khối (theo 2.7), m ³ /kg (m ³)	$V_r^0 = V_{RO2} + V_{N2}^0 + V_{H2O}^0$	$V_r^0 = 0,84 + 3,61 + 0,49 = 4,94$	7,72	4,39	11,12
Thể tích các khí và hơi nước ở $\alpha = 1,2$ m ³ /kg (m ³)	$V_r = V_r^0 + 1,0161 \times (\alpha - 1) V_B^0$ $V_{H2O} = V_{H2O}^0 + 0,0161(\alpha - 1) V_B^0$	$V_r = 4,94 + 1,0161 \cdot (1,2 - 1) \cdot 4,56 = 5,867$ $V_{H2O} = 0,49 + 0,0161 \cdot (1,2 - 1) \cdot 4,656 = 0,505$	9,206 0,594	5,13 0,84	13,13 2,24
Phân thể tích của các khí ba nguyên tử và hơi nước	$r_{RO2} = V_{RO2}/V_r$; $r_{H2O} = V_{H2O}/V_K$	$r_{RO2} = \frac{0,84}{5,867} = 0,143$; $r_{H2O} = \frac{0,505}{5,867} = 0,086$	0,148 0,065	0,136 0,164	0,081 0,171
Phân thể tích khí/ba nguyên tử	$r_n = r_{RO2} + r_{H2O}$	$r_n = 0,143 + 0,086 = 0,229$	0,213	0,30	0,252
Khối lượng khối, kg/kg	$G_r = 1 - \frac{A^p}{100} + 1,306\alpha V_B^0$	$G_r = 1 - \frac{36,9}{100} + 1,306 \cdot 1,2 \cdot 4,56 = 7,777$	12,315	6,60	—
Nồng độ không thứ nguyên của tro trong dòng khối	$\mu_{tr} = \frac{A^p \alpha_{yH}}{100 G_r}$	$\mu_{tr} = \frac{36,9 \times 0,95}{100 \times 7,777} = 0,0451$	0,0109	0,0105	—
Tích p _n s, MPa.m	$p_n s = 0,1 r_n s$	$p_n s = 0,1 \cdot 0,229 \cdot 6,0 = 0,1374$	0,1278	0,18	0,1557

Bảng 4.3. (tiếp theo)

Đại lượng	Công thức tính	Nhiên liệu và phương pháp nghiên			
		Ekibaxtuzxki CC (nghiên bằng máy MM)	Kuznhexki (nghiên bằng máy SBM)	Nazarovxki (nghiên bằng máy MM)	Khí tự nhiên
Hệ số làm yếu bức xạ $1/(MPa \cdot m)$ bởi môi trường khí trong buồng đốt	$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \cdot r_{120}}{0,316(p_n s)^{0,3}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{T_r}{1000} \right)$	$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,086}{0,316 \times (0,1374)^2} - 1 \right) \times \frac{1100 + 273}{1000} = 3,362$	3,358	3,333	3,665
- Bởi các hạt tro	$k_{d1} = \frac{43000 p_r}{\sqrt[3]{(T_r^* d_d)^2}}$	$k_{d1} = \frac{43000 \times 1,3}{\sqrt{(1373 \times 16)^2}} = 71,3$	81,8	71,371,3	-
- Bởi các hạt bồ hóng	$k_c = 0,3 \left(2 - \alpha \right) \times \left(1,6 \frac{T_r}{1000} - 0,5 \right)$	-	-	-	1,229
- Bởi môi trường buồng đốt	$k = k_r r_n + k_{d1} \mu_{d1} + k_x x_1 x_2$	$k = 3,362 \cdot 0,229 + 71,3 \cdot 0,0451 + 10 \cdot 0,5 \cdot 0,1 = 4,486$	2,107	2,249	-
Cũng như vậy - đối với khí tự nhiên	$k_{cp} = k_r r_n - k_c;$ $k_{az} = k_r r_n$	-	-	-	2,1526; 0,9236
Hệ số bức xạ của ngọn lửa	$\epsilon_g = 1 - e^{-k_{ps}}$	$\epsilon_g = 1 - e^{-4,486 \cdot 0,1 \cdot 6,0} = 0,932$	0,7175	0,741	0,7356; 0,4349
Cũng như vậy đối với khí đốt	$\epsilon_g = m \epsilon_g + (1 - m) \epsilon_r$	-	-	-	0,465

Bài giải: 1. Đối với các nhiên liệu đã cho, thể tích các khí ba nguyên tử, hơi nước, nitơ và không khí cần thiết theo lý thuyết để đốt cháy có các giá trị sau:

Thể tích các khí, m ³ /kg (m ³)	Ekibaxtuzxki	Kuznhexki	Nazarovxki	Khí tự nhiên
V _{K₂O}	0,84	1,36	0,70	1,07
V ⁰ _{H₂O}	0,49	0,57	0,83	2,21
V ⁰ _{N₂}	3,61	5,79	2,86	7,84
V ⁰ _B	4,56	7,31	3,62	9,91

2. Tính các tính chất quang học của ngọn lửa khi đốt cháy các nhiên liệu rắn và khí tự nhiên thực hiện ở bảng 4.3.

3. Xác định hệ số bức xạ ngọn lửa khi nghiền than Ekibaxtuzxki bằng máy nghiền bi SBM:

Hệ số làm yếu bức xạ:

$$k_{rl} = \frac{43000 \times 1,3}{(1100 + 273)^{0,67} \times 13^{0,67}} = 81,8 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số làm yếu bức xạ bởi môi trường buồng đốt:

$$k_{rB} = 3,362 \cdot 0,229 + 81,8 \cdot 0,0451 + 10 \cdot 0,5 \cdot 0,1 = 4,959 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số bức xạ ngọn lửa:

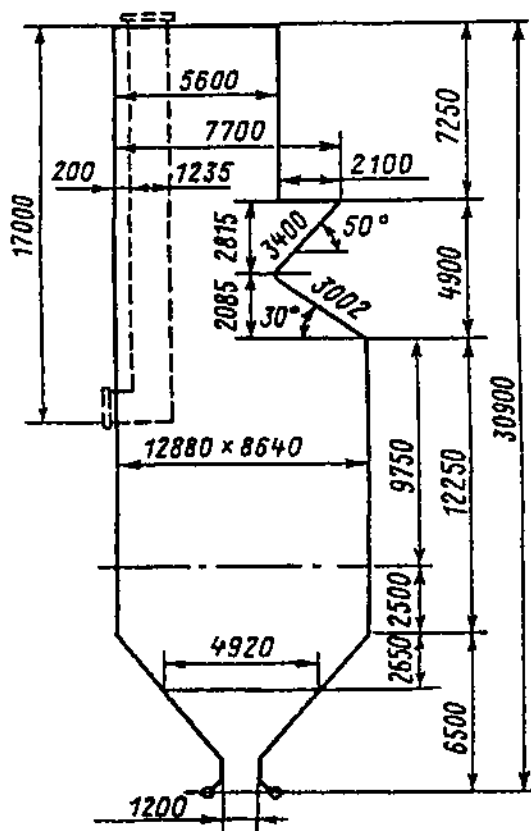
$$\varepsilon_{\phi} = 1 - e^{-4,959 \cdot 0,16,0} = 0,949.$$

4. Các kết luận chính rút ra từ tính toán: Độ mịn của than Ekibaxtuzxki khi nghiền trong máy nghiền bi SBM nhỏ hơn khi dùng máy MM, làm tăng cường độ bức xạ của môi trường buồng đốt; sự tăng đáng kể khối lượng các khí cho 1 kg nhiên liệu khi đốt than Kuznhexki là giảm đáng kể độ tro của nhiên liệu và làm tăng thành phần cháy. Độ tro cao của nhiên liệu Ekibaxtuzxki CC làm cho hệ số bức xạ ngọn lửa tăng. So với các dạng nhiên liệu khác, khi đốt khí thiên nhiên không có tro, hệ số bức xạ ngọn lửa nhỏ hơn rất nhiều so với đốt nhiên liệu rắn.

Ví dụ 4.5. Hệ số bức xạ của buồng đốt (hình 4.3) thay đổi thế nào khi đưa vào thể tích buồng đốt một giàn ống hấp thụ hai mặt và nếu:

a) đốt nhiên liệu rắn là than Kuznhexki (số liệu theo ví dụ 4.4), $\alpha = 1,20$, máy nghiền SBM, $\vartheta''_T = 1100^\circ\text{C}$; $\alpha_{yH} = 0,95$;

b) đốt khí tự nhiên (số liệu theo ví dụ 4.4) $\alpha_r = 1,20$, áp suất buồng đốt dương $p_r = 0,103 \text{ MPa}$.



Hình 4.3. Buồng đốt lò hơi E-670-13,8 thải xỉ rắn và có giàn ống kiểu mảnh ở phần bên trên buồng đốt.

Bài giải: a) Phương án ban đầu:

1. Tương ứng với mục 4.1.2 ta xác định các đặc tính hình học của buồng đốt. Bề mặt các tường của giàn ống phía sau $F_3 = 293,9 \text{ m}^2$; giàn ống tường trước $F_4 = 355,9 \text{ m}^2$; giàn ống tường bên $F_6 = 198,0 \text{ m}^2$; trần $F_{\text{not}} = 72,0 \text{ m}^2$; cửa ra $F_{\text{okp}} = 120,4 \text{ m}^2$; đáy $F_{\text{noi}} = 63,4 \text{ m}^2$; bề mặt tường buồng đốt $F_{\text{CT}} = 293,9 + 355,0 + 198,02 + 72,0 + 120,4 + 63,4 = 1301,6 \text{ m}^2$.

Thể tích buồng đốt $V_T = 198,0 \cdot 12,88 = 2550 \text{ m}^3$.

Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ:

$$s = 3,6 \frac{2550}{1301,6} = 7,05 \text{ m}$$

2. Các tính chất quang học của ngọn lửa khi đốt nhiên liệu rắn tương ứng với ví dụ 4.4:

Phân thể tích hơi nước $r_{H_2O} = 0,065$, phân thể tích tổng của các khí ba nguyên tử và của hơi nước $r_n = 0,213$, nồng độ không thứ nguyên của tro $\mu_{zt} = 0,0109$.

Hệ số [công thức (4.4)]:

$$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,065}{0,316 \times 0,1502^{0,5}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{1100 + 273}{1000} \right) =$$

$$= 3,059 \text{ 1/(MPa.m)};$$

$$\text{Hệ số } k_{zt} = \frac{43000 \times 1,3}{\sqrt[3]{(1100 + 273)^2 \times 13^2}} = 81,8 \text{ 1/(MPa.m)};$$

Hệ số làm yếu bức xạ bởi môi trường buồng đốt:

$$k = 3,059 + 0,213 + 81,8 \cdot 0,0109 + 10,0 \cdot 0,5 \cdot 0,1 = 2,043 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số bức xạ ngọn lửa [công thức (4.11)]:

$$\epsilon_\phi = 1 - e^{-2,043 \cdot 0,1 \cdot 7,05} = 0,763$$

3. Các tính chất quang học của ngọn lửa khi đốt khí tự nhiên theo số liệu ví dụ 4.4: $r_{H_2O} = 0,171$; $r_n = 0,252$ tỷ số $C^p/H^p = 3,019$; $m = 0,1$.

Tương ứng với các công thức có trong ví dụ 4.4:

$$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,171}{0,316 \times 0,1830^{0,5}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{1100 + 273}{1000} \right) =$$

$$= 3,343 \text{ 1/(MPa.m)}$$

$$k_c = 0,3(2 - 1,2) \left(1,6 \frac{1100 + 273}{1000} - 0,5 \right) 3,019 = 1,229 \text{ 1/(MPa.m)}$$

$$\epsilon_{CB} = 1 - e^{-(3,343 \cdot 0,252 + 1,229)7,05 \cdot 0,103} = 0,778; \text{ (độ đen phần sáng của ngọn lửa)}$$

$$\epsilon_r = 1 - e^{-3,343 \cdot 0,252 \cdot 7,05 \cdot 0,103} = 0,458; \text{ (độ đen phần không sáng của ngọn lửa)}$$

$$\epsilon_\phi = 0,1 \cdot 0,778 + (1 - 0,1) 0,458 = 0,490$$

b) Phương án có giàn hấp thụ hai phía.

4. Các đặc tính hình học của buồng đốt:

Tương ứng với (4.2), bề mặt các tường buồng đốt bằng tổng các bề mặt ngăn cách của bề mặt giàn ống hấp thụ hai mặt bởi vì $F_{DBE} = F_\sigma \cdot 2 = 198,0 \cdot 2 = 396,0 \text{ m}^2$, thì $F_{CT} = 1301,6 + 396,0 = 1697,6 \text{ m}^2$;

Thể tích buồng đốt còn lại không thay đổi: $V_T = 2550 \text{ m}^3$, khi đó:
 $s = 3,6 (2550/1697,6) = 5,41 \text{ m}$.

5. Các tính chất quang học của ngọn lửa khi đốt nhiên liệu rắn:

$$p_n s = p_r s = 0,1 \cdot 0,213 \cdot 5,41 = 0,115 \text{ MPa.m}$$

Hệ số [theo công thức (4.14)]

$$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,065}{0,316 \times 0,115^{0,5}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{1100 + 273}{1000} \right) \\ = 3,563 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Các giá trị k_r , $k_{\text{khí}}$, x_1 và x_2 được giữ nguyên như ở tính toán ban đầu của buồng đốt.

Hệ số làm yếu bức xạ bởi môi trường buồng đốt:

$$k = 3,563 \cdot 0,213 + 81,8 \cdot 0,019 + 10,0 \cdot 0,5 \cdot 0,1 = 2,150 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số bức xạ ngọn lửa:

$$\varepsilon_\phi = 1 - e^{-2,150 \cdot 0,1 \cdot 5,41} = 0,688$$

Do đó việc đưa giàn ống hấp thụ hai mặt vào buồng đốt làm giảm bề dày hiệu quả trung bình của lớp bức xạ từ 7,05 tới 5,41 m và hệ số bức xạ ngọn lửa cho các giàn ống từ 0,763 tới 0,688 (trong trường hợp đã cho tới 9,8%), khi đó kích thước các giàn ống hấp thụ nhiệt của buồng đốt tăng tới $1697,6/1301,6 = 1,304$ lần.

6. Các tính chất quang học của ngọn lửa khi đốt cháy khí tự nhiên:

$$\text{Tích } p_n s = 0,103 \cdot 0,252 \cdot 5,41 = 0,1404 \text{ MPa.m}$$

Hệ số [theo công thức (4.14)]:

$$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,171}{0,316 \times 0,1404^{0,5}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{1100 + 273}{1000} \right) \\ = 3,886 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số k_c đảm bảo giá trị của mình 1,229 1/(MPa.m).

Tương ứng với các giá trị thu được ta xác định theo (4.13):

$$\varepsilon_{CB} = 1 - e^{-(3,886 \cdot 0,252 + 1,229)5,41 \cdot 0,103} = 0,708$$

$$\varepsilon_r = 1 - e^{-3,886 \cdot 0,252 \cdot 5,41 \cdot 0,103} = 0,4206$$

Hệ số bức xạ ngọn lửa trong buồng đốt:

$$\varepsilon_\phi = 0,1 \cdot 0,708 + (1 - 0,1) \cdot 0,4206 = 0,449$$

Do đó, khi đưa vào giàn ống hấp thụ hai mặt thì hệ số bức xạ giảm từ 0,490

tới 0,449, nhỏ hơn 8,4% so với ban đầu, tức là độ giảm bức xạ cũng như vậy khi đốt nhiên liệu rắn.

Ví dụ 4.6. Hãy xác định hệ số bức xạ của môi trường khí trong thể tích tự do của buồng đốt và trong thể tích giữa các giàn ống mảnh khi đốt than Vorcutinxki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 11). Các kích thước hình học của buồng đốt tương ứng ví dụ 4.5 và thể hiện trên hình 4.3, $\vartheta''_T = 1100^\circ\text{C}$, $\alpha_T = 1,20$, $a_{\text{tr0}} = 0,95$, số lượng giàn ống mảnh buồng đốt 12 cái, lò hơi làm việc ở chế độ thổi hút cân bằng, loại máy nghiền SBM.

Bài giải: 1. Xác định các đặc tính hình học của buồng đốt cần thiết để tính toán các hệ số bức xạ của thể tích khí tự do và thể tích các khối ở giữa các giàn ống kiểu mảnh (hình 4.3) thể hiện bằng các đường đứt nét. Theo mục 4.1.8 ứng với mỗi một thể tích đó, ngoài ra bề mặt các tường giới hạn thể tích cũng cộng vào diện tích các tiết diện phân chia chúng.

Bề mặt tường của thể tích vùng giàn ống kiểu mảnh sát với buồng đốt:

$$\text{Giàn phía trước } F_{\text{p,np}} = 17,0 \cdot 12,88 = 219 \text{ m}^2.$$

$$\text{Giàn bên } F_{\text{σ,np}} = 1,435 \cdot 17,0 = 24,4 \text{ m}^2$$

$$\text{Giàn trần } F_{\text{pot,np}} = 1,435 \cdot 12,88 = 18,5 \text{ m}^2$$

$$\text{Các giàn ống mảnh buồng đốt } F_{\text{st}} = (1,235 \cdot 17,0 + 0,2 \cdot 1,235) 12 \cdot 2 = 509,8 \text{ m}^2$$

Bề mặt tổng thể của thể tích liên kế:

$$F_{\text{np}} = 219,0 + 24,4 \cdot 2 + 18,5 + 509,8 = 796,1 \text{ m}^2$$

Diện tích bề mặt phân cách của các giàn ống mảnh và thể tích tự do:

$$F_{\text{p}} = (1,435 + 17,0) 12,88 = 237,4 \text{ m}^2$$

Tổng diện tích ngăn cách của vùng giàn ống mảnh:

$$F_{\text{orp}} = F_{\text{np}} + F_{\text{p}} = 796,1 + 237,4 = 1033,5 \text{ m}^2$$

Thể tích liên kế:

$$F_{\text{np}} = F_{\text{σ}} b = 24,4 \cdot 12,88 = 314,3 \text{ m}^3$$

Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ thể tích liên kế:

$$s_{\text{np}} = 3,6 (314,3 / 1033,5) = 1,095 \text{ m}$$

Ta xác định diện tích bề mặt tường, phần thể tích tự do của buồng đốt:

$$\text{Giàn ống phía sau } F_{\text{z,cB}} = F_{\text{z}} = 293,9 \text{ m}^2$$

$$\text{Giàn ống phía trước } F_{\text{p,cB}} = F_{\text{p}} - F_{\text{p,HP}} = 355,9 - 219,0 = 136,9 \text{ m}^2$$

$$\text{Giàn ống bên } F_{\text{σ,CH}} = F_{\text{σ}} - F_{\text{σ,HP}} = 198,0 - 24,4 = 173,6 \text{ m}^2$$

$$\text{Trần} \quad F_{\text{noi.CB}} = F_{\text{noi}} - F_{\text{Hot.HP}} = 72,0 - 18,5 = 53,5 \text{ m}^2$$

$$\text{Cửa ra} \quad F_{\text{okh.CB}} = F_{\text{okh}} = 120,4 \text{ m}^2$$

$$\text{Đáy} \quad F_{\text{nod.CB}} = F_{\text{nod}} = 63,4 \text{ m}^2$$

Tổng diện tích tường giàn ống phân thể tích tự do:

$$F_{\text{CB}} = 293,9 + 136,9 + 173,6 \cdot 2 + 53,5 + 120,4 + 63,4 = 1015,3 \text{ m}^2$$

Tổng bề mặt ngăn cách:

$$F_{\text{orp}} = 1015,3 + 237,4 = 1252,7 \text{ m}^2$$

Thể tích tự do:

$$V_{\text{CB}} = 173,69 \cdot 12,88 = 2236,0 \text{ m}^3$$

Bề dày hiệu quả lớp bức xạ của thể tích tự do:

$$s_{\text{CB}} = 3,6 (2236,0/1252,7) = 6,43 \text{ m}$$

2. Xác định thành phần các sản phẩm cháy. Tương ứng với bảng P3 của phụ lục, nhiên liệu số 11:

$$V_{\text{RO}_2} = 1,04 \text{ m}^3/\text{kg}; V_{\text{N}_2}^0 = 4,57 \text{ m}^3/\text{kg}; V_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 0,56 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V^0 = 5,77 \text{ m}^3/\text{kg}; V_r^0 = 6,17 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

Ở hệ số dư không khí $\alpha_T = 1,20$, thể tích các sản phẩm cháy và hơi nước tương ứng theo (2.15) và (2.14) bằng:

$$V_r = 6,17 + 1,0161 (1,2 - 1) 5,77 = 7,34 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,56 + 0,0161 (1,2 - 1) 5,77 = 0,58 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Các phân thể tích của các khí ba nguyên tử và của hơi nước tương ứng bằng: $r_{\text{RO}_2} = 1,04/7,34 = 0,142$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,58 / 7,34 = 0,079$.

Tổng phân thể tích của các khí ba nguyên tử và hơi nước:

$$r_n = 0,142 + 0,079 = 0,221$$

Khối lượng khối thải [theo (2.16)] ở $A^p = 28,4\%$ (theo bảng P1):

$$G_r = 1 - (28,4/100) + 1,306 \cdot 1,2 \cdot 5,77 = 9,76 \text{ kg/kg}$$

Nồng độ không thứ nguyên của tro [theo (2.21)]:

$$\mu_{zi} = \frac{28,4 \times 0,95}{100 \times 9,76} = 0,0276$$

3. Các tính chất quang học của ngọn lửa đối với thể tích tự do:

$$\text{Tích } p_n s = p_{r_n} \cdot s_{\text{CB}} = 0,1 \cdot 0,221 \cdot 6,43 = 0,142 \text{ MPa.m.}$$

Hệ số k_r [theo (4.14)]:

$$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,079}{0,316 \times 0,1421^{0,5}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{1100 + 273}{1000} \right)$$

$$= 3,252 \text{ 1/(MPa.m)}$$

$$\text{Hệ số } k_{z1} = \frac{43000 \times 1,3}{\sqrt[3]{(1100 + 273)^2 \times 13^2}} = 81,8 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số làm yếu bức xạ bởi môi trường buồng đốt [theo (4.17)]:

$$k = 3,252 \cdot 0,221 + 81,8 \cdot 0,0276 + 10,0 \cdot 0,5 \cdot 0,1 = 3,476 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số bức xạ ngọn lửa [theo (4.11)]:

$$\varepsilon_{\phi, CB} = 1 - e^{-3,476 \cdot 0,1 \cdot 6,43} = 0,893$$

4. Xác định các tính chất quang học của ngọn lửa đối với thể tích phần lăng trụ:

$$\text{Tích } p_{\alpha} s = 2,1 \cdot 0,221 \cdot 1,095 = 0,0242 \text{ MPa.m}$$

$$\text{Hệ số } k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,079}{0,316 \times 0,1421^{0,5}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{1100 + 273}{1000} \right) = 8,58 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số làm yếu bức xạ bởi môi trường buồng đốt:

$$k = 8,58 \cdot 0,221 + 81,8 \cdot 0,0276 + 10,0 \cdot 0,5 \cdot 0,1 = 4,654 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số bức xạ ngọn lửa [theo (4.11)]:

$$\varepsilon_{\phi, np} = 1 - e^{-4,654 \cdot 0,1 \cdot 1,095} = 0,399$$

Như vậy, ở thể tích giữa các giàn ống kiểu mảnh cường độ bức xạ của môi trường khí ở ví dụ đã cho yếu hơn 2,24 lần so với ở thể tích tự do của buồng đốt.

Ví dụ 4.7. Hãy so sánh hệ số bức xạ của ngọn lửa ε_{ϕ} thay đổi bao nhiêu khi đốt khí thiên nhiên (phụ lục, bảng P2, nhiên liệu số 8) trong buồng đốt thường ($p = 0,1 \text{ MPa}$) và lò hơi cao áp ở $p = 1 \text{ MPa}$. Bề dày hiệu quả như nhau của lớp bức xạ trong buồng đốt $s = 2,1 \text{ m}$. Lấy nhiệt độ của sản phẩm cháy sau buồng đốt 1350°C , hệ số dư không khí 1,03.

Bài giải: 1. Ta xác định các phân thể tích của khí ba nguyên tử và của hơi nước. Việc so sánh thành phần nhiên liệu và các thể tích lý thuyết thực hiện như ví dụ 4.5.

Ở hệ số dư không khí $\alpha_r = 1,03$:

$$V_r = 11,12 + 1,0161(1,03 - 1)9,91 = 11,42 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$V_{H_2O} = 2,21 + 0,0161(1,03 - 1)9,91 = 2,215 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Các phân thể tích của các khí ba nguyên tử và hơi nước:

$$r_{RO_2} = 1,07/11,42 = 0,094;$$

$$r_{H_2O} = 2,215/11,42 = 0,194;$$

Phân thể tích tổng của các khí ba nguyên tử và của hơi nước:

$$r_n = 0,094 + 0,194 = 0,288$$

2. Xác định các tính chất quang học của ngọn lửa buồng đốt của lò hơi bình thường.

$$\text{Tích } p_n s = 0,06048 \text{ MPa.m.}$$

$$\text{Hệ số } k_r = 5,206 \text{ 1/MPa.m.}$$

Hệ số làm yếu bức xạ bởi các hạt bồ hóng ở giá trị $C^p/H^p = 3,019$ (theo ví dụ 4.4); $k_c = 1,842 \text{ 1/MPa.m.}$

Các hệ số bức xạ của ngọn lửa sáng và ngọn lửa không sáng:

$$\varepsilon_{CB} = 0,504; \quad \varepsilon_r = 0,270$$

Hệ số bức xạ của ngọn lửa trong buồng đốt của lò hơi bình thường:

$$\varepsilon_\Phi = 0,1 \cdot 0,504 + (1 - 0,1) 0,270 = 0,293$$

3. Xác định các tính chất quang học của ngọn lửa trong buồng đốt của lò hơi cao áp:

$$\text{Tích } p_n s = p \cdot r_n s = 1,0 \cdot 0,288 \cdot 2,1 = 0,6048 \text{ MPa.m}$$

$$\text{Hệ số: } k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,194}{0,316 \sqrt{0,6048}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{1350 + 273}{273} \right) = 1,373 \text{ MPa.m}$$

Hệ số làm yếu bức xạ bởi các hạt bồ hóng ta lấy cũng như vậy $k_c = 1,842 \text{ 1/MPa.m}$

Các hệ số bức xạ của ngọn lửa sáng và không sáng:

$$\varepsilon_{CB} = 1 - e^{-(1,373 \cdot 0,288 + 1,842) 1,0 \cdot 2,1} = 0,991$$

$$\varepsilon_r = 1 - e^{-1,373 \cdot 0,288 \cdot 1,0 \cdot 2,1} = 0,564$$

Hệ số bức xạ của ngọn lửa trong buồng đốt của lò hơi cao áp:

$$\varepsilon_\Phi = 0,1 \cdot 0,991 + (1 - 0,1) 0,564 = 0,607$$

Cường độ bức xạ của khí trong lò hơi của lò hơi cao áp trong ví dụ đã cho lớn hơn 2,054 lần so với ở lò hơi bình thường.

BÀI TẬP

Bài 4.1. Hãy xác định các đặc tính hình học của buồng đốt lò hơi E - 500 - 13,8 GM có $t_{nc} = 545^\circ\text{C}$, có profil của buồng đốt giống như ở ví dụ 4.1 và chỉ khác bề rộng của buồng đốt đo theo các trục của ống 13520 mm. Số lượng các vòi đốt 8, lỗ cửa quan sát 4.

Bài 4.2. Hãy xác định bề mặt hấp thụ bức xạ giàn ống của tường buồng đốt có bề rộng 13 m và chiều cao 21 m. Giàn ống làm từ các ống trơn có đường kính ngoài 42 mm với bước 46 mm, ở phần dưới của giàn ống có bốn lỗ để đặt vòi đốt với đường kính miệng 1,2 m và hai lỗ cửa có đường kính 0,45 m, ở phần trên của giàn ống có 8 vòi phun để tái tuần hoàn khối có kích thước mỗi vòi $0,2 \times 0,45$ m. Ở phần dưới giàn phủ đai cháy ở độ cao 2 m theo toàn bộ bề rộng.

Bài 4.3. Hãy xác định hệ số bức xạ ngọn lửa ϵ_{ϕ} khi đốt than nâu Berezovskii (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 14). Hệ số dư không khí sau buồng đốt bằng $\alpha_T = 1,2$, còn nhiệt độ sản phẩm cháy sau buồng đốt 1050°C , bề dày hiệu quả lớp bức xạ của buồng đốt 5 m, máy nghiền kiểu búa, $a_{yb} = 0,75$.

Bài 4.4. Hãy xác định hệ số bức xạ của buồng đốt ϵ_1 khi đốt than Neriungrinzki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 16). Lấy hệ số dư không khí sau buồng đốt $\alpha_T = 1,2$, nhiệt độ khối sau buồng đốt $9^\circ = 1200^\circ\text{C}$. Bề dày hiệu quả lớp bức xạ của buồng đốt $s = 7,0$ m, máy nghiền có tốc độ trung bình, hệ số hiệu quả nhiệt trung bình của các giàn $\psi_{tb} = 0,41$; $a_{yb} = 0,95$, buồng đốt thổi hút cân bằng, có nghĩa $p_r = 0,1$ MPa.

4.2. TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ TRONG BUỒNG ĐỐT

Nhiệt độ cháy đoạn nhiệt được xác định ở hệ số dư không khí sau buồng đốt α_T và các entanpi bằng nhiệt toả hữu ích trong buồng đốt. Lượng nhiệt hữu ích được xác định theo biểu thức:

$$Q_T = Q_p (100 - q_3 - q_4 - q_5) (100 - q_4) + Q_B - Q_{B.BNM} + H_{r.OTOT} \quad (4.21)$$

ở đây Q_B - nhiệt lượng do không khí mang vào buồng đốt:

$$Q_B = (\alpha_r - \Delta\alpha_r - \alpha_{n,\pi}) H''_{n,B} + (\Delta\alpha_r + \Delta\alpha_{n,\pi}) H^0_{x,B} \quad (4.22)$$

$\Delta\alpha_r$ và $\Delta\alpha_{n,\pi}$ - độ lọt không khí trong buồng đốt và trong hệ thống bột than (xem chương 3); $H^0_{r,B}$, $H^0_{x,B}$ - entanpi của thể tích không khí cần thiết theo lý thuyết ở các nhiệt độ của không khí nóng và không khí lạnh lọt vào, kJ/kg (xem chương 2 và phụ lục); $Q_{B.BNM}$ - nhiệt lượng không khí được gia nhiệt từ bên ngoài lò hơi kJ/kg (xem chương 3); $H_{r.OTOT}$, r - entanpi và tỉ lệ khối trích cho tái tuần hoàn (xem chương 3).

Tham số phân bố nhiệt độ dọc theo chiều cao buồng đốt:

$$M = A - B.X_i \quad (4.23)$$

ở đây X_i - vị trí tương đối có nhiệt độ khối cực đại trong buồng đốt. Đối với các buồng đốt không gian, bố trí các trục vòi đốt xoay nằm ngang và cửa ra của sản

phẩm cháy phía trên buồng đốt X_r , theo lý thuyết trùng với mức tương đối của phân bố các mô đốt X_r .

Giá trị các hệ số A và B trong phương trình (4.23) được xác định theo bảng 4.4.

Bảng 4.4.

Nhiên liệu cháy, thiết bị buồng đốt	Hệ số	
	A	B
Khí và mazut	0,54	0,20
Nhiên liệu rắn, dễ cháy buồng đốt kiểu không gian và tất cả nhiên liệu rắn trong buồng đốt kiểu hộp	0,59	0,50
Các nhiên liệu rắn khó cháy, than đá có độ tro cao trong buồng đốt kiểu không gian.	0,56	0,50

Khi vị trí nhiệt độ cực đại lệch với mức trung bình của các mô đốt:

$$X_i = X_r + \Delta X \quad (4.24)$$

ở đây ΔX - độ tăng tương đối của giá trị cực đại của nhiệt độ trên mức của các vòi đốt được xác định theo bảng 4.5.

Bảng 4.5.

Các điều kiện đốt cháy nhiên liệu	Hiệu chỉnh ΔX
Đốt bột than trong các vòi đốt thổi thẳng (từ các vòi đốt dòng phẳng và trong các vòi đốt xoáy (bố trí hai hoặc nhiều hơn hai hàng, bố trí ở tường trước, hoặc bố trí ở hai tường bên và đối diện nhau). Công suất lò hơi $\geq 116,67$ kg/s (420 T/h)	0,05
Cũng như vậy ở năng suất lò hơi $D \leq 116,67$ kg/s (420 T/h)	0,01
Khí đốt mazut và khí trong các buồng đốt có $D \leq 9,72$ kg/s (35 T/h)	0,15
Khí đốt mazut và khí với các hệ số dư không khí vòi đốt $\alpha_r < 1$	$2(1 - \alpha_r)$
Các vòi đốt quay, vòi quay xuống dưới	- 0,1 - cho góc quay 20°
Cũng như vậy, vòi quay lên trên	+ 0,1 cho góc quay 20°

Trong các trường hợp còn lại không có trong bảng 4.5 thì $X_1 = X_1$. Trong các buồng đốt ngược, khi bố trí các vòi đốt bột than trên trần buồng đốt và thổi khói xuống dưới ta lấy $X_1 = 0,25 \div 0,30$.

Không phụ thuộc vào giá trị M thu được theo công thức (4.23), thông số M trong các buồng đốt lắng trụ, ngoài buồng đốt đảo ngược, đối với nhiên liệu rắn không lấy vượt quá 0,5. Đối với buồng đốt kiểu nửa hờ, hệ số M được lấy bằng 0,48 khi đốt khí mazut và các nhiên liệu dễ cháy và 0,46 khi đốt antraxit, bán antraxit và than gầy. Trong các buồng đốt có bố trí vòi đốt ở đáy buồng đốt lấy $M = 0,39 \div 0,40$.

Số Boltzman:

$$Bo = \varphi \cdot B_p V_{c_{ib}} \cdot 10^{11} (5,67 \psi_{ib} F_{CT} T_a^3) \quad (4.25)$$

Nhiệt dung trung bình của các sản phẩm cháy $V_{c_{ib}}$ của 1 kg nhiên liệu, kJ/kg.K ở hệ số dư không khí sau buồng đốt và trong khoảng nhiệt độ các khối $\theta_a \div \theta_T$ được xác định theo công thức:

$$V_{c_{ib}} = (Q_T - H'')/(\theta_a - \theta_T) \quad (4.26)$$

Khi đốt hỗn hợp nhiên liệu rắn và nhiên liệu lỏng, xác định số Boltzman Bo , thể tích các sản phẩm cháy lấy cho 1 kg hỗn hợp, còn tiêu hao nhiên liệu bằng lưu lượng tổng của hỗn hợp các nhiên liệu.

Khi đốt khí tự nhiên trong hỗn hợp có nhiên liệu rắn hay lỏng, như đã nói ở chương 2, tính toán tiến hành theo tiêu hao nhiên liệu rắn (hay lỏng) và vì vậy khi xác định số Boltzman thì thể tích sản phẩm cháy lấy theo thể tích hỗn hợp cho 1 kg nhiên liệu rắn hay nhiên liệu lỏng ($V_{CM} = V_{T,T} + x \cdot V_{r,T}$) bằng B_p - theo tiêu hao nhiên liệu rắn (hay lỏng) ở đây các chỉ số "T.T" - nhiên liệu rắn "r.r" - nhiên liệu khí; x - lượng các mét khối của khí nhiên liệu lấy cho 1 kg nhiên liệu rắn (hay lỏng).

Nhiệt độ tương đối của sản phẩm cháy sau buồng đốt:

$$\theta''_1 = T''_T/T_a; \quad \theta''_1 = Bo^{0,6} / (Bo^{0,6} + M \varepsilon_T^{0,6}) \quad (4.27)$$

Nhiệt độ tuyệt đối của sản phẩm cháy sau buồng đốt:

$$T''_T = T_a / [1 + M(\varepsilon_T / Bo)^{0,6}] \quad (4.28)$$

Bề mặt các tường buồng đốt cần để làm mát các sản phẩm cháy tới nhiệt độ đã cho ở đầu ra từ buồng đốt:

$$F_{ci} = B_p Q_{\pi} [(T_a / T''_T - 1)^2 / M^2]^{0,33} / (5,67 \cdot 10^{-11} \varepsilon_T \psi_T M T''_T T_a^3) \quad (4.29)$$

ở đây Q_{π} - suất hấp thụ nhiệt của các giàn ống của buồng đốt tính theo cân bằng nhiệt (kJ/kg):

$$Q_{\pi} = (Q_T - H''_T)\varphi \quad (4.30)$$

φ - hệ số giữ nhiệt, tính đến phần nhiệt của khối đo bề mặt gia nhiệt hấp thụ
 $\varphi = 1 - q_5/(\eta_k + q_5)$.

Ví dụ 4.8. Hãy xác định nhiệt độ cháy đoạn nhiệt của than Kuznhekski mức CC (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 6). Các điều kiện đốt nhiên liệu: buồng đốt thải xỉ lỏng, nhiệt độ không khí nóng $t_{r,B} = 370^\circ\text{C}$; $\Delta\alpha_T = 0$; $\Delta\alpha_{n\pi} = 0$; lò hơi làm việc áp suất dương, không có tái tuần hoàn khối, hệ số dư không khí sau buồng đốt $\alpha_T = 1,15$; $a_{yh} = 0,5$.

Bài giải: 1. Xác định entanpi của khối đối với dải nhiệt độ đoạn nhiệt của sản phẩm cháy ($2200 \div 2000^\circ\text{C}$). Ta sử dụng bảng entanpi lý thuyết H^0_B và H^0_r đối với nhiên liệu đã cho (phụ lục, bảng P3). Chúng tương ứng bằng ở $\vartheta = 2200^\circ\text{C}$; $H^0_B = 24865 \text{ kJ/kg}$; $H^0_r = 28855 \text{ kJ/kg}$; ở $\vartheta = 2000^\circ\text{C}$ $H^0_B = 22408 \text{ kJ/kg}$; $H^0_r = 25971 \text{ kJ/kg}$.

Ở hệ số dư $\alpha_T = 1,15$ entanpi của khối bằng

$$\text{- ở } \vartheta = 2200^\circ\text{C}; H_r = 28855 + (1,15 - 1) 24865 = 32585 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{- ở } \vartheta = 2000^\circ\text{C}; H_r = 25971 + (1,15 - 1) 22408 = 29332 \text{ kJ/kg}.$$

Vì không có gia nhiệt sơ bộ không khí $Q_{B,BH\pi} = 0$, bỏ qua nhiệt vật lý của nhiên liệu, khi đó $Q^p_p = Q^p_H = 27420 \text{ kJ/kg}$.

2. Xác định các tổn thất nhiệt q_3 và q_4 theo phụ lục, bảng P7 với độ không cháy hết hoá học $q_3 = 0$, với độ không cháy hết cơ khí $q_4 = 1,0\%$.

3. Các tổn thất nhiệt vật lý của xỉ (theo 3.6):

$$q_6 = \frac{0,5 \times 2064,1 \times 14,1}{27420} = 0,531\%$$

Nhiệt độ xỉ lấy bằng $t_x = 1700^\circ\text{C}$, khi đó $(c\vartheta)_{n\pi} = 2064 \text{ kJ/kg}$.

4. Xác định nhiệt toả hữu ích trong buồng đốt (theo 4.21). Entanpi lý thuyết của không khí nóng được xác định theo bảng P3 của phụ lục đối với nhiên liệu đã cho ở $t_{r,B} = 400^\circ\text{C}$ có $H^0_B = 3960 \text{ kJ/kg}$; ở $t_{r,B} = 200^\circ\text{C}$ có $H^0_B = 1947 \text{ kJ/kg}$. Đối với nhiệt độ $t_{r,B} = 370^\circ\text{C}$ có $H^0_B = 3960 - (3960 - 1947) - \frac{30}{400 - 200} = 3658 \text{ kJ/kg}$. Nhiệt lượng do không khí mang vào theo (4.22):

$$Q_B = (1,15 - 0 - 0) 3658,0 + 0 = 4207 \text{ kJ/kg}.$$

Nhiệt toả hữu ích trong buồng đốt:

$$Q_r = 27420 \frac{100 - 1,0 - 0,0 - 0,531}{100 - 1,0} + 4207 - 0 + 0 = 31480 \text{ kJ/kg}$$

Đối với $Q_r = 31480 \text{ kJ/kg}$, nhiệt độ đoạn nhiệt:

$$\vartheta_a = 2000 + (2200 - 2000) \frac{31480 - 29332}{32585 - 29332} = 2132^\circ\text{C}$$

Ví dụ 4.9. Tương ứng với các số liệu của bài giải ví dụ 4.8, hãy tìm sự thay đổi nhiệt độ cháy đoạn nhiệt khi tăng nhiệt độ không khí nóng tới 50°C .

Bài giải: 1. Xác định entanpi lý thuyết của không khí nóng ở nhiệt độ 420°C . Theo bảng P3 của phụ lục đối với nhiên liệu đã cho ở $t_B = 400^\circ\text{C}$, $H_B^0 = 3960 \text{ kJ/kg}$; ở $t_B = 600^\circ\text{C}$, $H_B^0 = 6065 \text{ kJ/kg}$ ở nhiệt độ 420°C :

$$H_B^0 = 3960 + \frac{6065 - 3960}{600 - 400} (420 - 400) = 4170,5 \text{ kJ/kg}$$

2. Nhiệt toả hữu ích trong buồng đốt ở nhiệt độ không khí nóng 420°C :

$$Q_B = 4170,5 (1,15 - 0 - 0) + 0 = 4796 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_r = 27420 \frac{100 - 1,0 - 0,0 - 0,531}{100 - 0,1} + 4796 = 32069 \text{ kJ/kg}$$

3. Xác định nhiệt độ cháy đoạn nhiệt:

$$\vartheta_a = 2000 + (2200 - 2000) \frac{32069 - 29332}{32595 - 29332} = 2168^\circ\text{C}$$

Do đó sự tăng nhiệt độ không khí nóng lên tới 50°C làm tăng nhiệt độ cháy đoạn nhiệt tới $2168 - 2132 = 36^\circ\text{C}$.

Phương pháp gần đúng xác định sự khác nhau của nhiệt độ đoạn nhiệt. Xác định sự thay đổi entanpi các sản phẩm cháy trong khoảng nhiệt độ 200°C khi thay đổi từ 2000 tới 2200°C . Tương ứng với ví dụ 4.9:

$$\Delta H_r = 32585 - 29332 = 3253 \text{ kJ/kg}$$

Sự thay đổi entanpi của không khí nóng cũng ở khoảng nhiệt độ 200°C khi thay đổi từ 400 tới 600°C :

$$\Delta H_{r,B} = (6065 - 3960) (1,15 - 0) = 2420 \text{ kJ/kg}$$

Sự thay đổi nhiệt độ đoạn nhiệt của sản phẩm cháy:

$$\Delta \vartheta_a = \Delta t_{r,B} \frac{\Delta H_{r,B}}{\Delta H_r} = 50 \frac{2420}{3253} = 37^\circ\text{C}$$

Như vậy, theo phương pháp này có thể xác định các sự thay đổi nhiệt độ đoạn nhiệt, không cần phải tính lặp.

Ví dụ 4.10. Hãy xác định nhiệt độ cháy đoạn nhiệt tăng lên bao nhiêu khi chuyển từ sơ đồ sấy kín ở đốt than Kuznhekski (xem ví dụ 4.8) sang sơ đồ sấy hở bởi khối thải. Lấy độ ẩm bột than $W^b = 2\%$ ở sơ đồ hở cấp bột than tới các vòi đốt bởi không khí từ máy nén, phần không khí nén vận chuyển $\Delta\alpha_{T,B} = 0,012$, nhiệt độ không khí vận chuyển 60°C . Nhiệt độ bột than sau kho than bột 85°C , không có tái tuần hoàn khối, thải xỉ lỏng. Phần tro bay 0,5.

Bài giải: Tương ứng với bảng P1 của phụ lục, thành phần nguyên tố của nhiên liệu thô $W^p = 6,0\%$; $A^p = 14,1\%$; $S^p = 0,6\%$; $C^p = 72,5\%$; $H^p = 3,4\%$; $N^p = 1,7\%$; $O^p = 1,7\%$; nhiệt trị thấp của nhiên liệu 27420 kJ/kg . Thành phần nguyên tố của bột than ở $W^b = 2\%$, tương ứng với các công thức chuyển đổi (chương 1, bảng 1.1) $W^b = 2,0\%$; $A^b = 14,7\%$; $S^b = 0,63\%$; $C^b = 75,59\%$; $H^b = 3,54\%$; $N^b = 1,77\%$; $O^b = 1,77\%$; $Q_{H, bt}^p = 28694 \text{ kJ/kg}$. Tương ứng với (2.1); (2.4) ÷ (2.7), các thể tích không khí và các thành phần sản phẩm cháy theo lý thuyết sẽ bằng:

$$V^0 = 7,58 \text{ m}^3/\text{kg}; V_{\text{RO}_2} = 1,41 \text{ m}^3/\text{kg}; V_{\text{NO}_2}^0 = 600 \text{ m}^3/\text{kg}; V_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 0,57 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

Xác định theo (2.23) ÷ (2.25) các entanpi của các khí ở các hệ số dư $\alpha = 1$ và $\alpha = 1,15$ và ở nhiệt độ dự đoán ϑ_s bằng $2100 + 2200^\circ\text{C}$, từ kết quả ta có các giá trị sau đây.

Entanpi, kJ/kg	Nhiệt độ, $^\circ\text{C}$	
	2100	2200
H_B^0	24512	25784
H_r^0	28350	29839
$H_r \quad \alpha = 1,15$	32027	33707

2. Xác định entanpi lý thuyết của không khí ở nhiệt độ 60 và 370°C theo (2.23), ở $t = 60^\circ\text{C}$, $H_B^0 = 602,2 \text{ kJ/kg}$; ở $t = 370^\circ\text{C}$, $H_B^0 = 3791 \text{ kJ/kg}$.

3. Xác định nhiệt tính toán của nhiên liệu, do bỏ qua gia nhiệt không khí trong các bộ sấy $Q_{B,BHM} = 0$. Tương ứng với bảng P6 của phụ lục, nhiệt dung khối lượng khô của than Kuznhekski ở 85°C bằng $1,070 \text{ kJ/(kg.K)}$, còn nhiệt dung của bột than:

$$c_{bt} = 4,1868 \frac{2,0}{100} + 1,07 \frac{100 - 2}{100} = 1,132 \text{ kJ/(kg.K)}$$

Khi đó theo (3.2):

$$Q_p^p = 28694 + 0 + 1,132 \cdot 85 = 28790 \text{ kJ/kg}$$

4. Xác định các tổn thất nhiệt.

Các tổn thất nhiệt buồng đốt cũng giống như ở sơ đồ sấy kín, trong ví dụ 4.8:

$$q_3 = 0; \quad q_4 = 1,0\%$$

Các tổn thất nhiệt vật lý của xỉ (theo 3.6):

$$q_6 = \frac{0,5 \times 2064,1 \times 14,7}{28790} = 0,53\%$$

5. Xác định nhiệt lượng của không khí theo 4.22:

$$Q_B = (1,15 - 0,012) 3791 + (0,012 + 0) 602,2 = 4321 \text{ kJ/kg.}$$

Nhiệt toả hữu ích trong buồng đốt theo (4.21):

$$Q_T = 28790 \frac{100 - 1,0 - 0 - 0,53}{100 - 1,0} + 4321 - 0 + 0 = 32958 \text{ kJ/kg}$$

Giá trị này theo bảng H - 9 tương ứng với nhiệt độ:

$$\vartheta'_a = 2100 + \frac{32958 - 32027}{33707 - 32027} (2200 - 2100) = 2155^\circ\text{C}$$

Đối với sơ đồ sấy kín tương ứng với ví dụ 4.9, $\vartheta_a = 2132^\circ\text{C}$.

Trong sơ đồ sấy hở nhiên liệu, đối với than Kuznhexki với $W^p = 6\%$ làm tăng nhiệt độ cháy đoạn nhiệt tới 23°C . Đối với các nhiên liệu ẩm hơn, giá trị này lớn hơn nhiều. Ví dụ đối với các than nâu ẩm là $150 \div 200^\circ\text{C}$.

Ví dụ 4.11. Hãy xác định sự thay đổi nhiệt độ đoạn nhiệt khi áp dụng tái tuần hoàn khối vào trung tâm cháy, với tỉ lệ 5 đến 20% với khoảng 5%. Nhiên liệu là than nâu Kuznhexki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 14), nghiền nhiên liệu trong sơ đồ kín, độc lập, dùng quạt nghiền hút sau bộ sấy không khí để tái tuần hoàn với $\vartheta_{yx} = 130^\circ\text{C}$ và hệ số dư không khí $\alpha_{yx} = 1,26$.

Các giá trị khác lấy như sau: nhiệt độ không khí nóng 250°C , tỉ lệ khối trích cho sấy $r_{\text{trích}} = 0,20$; nhiệt độ khối ở cửa trích cho sấy 400°C ở $\alpha_{\text{sấy}} = \alpha_T$; hệ số dư không khí trong buồng đốt $\alpha_T = 1,20$, độ lọt khí buồng đốt $\Delta\alpha_c = 0$, ở trong hệ thống bột than $\Delta\alpha_{bt} = 0,2$; không có gia nhiệt sơ bộ không khí trong các bộ sấy không khí, bỏ qua nhiệt vật lý của nhiên liệu.

Bài giải: Bởi vì hệ thống chế biến bột than là kín nên khối trích cho sấy nhiên liệu được đưa quay trở lại buồng đốt.

1. Xác định các thể tích không khí và các thành phần sản phẩm cháy theo lý thuyết (theo bảng P3 của phụ lục):

$$\begin{aligned} V^0 &= 4,28 \text{ m}^3/\text{kg} & V_{\text{RO}_2} &= 0,82 \text{ m}^3/\text{kg} \\ V^0_{\text{N}_2} &= 3,38 \text{ m}^3/\text{kg} & V^0_{\text{H}_2\text{O}} &= 0,82 \text{ m}^3/\text{kg} \end{aligned}$$

Các entanpi của không khí H_B^0 và của khối H_r^0 theo lý thuyết được xác định tương ứng với (2.23) và (2.24).

2. Xác định nhiệt sử dụng của nhiên liệu theo 3.22 (không có sự sấy không khí từ ngoài và bỏ qua nhiệt vật lý của nhiên liệu:

$$Q_p = Q_H = 16200 \text{ kJ/kg}$$

3. Xác định nhiệt do không khí mang vào buồng đốt. Entanpi lý thuyết của không khí H_B^0 ở các nhiệt độ $t_{r,B} = 250^\circ\text{C}$ và $t_{x,B} = 30^\circ\text{C}$ theo (2.23) tương ứng bằng 1434,8 và 171,0 kJ/kg, khi đó theo (4.22):

$$Q_B = (1,20 - 0 - 0,20) \times 1434,8 + (0 + 0,20) 171,0 = 1469,0 \text{ kJ/kg}$$

Các tổn thất nhiệt: tổn thất không cháy hết hoá học và cơ khí tương ứng với bảng P8 của phụ lục; $q_3 = 0$; $q_4 = 1,0\%$.

4. Xác định entanpi của khối của trích cho tái tuần hoàn kín và sấy. Tương ứng với (2.23) và (2.24) các entanpi lý thuyết của không khí và các sản phẩm cháy ở $\vartheta_{yx} = 130^\circ\text{C}$: $H_B^0 = 741,0 \text{ kJ/kg}$; $H_r^0 = 923,7 \text{ kJ/kg}$ ở hệ số dư không khí $\alpha_{yx} = 1,26$, entanpi của các sản phẩm cháy theo (2.25) bỏ qua. Entanpi của sản phẩm của trích: $H_{r,\text{trích}} = 923,7 + (1,26 - 1,0) \cdot 741,0 = 1116,4 \text{ kJ/kg}$.

Xác định entanpi của sản phẩm cháy ở cửa trích cho sấy ở $\vartheta = 400^\circ\text{C}$: $H_B^0 = 2319 \text{ kJ/kg}$; $H_r^0 = 2926 \text{ kJ/kg}$. Ở hệ số dư không khí $\alpha_{sấy} = 1,20$:

$$H_{r,sấy} = 2926 + (1,20 - 1) 2319 = 3390 \text{ kJ/kg}$$

5. Xác định nhiệt toả hữu ích trong buồng đốt theo (4.29), vì nhiên liệu ít tro, bỏ qua các tổn thất nhiệt của xỉ $q_6 = 0$; Ở $r_{pu} = 5\%$:

$$Q_T = 16200 \frac{100 - 0 - 1,0 - 0}{100 - 1,0} + 1469,0 - 0 + 1116,4 \times 0,05 + 3390 \times 0,2$$

$$= 18347,2 + 1116,4 \times 0,05 = 18403 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Ở } r_{pu} = 10\%:$$

$$Q_T = 18347,2 + 1116,4 \times 0,1 = 18458 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Ở } r_{pu} = 15\%:$$

$$Q_T = 18347,2 + 1116,4 \times 0,15 = 18514 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Ở } r_{pu} = 20\%:$$

$$Q_T = 18347,2 + 1116,4 \times 0,20 = 18570 \text{ kJ/kg}.$$

Để xác định nhiệt độ cháy đoạn nhiệt ứng với lượng nhiệt có ích cần xây dựng bảng $H - \vartheta$ ở các nhiệt độ gần với các giá trị dự toán ϑ_x .

6. Tìm hệ số dư không khí sau khi trộn dòng cơ bản với dòng tái tuần hoàn khói ở điểm trích cho sáy (xem ví dụ 2.11).

$$\alpha_{CM} = \alpha_T + (\alpha_{yx} - \alpha_T) r_{pu} + (\alpha_{sáy} - \alpha_T) r_{trích}$$

Ở $r_{pu} = 5\%$:

$$\alpha_{CM} = 1,26 + (1,26 - 1,20) 0,05 + 0 = 1,203$$

Ở $r_{pu} = 10\%$:

$$\alpha_{CM} = 1,20 + (1,26 - 1,20) 0,10 + 0 = 1,206$$

Ở $r_{pu} = 15\%$:

$$\alpha_{CM} = 1,20 + (1,26 - 1,20) 0,15 + 0 = 1,209$$

Ở $r_{pu} = 20\%$:

$$\alpha_{CM} = 1,20 + (1,26 - 1,20) 0,20 + 0 = 1,212$$

7. Tìm entanpi của sản phẩm cháy ở các hệ số dư không khí (xem ví dụ 2.11):

$$H_{r,CM} = [H_r^0 + (\alpha_{CM} - 1) H_B^0] / (1 + r_{pu} + r_{trích}).$$

Vì vậy theo (2.23) và (2.24) ta tìm được H_B^0 và H_r^0 ở các nhiệt độ 1200, 1400 và 1600°C và các giá trị H_r ở α_{CM} . Các kết quả được đưa vào bảng 4.6

Bảng 4.6. Các giá trị H_B và H_r

Entanpi, kJ/kg	Nhiệt độ, °C		
	1200	1400	1600
H_B^0	7505	8886	10284
H_r^0	9713	11544	13409
H_r ở $\alpha = 1,203$	11237	13348	15497
H_r ở $\alpha = 1,203$ có tính $r_{trích} = 0,2$ và $r_{pu} = 5\%$	14047	16685	19371
H_r ở $\alpha = 1,206$	11259	13375	15528
H_r ở $\alpha = 1,206$ có tính $r_{trích} = 0,2$ và $r_{pu} = 10\%$	14637	17388	20186
H_r ở $\alpha = 1,209$	11282	13401	15558
H_r ở $\alpha = 1,209$ có tính $r_{trích} = 0,2$ và $r_{pu} = 15\%$	15231	18091	21003
H_r ở $\alpha = 1,212$	11304	13428	15589
H_r ở $\alpha = 1,212$ có tính $r_{trích} = 0,2$ và $r_{pu} = 20\%$	15826	18299	21825

8. Xác định nhiệt độ cháy đoạn nhiệt tương ứng với số liệu của bảng 4.6:

- Ở $r_{pu} = 5\%$:

$$\vartheta_a = 1400 + \frac{18403 - 16685}{19371 - 16685} (1600 - 1400) = 1528^\circ\text{C}$$

Tương tự ta có:

- Ở $r_{pu} = 10\%$ $\vartheta_a = 1476^\circ\text{C}$

- Ở $r_{pu} = 15\%$ $\vartheta_a = 1429^\circ\text{C}$

- Ở $r_{pu} = 20\%$ $\vartheta_a = 1385^\circ\text{C}$

Do đó sự tăng tái tuần hoàn kín lên 1% sẽ làm giảm nhiệt độ cháy đoạn nhiệt trung bình là $9,5^\circ\text{C}$.

Ví dụ 4.12. Hãy xác định nhiệt độ khối đi ra khỏi buồng đốt lò hơi E-670-13,8GM với $t_{q,nh} = 545/545^\circ\text{C}$, năng suất hơi 186,11 kg/s của tổ máy 200 MW khi đốt khí thiên nhiên (phụ lục, bảng P2, nhiên liệu số 2).

Các số liệu kết cấu của buồng đốt lấy theo ví dụ 4.1. Các thông số của hơi và nước như sau:

Nhiệt độ hơi quá nhiệt	545/545 $^\circ\text{C}$
Nhiệt độ nước cấp	243 $^\circ\text{C}$
Áp suất hơi nước ở đầu ra	13,7 MPa
Áp suất nước cấp	16,19 MPa
Lưu lượng hơi thứ cấp	163,9 kg/s
Nhiệt độ hơi ở đầu vào bộ quá nhiệt trung gian	328 $^\circ\text{C}$
Áp suất hơi sau bộ quá nhiệt trung gian	2,40 MPa
Áp suất hơi ở đầu vào bộ quá nhiệt trung gian	2,70 MPa

Hệ số dư không khí sau buồng đốt $\alpha_T = 1,05$, lò hơi kín khối, nhiệt độ không khí lạnh 30 $^\circ\text{C}$, không có gia nhiệt sơ bộ không khí, tái tuần hoàn khối tới buồng đốt tới lượng 6,8% (tới hộp không khí ở đầu vào các vòi đốt), trích khối tuần hoàn sau bộ hâm ở nhiệt độ 322 $^\circ\text{C}$ và hệ số dư không khí 1,05. Nhiệt độ không khí nóng 247 $^\circ\text{C}$, hiệu suất lò hơi $\eta_K = 94,34\%$.

Bài giải: Tương ứng với bảng P4 của phụ lục, thể tích các khí ba nguyên tử $V_{KO_2} = 1,00 \text{ m}^3/\text{m}^3$; các thể tích lý thuyết của hơi nước, nitơ và không khí tương ứng bằng:

$$V_{H_2O}^0 = 2,15 \text{ m}^3/\text{m}^3; \quad V_{N_2}^0 = 7,52 \text{ m}^3/\text{m}^3; \quad V^0 = 9,52 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Thể tích lý thuyết của các khối thải theo 2.7:

$$V_r^0 = 1,00 + 7,52 + 2,15 = 10,67 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Ở hệ số dư $\alpha = 1,05$ thể tích các khí thải và hơi nước theo 2.15 và 2.14:

$$V_r = 10,67 + 1,0161(1,05 - 1,0)9,52 = 11,15 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 2,15 + 0,0161(1,05 - 1,0)9,52 = 2,16 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Các phân thể tích của các khí ba nguyên tử và của hơi nước theo 2.19 và 2.20:

$$r_{\text{RO}_2} = 1,0/11,15 = 0,09;$$

$$r_{\text{H}_2\text{O}} = 2,16/11,15 = 0,194.$$

Phân thể tích tổng của các khí ba nguyên tử và của hơi nước:

$$r_n = 0,09 + 0,194 = 0,284$$

Tỷ số C^p/H^p ta xác định tương ứng với thành phần nguyên tố của nhiên liệu theo bảng P2 của phụ lục và mục 4.1.8:

$$\frac{C^p}{H^p} = 0,12 \left[\frac{1}{4} 98,9 + \frac{2}{6} 0,3 + \frac{3}{8} 0,1 + \frac{4}{10} 0,1 \right] = 2,988$$

1. Xác định nhiệt tính toán của nhiên liệu. Do không có gia nhiệt sơ bộ không khí trong các bộ sấy không khí và cho rằng nhiệt vật lý của nhiên liệu không đáng kể $Q_p^p = Q_p^H$ ở $Q_p^H = 35800 \text{ kJ/kg}$.

2. Xác định lượng nhiệt do môi chất làm việc hấp thu trong lò hơi theo 3.3a:

$$Q_{n,x} = 186,11(3448,7 - 1053,7) + 163,89(3561,7 - 3071,0) + 0 = 526266 \text{ kJ/s}$$

3. Tiêu hao toàn phần của nhiên liệu (theo 3.7):

$$B = \frac{526266 \times 100}{35880 \times 94,34} = 15,55 \text{ m}^3/\text{s}$$

4. Xác định nhiệt độ cháy đoạn nhiệt. Nhiệt toả hữu ích trong buồng đốt theo 4.21. Để tìm nó theo bảng P4 của phụ lục ta xác định các entanpi lý thuyết của không khí nóng ở $t_{r,B} = 247^\circ\text{C}$, tương ứng bằng 3150 kJ/kg . Khi đó theo 4.22, nhiệt lượng do không khí mang vào buồng đốt:

$$Q_n = (1,05 - 0 - 0) + 0 = 3307,5 \text{ kJ/m}^3$$

Ở nhiệt độ tái tuần hoàn khối $\theta = 322^\circ\text{C}$, cũng từ bảng này tìm được các entanpi lý thuyết của không khí và các khí:

$$H_B^0 = 4152,6 \text{ kJ/m}^3; H_r^0 = 4868,2 \text{ kJ/m}^3$$

Ở hệ số dư không khí ở vị trí cửa trích $\alpha_{\text{trích}} = 1,05$, entanpi của khói theo 2.25:

$$H_{\text{trích}} = 4868,2 + (1,05 - 1) 4152,6 = 5076 \text{ kJ/m}^3$$

Tương ứng với bảng P7 của phụ lục $q_3 = 0,3\%$, $q_4 = 0$, bỏ qua các tổn thất nhiệt vật lý của xỉ.

Ở Q_B và $H_{\text{trích}}$ đã biết ta xác định Q_T (xem 4.21):

$$Q_T = 35880 \frac{100 - 0,3 - 0 - 0}{100 - 0} + 3375,0 - 0 + 0,068 \times 5076 = 39452 \text{ kJ/m}^3$$

Để xác định nhiệt độ cháy đoạn nhiệt, cần phải xây dựng bảng H (9) ở các nhiệt độ khí gần với ϑ_a . Có xét đến tái tuần hoàn khói, entanpi lý thuyết không khí và khói lấy ở nhiệt độ 1800 và 2000°C theo bảng P4 của phụ lục. Do đó hệ số dư không khí ở vị trí trích tuần hoàn bằng hệ số dư không khí sau buồng đốt $\alpha_{\text{CM}} = \alpha_T = 1,05$, entanpi của khói ở $\alpha = 1,05$ tìm theo 2.25. Kết quả tính thu được các giá trị sau:

Entanpi, kJ/m ³	Nhiệt độ, °C	
	1800	2000
H_B^0	25987	29178
H_T^0	31675	35609
H_T ở $\alpha = 1,05$	32934	37068

Entanpi của khói có tính đến tái tuần hoàn khói xác định theo (2.26):

- ở $\vartheta = 1800^\circ\text{C}$:

$$H_{r,yx} = 35\,174 \text{ kJ/m}^3$$

- ở $\vartheta = 2000^\circ\text{C}$:

$$H_{r,yx} = 39\,589 \text{ kJ/m}^3$$

Tương ứng với các giá trị $H_{r,yx}$ và Q_T ta tìm được:

$$\vartheta_a = 1800 + \frac{39452 - 35174}{39589 - 35174} (2000 - 1800) = 1994^\circ\text{C};$$

$$T_a = 1994 + 273 = 2267 \text{ K}.$$

5. Xác định nhiệt dung tổng trung bình của sản phẩm cháy theo (4.26).

Lấy nhiệt độ các khói sau buồng đốt $\vartheta''_T = 1265^\circ\text{C}$.

Tương tự lập bảng H(9) ở các nhiệt độ khói 1200 và 1400°C có xét đến hệ số tái tuần hoàn khói $r_{yx} = 0,068$:

Entanpi, kJ/m ³	Nhiệt độ, °C	
	1200	1400
H _B ⁰	16710	19770
H _r ⁰	20067	23873
H _r ở α = 1,05	20902	24861,5
H _r ở α = 1,05 và r _{yx} = 0,068	22323	26552

Tương ứng với bảng, nhiệt độ khối 1265°C tương ứng có H_r = 23697 kJ/m³ và

$$V_{c_{th}} = \frac{39452 - 23697}{1994 - 1265} = 21,61 \text{ kJ/(m}^3 \cdot \text{k)}$$

Tham số nhiệt độ theo (4.23) và bảng (4.3):

$$M = 0,54 - 0,2 \cdot 0,219 = 0,469$$

ở đây, X_r = 0,219 theo số liệu của ví dụ 4.1.

6. Xác định hệ số hiệu quả nhiệt trung bình của giàn ống (theo 4.18).

Theo số liệu ví dụ 4.1 ta lấy: ψ_{th} = 0,538

Hệ số hiệu quả nhiệt của cửa ra buồng đốt được lấy có tính đến hệ số β = 0,5 theo hình P2 của phụ lục.

7. Xác định hệ số bức xạ của môi trường buồng đốt:

Tích p_{n,s} = 0,103 · 0,284 · 6,2 = 0,181 MPa.m Hệ số k_r theo (4.14):

$$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,194}{0,316 \times 0,181^{0,5}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{1265 + 273}{1000} \right) = 3,061 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số làm yếu bức xạ bởi các hạt bồ hóng theo (4.16):

$$k_c = 0,3 (2 - 1,05) \left(1,6 \frac{1265 + 273}{1000} - 0,5 \right) 2,988 = 1,67 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Theo (4.13) ta tìm được ε_{CB} và ε_r:

$$\epsilon_{CB} = 1 - e^{-(3,06 \cdot 0,284 + 1,67) \cdot 0,103 \cdot 6,2} = 0,802;$$

$$\epsilon_r = 1 - e^{-3,061 \cdot 0,284 \cdot 0,103 \cdot 6,2} = 0,426;$$

Hệ số trung bình m đối với khí bằng 0,1;

Hệ số bức xạ ngọn lửa theo (4.12):

$$\epsilon_\phi = 0,1 \cdot 0,802 + (1 - 0,1) 0,426 = 0,464$$

Sau đó theo (4.10) ta tìm được:

$$\epsilon_T = \frac{0,464}{0,464 + (1 - 0,464) 0,538} = 0,616$$

8. Xác định nhiệt độ khối ở đầu ra buồng đốt (theo 4.28), số Boltzman Bo theo (4.25):

$$Bo = 0,9968 \cdot 15,55 \cdot 21,61 \cdot 10^{11} / (5,67 \cdot 0,538 \cdot 1398,9 \cdot 2267^3) = 0,67$$

$$T''_T = 2267 / [1 + 0,496(0,616/0,67)^{0,6}] = 1540K$$

$$S''_T = 1540 - 273 = 1267^\circ C$$

Từ bảng H(9) ở nhiệt độ này xác định được $H''_T = 23740$ kJ/kg. Khi đó lượng nhiệt hấp thụ bức xạ của buồng đốt theo (4.30) bằng:

$$Q_1 = (39452 - 23740) \cdot 0,9968 = 15662 \text{ kJ/kg}$$

Ví dụ 4.13. Cần xác định sự thay đổi nhiệt độ khối ở đầu ra buồng đốt khi tăng độ bám bẩn của các giàn lớn hơn tính toán $\Delta\Psi_c = 0,1$ đối với lò hơi E- 500 - 13,8, có công suất 138,9 kg/s. Nhiên liệu là than đá qua sàng (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 2). Các số liệu kết cấu buồng đốt lấy theo ví dụ 4.5 (hình 4.3).

Các thông số hơi và nước như sau:

Nhiệt độ hơi quá nhiệt	560°C
Áp suất hơi sau lò hơi	13,73 MPa
Nhiệt độ nước cấp	230°C
Áp suất nước cấp	16,33 MPa

Khi tiến hành tính toán lấy hệ số dư không khí sau buồng đốt là 1,20, lò hơi kín khí, máy nghiền tốc độ trung bình, làm việc dưới áp dương, nhiệt độ không khí lạnh 30°C, nhiệt độ không khí sau calorife 66°C; hệ số dư không khí sau nó 1,314; nhiệt độ không khí nóng 340°C; có tái tuần hoàn khối và không tính khối cho sấy. Áp suất trong buồng đốt $p_T = 0,100$ MPa; hiệu suất tính toán lấy 91,618%, hệ số giữ nhiệt $\varphi = 0,9965$, thải xỉ rắn, nhiệt độ nhiên liệu 20°C.

Bài giải: Tương ứng với bảng P3 của phụ lục, thể tích của khí ba nguyên tử $V_{RO2} = 0,91$ m³/kg, các thể tích lý thuyết của hơi nước, nitơ và không khí như sau:

$$V^0_{H_2O} = 0,58 \text{ m}^3/\text{kg}; V^0_{N_2} = 3,96 \text{ m}^3/\text{kg};$$

$$V^0 = 5,00 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

Thể tích lý thuyết của khối theo (2.7):

$$V^0_T = 0,91 + 3,96 + 0,58 = 5,45 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Ở hệ số dư không khí $\alpha_T = 1,20$, thể tích khối thải và của hơi nước theo (2.15) và (2.14):

$$V_r = 5,45 + 1,0161 (1,20 - 1,0) 5,00 = 6,47 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,58 + 0,0161 (1,20 - 1,0) 5,00 = 0,60 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Phân thể tích của khí ba nguyên tử và của hơi nước theo (2.19) và (2.20):

$$r_{\text{RO}_2} = 0,91/6,47 = 0,141;$$

$$r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,60/6,47 = 0,093$$

Phân thể tích tổng của các khí ba nguyên tử và của hơi nước:

$$r_n = 0,141 + 0,093 = 0,234$$

Khối lượng khối theo (2.16):

$$G_r = 1 - \frac{28,5}{100} + 1,306 \cdot 1,20 \cdot 5,00 = 8,55 \text{ kg/kg}$$

$A^p = 28,5\%$ theo bảng P1 của phụ lục. Theo bảng P7 của phụ lục $\alpha_{\text{tro}} = 0,95$, khi đó:

$$\mu_{\text{rl}} = \frac{28,5 \times 0,95}{100 \times 8,55} = 0,0317 \text{ kg/kg}$$

Phương án tính khi độ bám bẩn tính toán của các giàn ống cho trước

1. Xác định nhiệt tính toán và tiêu hao nhiên liệu. Theo bảng P3 của phụ lục, tương ứng với các nhiệt độ $t_{\text{x,B}}$, t'_{B} xác định được các entanpi lý thuyết của không khí $H_{\text{x,B}} = 199,8 \text{ kJ/kg}$ và $H_{\text{B}}^0 = 439,7 \text{ kJ/kg}$.

Theo mục 3.1, nhiệt lượng cần gia nhiệt không khí từ ngoài:

$$Q_{\text{B,BHS}} = 1,314 (439,7 - 199,8) = 315,2 \text{ kJ/kg}$$

Nhiệt dung riêng của nhiên liệu khô ở 20°C theo bảng P6 của phụ lục $c_T = 0,998 \text{ kJ/(kg.K)}$, và khi độ ẩm $W^p = 11\%$;

$$c_T = 4,1868 \frac{11}{100} + 0,988 \frac{100 - 11}{100} = 1,34 \text{ kJ/(kg.K)}$$

Khi đó nhiệt vật lý của than nguyên $Q_{\text{Ti}} = 1,34 \cdot 20 = 26,8 \text{ kJ/kg}$. Theo (3.2) có tính đến $Q_{\text{B,BHS}}$ và Q_{Ti} thu được cũng như $Q_{\text{H}}^p = 18880 \text{ kJ/kg}$, ta có Q_{p}^p :

$$Q_{\text{p}}^p = 18880 + 315,2 + 26,8 = 19222 \text{ kJ/kg}$$

Xác định lượng nhiệt do môi chất làm việc hấp thụ trong lò hơi theo (3.3a):

$$Q_{\text{B,K}} = 138,9(3488,4 - 993,4) + 0 + 0 = 346531 \text{ kJ/kg}$$

Xác định tiêu hao nhiên liệu theo (3.7):

$$B = \frac{346531 \times 100}{19222 \times 91,618} = 19,68 \text{ kg/s}$$

2. Xác định nhiệt độ cháy đoạn nhiệt. Tính nhiệt hữu ích toả ra trong buồng đốt [theo (4.21)]; với nhiệt độ không khí nóng $t_{\text{r,B}} = 340^\circ\text{C}$ theo bảng P3 của phụ

lực, entanpi lý thuyết của không khí nóng $H_{t,B}^0 = 2295,9 \text{ kJ/kg}$.

Nhiệt lượng do không khí mang vào buồng đốt theo (4.2.2):

$$Q_B = (1,20 - 0 - 0) 2295,9 + 0 = 2755 \text{ kJ/kg}$$

Tương ứng với bảng P7 của phụ lục $q_3 = 0$; $q_4 = 2\%$; $\alpha_{tro} = 0,95$.

Theo (3.6) xác định các tổn thất nhiệt do xỉ:

$$q_6 = \frac{0,05 \times 560,2 \times 28,5}{19222} = 0,042\%$$

Khi đó (c9) được lấy theo bảng P3 của phụ lục ở nhiệt độ 600°C .

Với các giá trị Q_B thu được và các tổn thất nhiệt, theo (4.21):

$$Q_T = 19\,222 \frac{100 - 0 - 2 - 0,042}{100 - 2} + 2755 - 315,2 + 0 = 21\,654 \text{ kJ/kg}$$

Để xác định nhiệt độ cháy đoạn nhiệt, tính entanpi ở các giá trị nhiệt độ khối gần với θ_a (ở 1800 và 2000°C). Ta có:

Entanpi, kJ/m ³	Nhiệt độ, °C	
	2000	1800
H_B^0	15330	13661
H_r^0	18410	16377
H_{zi}	680	646
H_r ở $\alpha = 1,05$	22156	19755

Bởi vì $A^{np} > 1,4$, phải tính entanpi của tro:

Tương ứng với các giá trị H_r và Q_r :

$$\theta_a = 1800 + \frac{21\,654 - 19\,755}{22\,156 - 19\,755} (2000 - 1800) = 1958^\circ\text{C}$$

$$T_a = 2231\text{K}$$

3. Xác định nhiệt dung trung bình của sản phẩm cháy theo (4.26).

Ở phương án đầu lấy nhiệt độ sau buồng đốt $\theta_T = 1100^\circ\text{C}$.

Tương tự mục 2, có các entanpi ở các nhiệt độ khí 1000 và 1200°C .

Entanpi, kJ/m ³	Nhiệt độ, °C	
	1000	1200
H_B^0	7188	8769
H_r^0	8508	10420
H_{zi}	266	326
H_r ở $\alpha = 1,20$	10212	12500

Tương ứng với bảng nhiệt độ khối 1100°C, entanpi của các khối tương ứng là $H_r = 11356 \text{ kJ/kg}$, khi đó

$$V_{c,ib} = \frac{21654 - 11356}{1958 - 1100} = 12,0 \text{ kJ/(kg.K)}$$

4. Xác định hệ số hiệu quả nhiệt trung bình của giàn ống theo (4.18).

Theo số liệu ví dụ 4.5 và các hệ số bám bẩn quy ước của các giàn ống:

$$\psi_{ib} = \frac{1170 \times 0,45 + 120,4 \times 0,427}{1301,6} = 0,444$$

ở đây $\xi_e = 0,45$ theo bảng 4.2; $\xi_{OKH} = \xi_e \beta = 0,45 \cdot 0,95 = 0,427$.

5. Xác định hệ số bức xạ của môi trường buồng đốt, tích $p_n s = 0,1 \cdot 0,234 \cdot 7,05 = 0,165 \text{ MPa.m}$;

Hệ số $k_r = 3,068 \text{ 1/(MPa.m)}$ [xem (4.14)].

Hệ số làm yếu bức xạ bởi các hạt tro:

$$k_{r1} = 73,3 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số làm yếu bức xạ bởi môi trường buồng đốt theo (4.17), tương ứng với mục 4.16:

$$k_{c,oc} = 10,0; \chi_1 = 0,5; \chi_2 = 0,4$$

$$k = 3,068 \cdot 0,234 + 71,3 \cdot 0,0317 + 10,0 \cdot 0,5 \cdot 0,1 = 3,48 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số bức xạ của ngọn lửa: $\varepsilon_\phi = 1 - e^{-3,48 \cdot 0,1 \cdot 7,05} = 0,914$;

Theo (4.10) ta tìm được $\varepsilon_T = 0,906$.

Đối với buồng đốt (hình 4.3) thông số trường nhiệt độ $X_T = X_l = 0,22$:

$$M = 0,59 - 0,5 \cdot 0,22 = 0,48$$

Số Boltzman theo (4.25): $Bo = 0,622$.

6. Nhiệt độ khối ở đầu ra buồng đốt theo (4.28):

$$T''_T = 2231/[1 + 0,48 (0,960/0,622)^{0,6}] = 1374\text{K};$$

$$\vartheta''_T = 1374 - 273 = 1101^\circ\text{C}$$

Tính tương tự mục 3 ở nhiệt độ này $H''_T = 11367 \text{ kJ/kg}$, khi đó lượng nhiệt hấp thụ bức xạ của buồng đốt theo (4.30):

$$Q_1 = (21654 - 11367) 0,996 = 10251 \text{ kJ/kg}.$$

Phương án khi tăng độ bám bẩn của các giàn ống

Ở phương án này, do hiệu quả nhiệt giàn ống giảm, nên nhiệt độ khối sau buồng đốt tăng lên. Ta lấy $\vartheta''_T = 1170^\circ\text{C}$, ở nhiệt độ này tương ứng với bảng P3

của phụ lục H''_T = 12157 kJ/kg. Tổng nhiệt dung trung bình của các sản phẩm cháy trong trường hợp này (theo 4.26) bằng:

$$V_{c_{tb}} = \frac{21654 - 12157}{1958 - 1170} = 12,05 \text{ kJ/(kg.K)}$$

Hệ số hiệu quả nhiệt trung bình của giàn ống theo (4.18) ở:

$$\psi_{tb} = 0,45 - 0,1 = 0,35 \text{ và } \xi_{oKH} = 0,35 \times 0,94 = 0,329 \text{ bằng}$$

$$\xi_{tb} = \frac{1170 \times 0,35 + 120,4 \times 0,329}{1301,6} = 0,345$$

Ta xác định hệ số bức xạ của môi trường buồng đốt ϵ_T ở $\theta''_T = 1170^\circ\text{C}$:

$$p_{nS} = 0,165 \text{ MPa.m;}$$

$$k_r = 2,907 \text{ 1/(MPa.m);}$$

$$k_{z1} = 68,94 \text{ 1/(MPa.m);}$$

$$k = 2,97 \cdot 0,234 + 68,94 \cdot 0,0317 + 10,0 \cdot 0,5 \cdot 0,1 = 3,366 \text{ 1/(MPa.m);}$$

Tương ứng với giá trị k mới, xác định hệ số bức xạ của ngọn lửa:

$$\epsilon_\phi = 1 - e^{-3,366 \cdot 0,1 \cdot 7,05} = 0,907$$

Ta tìm theo (4.10) $\epsilon_T = 0,966$, ở các giá trị mới ψ_{tb} và ϵ_T có số Bo = 0,802.

Nhiệt độ khối ở đầu ra từ buồng đốt:

$$T''_T = 2231/[1 + 0,48(0,966/0,802)^{0,6}] = 1452\text{K;}$$

$$\theta''_T = 1452 - 273 = 1179^\circ\text{C}$$

$$Q_l = (21654 - 12260)0,996 = 9361 \text{ kJ/kg}$$

Do đó, sự tăng độ bám bẩn của các giàn tới $\Delta\xi = 0,1$ làm tăng nhiệt độ khối sau buồng đốt tới 78°C và giảm nhiệt hấp thụ của nó tới 877 kJ/kg hay tới 8,7%.

BÀI TẬP

Bài 4.5. Hãy giải bài toán giống như ở ví dụ 4.10, khi đốt than Karagandinxki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 8). Hãy so sánh các giá trị nhiệt độ cháy đoạn nhiệt. Khi giải bài toán và lập bảng H(θ) - giá trị entanpi H, tính thêm H_{z1}.

Bài 4.6. Hãy xác định nhiệt độ cháy đoạn nhiệt khi đốt than Petrorki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 11) với tái tuần hoàn khối 5, 10, 15 và 20%. Hệ số dư không khí sau buồng đốt và ở vị trí trích khối cho tái tuần hoàn $\alpha_1 = 1,20$; nhiệt độ khối tái tuần hoàn 360°C ; nhiệt độ không khí nóng 300°C ; nhiệt độ gia nhiệt sơ bộ không khí 50°C ; hệ số dư không khí ở đầu vào lò hơi $\beta' = 1,31$;

nhiên liệu đốt với thải xỉ, rắn ở $\alpha_{\text{rso}} = 0,95$; $q_3 = 0,0$; $q_4 = 10\%$; nghiền trong máy nghiền có tốc độ trung bình, dưới áp suất chân không, có lọt không khí vào hệ thống nghiền $\Delta\alpha_{\text{H.I}} = 0,04$; nhiệt độ than nguyên $t_T = 20^\circ\text{C}$. Khi giải bài toán phải tính đến entanpi của tro.

Bài 4.7. Hãy xác định, theo biểu thức gần đúng, nhiệt độ cháy đoạn nhiệt Θ_a , thay đổi như thế nào khi tăng nhiệt độ không khí nóng thêm 50°C (nhiệt độ ban đầu của không khí nóng là 250°C). Kết quả so sánh với ví dụ 4.10. Các điều kiện lấy theo bài 4.5.

Bài 4.8. Khi đốt mazut trong các buồng đốt có đặt các vòi đốt chỉ ở tường trước hay bố trí đối nhau, trong hàng loạt các trường hợp vị trí tương đối nhiệt độ cực đại của ngọn lửa không trùng với vị trí bố trí tương đối của các vòi đốt. Hãy xác định ảnh hưởng vị trí của nhiệt độ cực đại tới nhiệt độ khối sau buồng đốt, nếu lấy $\Delta X = 0,05$; $0,10$; $0,15$. Lấy các số liệu kết cấu theo ví dụ 4.1, các thông số và các lưu lượng khối theo ví dụ 4.13. Nhiên liệu là mazut có lưu huỳnh (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 19); nhiệt độ gia nhiệt sơ bộ của không khí 70°C , của không khí lạnh 30°C ; hệ số dư không khí trước bộ sấy không khí $\beta' = 1,18$, nhiệt độ mazut 120°C ; độ dư không khí trong các sản phẩm cháy sau buồng đốt $1,03$, các tổn thất lấy: $q_3 = 0,3\%$; $q_4 = 0$; $t_{r,B} = 300^\circ\text{C}$; hiệu suất lò hơi 94% , áp suất trong buồng đốt $p_T = 0,103 \text{ MPa}$; ứng suất nhiệt thể tích buồng đốt $q_v < 407 \text{ kW/m}^3$; hệ số giữ nhiệt $\varphi = 0,9968$.

Bài 4.9. Hãy xác định đối với số liệu của ví dụ 4.13, bề mặt các tường F_{CT} và chiều cao buồng đốt H_T cần phải thay đổi như thế nào để tăng nhiệt độ khối ở đầu ra buồng đốt tới 50°C . *Chỉ dẫn:* Khi giải bài toán bỏ qua các sự thay đổi của s ; X_r ; ε_T ; ψ_{ib} và Vc_{ib} .

Bài 4.10. Hãy xác định nhiệt độ khối sau buồng đốt khi đốt khí tự nhiên trực tiếp sau khi đốt mazut, không có thổi bụi các giàn ống. Các số liệu ban đầu lấy theo ví dụ 4.13. Hãy so sánh các kết quả này với kết quả của ví dụ đã cho.

Bài 4.11. Nhiệt độ khối sau buồng đốt thay đổi bao nhiêu khi đốt cháy khí tự nhiên trong lò hơi E-500-140 có năng suất hơi $138,89 \text{ kg/s}$, sau khi đốt than đá đã qua sàng (theo ví dụ 4.13). Lấy các số liệu kết cấu và các thông số hơi và nước theo ví dụ 4.13: số liệu nhiên liệu (phụ lục, bảng P2, nhiên liệu số 8). Cho rằng bỏ qua gia nhiệt sơ bộ của không khí và tái tuần hoàn khối, nhiệt độ không khí nóng 250°C , hiệu suất lò hơi $94,2\%$, các tổn thất nhiệt $q_3 = 0,3\%$, $q_4 = 0$, bỏ qua nhiệt vật lý của nhiên liệu, hệ số dư không khí sau buồng đốt $\alpha_T = 1,05$; buồng đốt kín khối $p_T = 0,103 \text{ MPa}$.

Bài 4.12. Hãy xác định nhiệt khối thoát khỏi buồng đốt của lò hơi E-670-13,8 GM, $t_{q,nh} = 545/545^{\circ}\text{C}$, năng suất hơi 186,11 kg/s của tổ máy công suất 200 MW, khi đốt mazut có hàm lượng lưu huỳnh cao (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 20).

Các số liệu kết cấu và các thông số hơi theo ví dụ 4.13. Khi thực hiện tính toán lấy như sau: Hệ số dư không khí sau buồng đốt $\alpha_T = 1,03$; nhiệt độ không khí lạnh 30°C , nhiệt độ không khí sau khi gia nhiệt trong calorife sấy không khí 70°C , hệ số dư không khí sau các bộ sấy không khí $\beta' = 1,18$; nhiệt độ không khí nóng 260°C , tái tuần hoàn khối ở phần dưới buồng đốt 6,8%, nhiệt độ khối tái tuần hoàn 340°C , trích khối tái tuần hoàn sau bộ tiết kiệm ở $\alpha = 1,03$; lò hơi kín khối, áp suất trong buồng đốt 0,103 MPa, các tổn thất nhiệt với cháy không hết hoá học và cháy không hết cơ học lấy: $q_3 = 0,3\%$, $q_4 = 0,0$; nhiệt độ gia nhiệt mazut 125°C ; hiệu suất lò hơi 93,97%; lấy $m = 0,35$.

4.3. CÁC PHƯƠNG PHÁP TĂNG CƯỜNG TRAO ĐỔI NHIỆT TRONG BUỒNG ĐỐT VÀ GIẢM NHIỆT ĐỘ KHỐI BUỒNG ĐỐT

Các khái niệm cơ bản: Các kích thước hình học của buồng đốt được chọn từ các điều kiện cháy kiệt nhiên liệu, tới giá trị cần thiết của tổn thất cháy không hết cơ khí q_4 và mức độ làm mát các sản phẩm cháy tới nhiệt độ ở đầu ra buồng đốt ϑ''_T .

Thể tích tối thiểu của buồng đốt $V_T^{\min}$ đảm bảo cháy hết nhiên liệu tới mức đã cho, bằng

$$V_T^{\min} = \frac{Q_H^p B_p}{q_v}$$

ở đây q_v - ứng suất nhiệt cho phép của thể tích buồng đốt, kW/m^3 ; giá trị của nó được tìm từ biểu thức:

$$q_v = \frac{273}{\tau \cdot v^n T}$$

ở đây τ - thời gian cháy vật lý của các hạt nhiên liệu, s;

T - nhiệt độ trung bình của các sản phẩm cháy trong buồng đốt, K;

v^n - thể tích quy đổi của khối, tính cho một đơn vị cường độ toả nhiệt trong buồng đốt, m^3/MJ .

Tuy nhiên thể tích buồng đốt tính theo (4.3) không đảm bảo làm lạnh các sản phẩm cháy tới nhiệt độ ϑ''_T . Để đảm bảo nhiệt độ này, ứng suất nhiệt thể tích buồng đốt cần phải thoả mãn điều kiện:

$$q_v = \frac{q_H Q_H^p}{Q_l} \cdot \frac{F_{IT}}{V_T} \quad (4.32)$$

ở đây: q_H - cường độ trung bình của dòng nhiệt trong buồng đốt, kW/m²;

F_{IT} - diện tích các giàn ống hấp thụ bức xạ của buồng đốt, m²

V_T - thể tích buồng đốt.

Ở buồng đốt lăng trụ bình thường, với sự tăng công suất của lò sẽ giảm hệ số hình dạng buồng đốt (F_{IT}/V_T), điều đó như đã thấy rõ từ (4.23), làm giảm q_v . Vì vậy trong các lò hơi có công suất lớn có ứng suất nhiệt thể tích thực tế nhỏ hơn rất nhiều giá trị ứng suất nhiệt thể tích cho phép theo điều kiện cháy (q_T).

Có thể tạo ra thiết bị buồng đốt với q_v gần với q_T . Nếu có các biện pháp tăng cường độ trao đổi nhiệt bức xạ trong thể tích buồng đốt. Để đạt mục đích này, cần bố trí trong thể tích buồng đốt có các giàn ống hấp thụ cả hai mặt hay tấm màn đặt thấp. Phương pháp khác là giảm nhiệt độ khối bằng cách tái tuần hoàn khối lên phần trên của buồng đốt. Khi đó, vị trí điểm đưa vào khối tái tuần hoàn được chọn sao cho ở phần dưới điểm tái tuần hoàn đảm bảo cháy hoàn toàn nhiên liệu, còn trên điểm khối tái tuần hoàn cần thiết đủ để giảm 9" tới giá trị đã cho. Khi này thể tích đầu sẽ tạo ra buồng đốt có thể tích gần với thể tích tối thiểu cần thiết để đốt cháy kiệt nhiên liệu và giảm khối lượng kim loại của lò hơi.

Ví dụ 4.14. Hãy xác định hệ số hình dạng đối với buồng đốt cùng có thể tích như nhau V_T và diện tích các tiết diện ngang f_T với tỷ số:

a) $a_T/b_T = 4$; b) $a_T/b_T = 2$; c) $a_T/b_T = 1$

Lấy profil thực của lò hơi ở ví dụ 4.3 làm cơ sở khi giữ nguyên tiết diện $f_T = a_T b_T = 111,3 \text{ m}^2$, kích thước các mặt dốc của phễu lạnh, các chiều cao của cửa ra buồng đốt lấy $V_T = 2550 \text{ m}^3$, $\psi_{ch} = 0,444$; hệ số góc của các giàn ống $x = 0,96$.

Hãy xác định nhiệt độ khối ở đầu ra buồng đốt, đối với mỗi một trong số các phương án này. Khi đốt cháy than đá qua sàng (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 4).

Khi tiến hành các tính toán lấy:

$M = 0,48$; $\varepsilon = 0,960$; $\vartheta_a = 2013^\circ\text{C}$; $\alpha_r = 1,2$; $B_p = 19,677 \text{ kg/s}$; $\varphi = 0,9965$.

Bài giải: 1. Xác định các hệ số hình dạng của buồng đốt.

Ở tỷ số các cạnh $a_T/b_T = 4$, diện tích tiết diện buồng đốt ở tỷ số cạnh đã cho bằng $f_T = 4b_T b_T = 4b_T^2$, suy ra:

$$b_T = \sqrt{111,3/4} = 5,275 \text{ m};$$

$$a_T = 4 \times 5,275 = 21,1 \text{ m};$$

Đối với trường hợp này, theo hình 4.3, các kích thước cơ bản của buồng đốt lấy các giá trị sau đây: bề rộng 21100 mm, chiều sâu 5275 mm, chiều cao phễu 3240 mm; chiều cao lỗ giàn ống kiểu mảnh 7250 mm, chiều cao từ đầu phân lõi tới giàn ống kiểu mảnh 4900 mm.

1.1. Ta xác định thể tích buồng đốt. Thể tích phễu lạnh $\Delta V_{x.B} = F_{\sigma,x} a_T$, ở đây $F_{\sigma,x}$ - diện tích thành bên của phễu lạnh được tính từ điểm giữa của phễu lạnh. Khi đó nửa chiều cao của phễu lạnh 1,62 m, bề rộng ở phần trung bình của phễu lạnh 2,64 m. Từ các kích thước này, có diện tích tường bên $F_{\sigma,x} = (5,275 - 2,64) \cdot 0,5 \cdot 1,62 = 6,41 \text{ m}^2$. Thể tích phễu lạnh $\Delta V_{x.H} = 6,41 \cdot 21,1 = 135,4 \text{ m}^3$.

Thể tích phần trên buồng đốt, ở vùng bố trí các giàn ống mảnh $\Delta V_B = F_b a_T$ tương ứng với hình 4.3, khi giảm bề rộng buồng đốt từ 8,64 tới 5,275 m, chiều sâu của thể tích khối tính từ tường phía trước tới tấm màn giảm từ 5,6 tới 2,235 m. Nếu giữ nguyên chiều cao giàn ống kiểu mảnh ta có $F_{\sigma,B} = 2,235 \cdot 7,25 = 16,20 \text{ m}^2$. Thể tích phần bên trên của buồng đốt $\Delta V_B = 16,20 \cdot 21,1 = 341,8 \text{ m}^3$.

Thể tích trong vùng phân lõi khí động (chỗ thắt của buồng đốt) dưới các giàn ống kiểu mảnh. Diện tích tường bên của thể tích này bao gồm hai hình thang (các tính toán tương tự như ở trên):

$$F_{\sigma,B} = (4,335 + 2,275) \cdot 0,5 \cdot 2,815 + (2,275 + 5,275) \cdot 0,5 \cdot 2,085 = 7,9 \text{ m}^2$$

Thể tích buồng đốt trong vùng thắt:

$$\Delta V_B = 7,9 \cdot 21,1 = 166,7 \text{ m}^3$$

Thể tích phần lắng trụ của buồng đốt:

$$V_{np}^B = V_B - \Delta V_{np} - \Delta V_B - \Delta V_n = 2550 - 135,3 - 341,8 - 166,7 = 1906 \text{ m}^3$$

Chiều cao phần lắng trụ của buồng đốt:

$$h_{np} = 1906 / (5,275 \cdot 21,1) = 17,1 \text{ m}$$

Chiều cao chung của buồng đốt:

$$h_T = 0,5 h_{x.B} + h_B + h_H + h_{np} = 1,62 + 7,25 + (2,815 + 2,085) + 17,1 = 30,6 \text{ m}$$

1.2. Xác định kích thước bề mặt tường buồng đốt:

$$\text{Tường trước: } F_{\phi p} = 31,34 \cdot 21,1 = 661,3 \text{ m}^2$$

$$\text{Tường sau: } F_o = 26,33 \cdot 21,1 = 555,6 \text{ m}^2$$

$$\text{Tường bên: } F_{\sigma} = 30,51 + 5,275 + 17,1 = 120,7 \text{ m}^2$$

$$\text{Cửa ra: } F_{\phi kh} = 7,25 + 2,10 \cdot 21,1 = 197,3 \text{ m}^2;$$

Tiết diện tính toán nằm ngang của phễu lạnh (tính từ điểm giữa chiều cao phễu lạnh) $F_{x.B} = 2,64 \cdot 21,1 = 55,7 \text{ m}^2$.

Tổng diện tích bề mặt tường:

$$F_{CT} = 661,3 + 555,6 + 120,7 \cdot 2 + 197,3 + 55,7 = 1711,3 \text{ m}^2.$$

1.3. Hệ số hình dạng buồng đốt:

$$F_{IT}/V_T = 1642,8/2550 = 0,644$$

Ở đây bề mặt hấp thụ bức xạ của các giàn ống:

$$F_{IT} = F_{CT} \cdot x = 1711,3 \cdot 0,96 = 1642,8 \text{ m}^2$$

Đối với các phương án khác, các tỷ số a_T/b_T tính toán theo bảng 4.7.

Bảng 4.7

Đại lượng	Tỷ số các cạnh của buồng đốt	
	$a_T/b_T = 2$	$a_T/b_T = 1$
Bề rộng buồng đốt, m	14,92	10,55
Chiều sâu buồng đốt, m	7,46	10,55
Bề mặt tường bên ở pheo lạnh, m ²	12,9	25,90
Thể tích pheo lạnh, m ³	192,1	273,3
Bề mặt tường bên phần trên buồng đốt (tới chỗ thắt), m ²	32,05	54,45
Thể tích phần trên buồng đốt (tới chỗ thắt), m ³	478,1	574,4
Bề mặt tường bên của buồng đốt ở vùng thắt, m ²	27,88	43,02
Thể tích buồng đốt ở vùng thắt, m ³	216,0	453,9
Chiều cao phần lẳng trụ của buồng đốt, m	14,95	11,22
Chiều cao chung của buồng đốt, m	29,31	26,5
Tổng bề mặt tường của buồng đốt, m ²	1396	1170,5
Bề mặt hấp thụ bức xạ của các giàn ống buồng đốt, m ²	1340	1123,7
Hệ số hình dạng buồng đốt F_{IT}/V_T	0,525	0,441

Như vậy, khi giảm tỷ số các cạnh của buồng đốt từ 4 tới 1, tức là chuyển dần về dạng hình vuông thì hệ số hình dạng buồng đốt giảm.

2. Xác định nhiệt độ khối sau buồng đốt

2.1. Ở tỷ số các cạnh $a_T/b_T = 4$ tương ứng với nhiên liệu (phụ lục, bảng P3, nhiên liệu số 2) ta xác định entanpi của khối H_r (kJ/kg) ở $\alpha = 1,20$ theo (2.25):

Nhiệt độ, °C	800	1000	1200	1400	2000	2200
H_r ở $\alpha = 1,20$	7779	9946	12174	14452	21476	24115

Xác định entanpi của khối ở nhiệt độ cháy đoạn nhiệt $\vartheta_a = 2013^\circ\text{C}$:

$$Q_i = 21476 + \frac{24115 - 21476}{2200 - 2000} (2013 - 2000) = 21648 \text{ kJ/kg}$$

Xác định nhiệt dung trung bình của sản phẩm cháy. Ta lấy nhiệt độ khối sau buồng đốt 1000°C. Khi đó theo (4.26):

$$V_{c,b} = \frac{21\,648 - 9946}{2013 - 1000} = 11,55 \text{ kJ/(kg.K)}.$$

Số Boltzman theo (4.25):

$$Bo = 0,9965 \cdot 19,677 \cdot 11,55 \cdot 10^{11} / (5,7 \cdot 0,444 \cdot 1711,3 \cdot 2286^3) = 0,438$$

Nhiệt độ các khối ở đầu ra buồng đốt theo (4.28):

$$T''_T = 2286 / [1 + 0,48(0,906/0,438)^{0,6}] = 1292 \text{ K};$$

$$\vartheta''_T = 1292 - 273 = 1019^\circ\text{C}.$$

Giá trị $V_{c,b}$ không cần tính chính xác lại vì sự chênh lệch dưới 50°C.

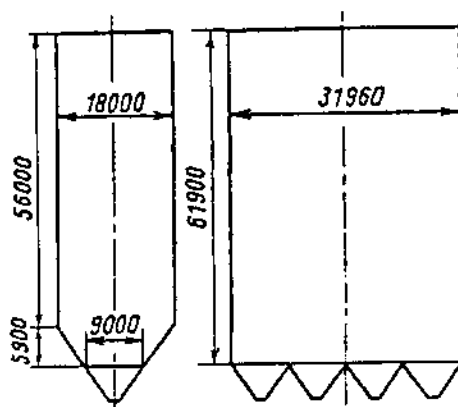
2.2. Đối với các phương án khác, tỷ số a_T/b_T tính toán được đưa vào bảng 4.8.

Bảng 4.8.

Đại lượng	Tỷ số các cạnh	
	$a_T/b_T = 2$	$a_T/b_T = 1$
Entanpi của khối ở nhiệt độ $\vartheta_a = 2013^\circ\text{C}$, kJ/kg	21648	21648
Nhiệt độ khối ở đầu ra buồng đốt (lấy sơ bộ), °C	1090	1130
Entanpi khối ở đầu ra buồng đốt, kJ/kg	10949	11394
Nhiệt dung trung bình của các sản phẩm cháy, kJ/(kg.K)	11,59	11,61
Số Boltzman	0,538	0,643
Nhiệt độ tính toán của khối ở đầu ra buồng đốt, °C	1088	1147

Do đó, khi giảm hệ số hình dạng của buồng đốt F_{tr}/V_T từ 0,644 tới 0,441 vẫn duy trì khả năng bức xạ của môi trường buồng đốt ε_T , nhiệt độ của sản phẩm cháy tăng từ 1019 tới 1147°C.

Ví dụ 4.15. Lò hơi của khối năng lượng 800 MW đốt than nâu Berezovskii (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 14). Các kích thước cơ bản của buồng đốt theo hình 4.4: $V_T = 34760 \text{ m}^3$; $F_{CT} = 7092 \text{ m}^2$; $h_T = 61,9 \text{ m}$; $b_T = 18,0 \text{ m}$; $a_T = 31,96 \text{ m}$.



Hình 4.4. Các kích thước phù bì của buồng đốt lò hơi ПП-2650-25,0В.

Nhiệt độ khối sau buồng đốt ϑ''_T thay đổi như thế nào khi đặt giàn hấp thụ cả hai mặt theo toàn bộ chiều cao buồng đốt.

Khi tiến hành các tính toán lấy $B_p = 126,6 \text{ kg/s}$. Hệ số dư không khí sau buồng đốt $\alpha = 1,20$, nhiệt độ cháy đoạn nhiệt 1850°C . Không có tái tuần hoàn khối, thông số phân bố nhiệt độ theo chiều cao buồng đốt $M = 0,486$, hệ số bức xạ của buồng đốt ở phương án đầu $\varepsilon_T = 0,906$; hệ số hiệu quả nhiệt trung bình của các giàn ống $\psi_{tb} = 0,446$; hệ số giữ nhiệt $\varphi = 0,998$.

Bài giải: 1. Ta xác định nhiệt độ khối sau buồng đốt ở phương án đầu.

a) Nhiệt dung trung bình của sản phẩm cháy trong buồng đốt. Từ phụ lục (bảng P3) ta tìm được entanpi của khối H_r , (kJ/kg) ở $\alpha = 1,20$ đối với nhiệt độ yêu cầu trong buồng đốt.

Nhiệt độ ϑ_r , $^\circ\text{C}$	1000	1200	1400	1600	1800	2000
H_r ở $\alpha = 1,20$	9154	11214	13321	15466	17641	19837

Entanpi của sản phẩm cháy (ở nhiệt độ đoạn nhiệt $\vartheta_s = 1850^\circ\text{C}$), $H_s = 18190 \text{ kJ/kg}$. Ta lấy nhiệt độ khối sau buồng đốt 1080°C , ở nhiệt độ này ta có $H''_T = 9978 \text{ kJ/kg}$, khi đó:

$$V_{c_{tb}} = \frac{8190 - 9978}{1850 - 1080} = 10,665 \text{ kJ/(kg.K)}$$

b) Nhiệt độ khối ở đầu ra buồng đốt ở phương án đầu. Số Boltzman

$$Bo = 0,998 \cdot 126,6 \cdot 10,665 \cdot 10^{11} / (5,7 \cdot 0,446 \cdot 7092 \cdot 2123^3) = 0,781$$

Ở giá trị Bo này ta có:

$$T''_T = 2123 / [1 + 0,486 (0,960 / 0,781)^{0,6}] = 1370\text{K}$$

$$\vartheta''_T = 1370 - 273 = 1097^\circ\text{C} \text{ và } H''_T = 10135 \text{ kJ/kg}$$

2. Xác định nhiệt độ khối sau buồng đốt ở phương án có đặt giàn hấp thụ hai mặt.

a) Bề mặt các tường buồng đốt tăng lên do giàn ống có hai mặt hấp thụ nhiệt:

$$F_{db} = [18,0 \cdot 56,0 + (18,0 + 9,0) \cdot 0,5 \cdot 5,9] \cdot 2 = 2175 \text{ m}^2$$

$$\Sigma F_{CT} = 7092 + 2175,0 = 9267 \text{ m}^2$$

b) Bề dày lớp bức xạ hiệu quả của buồng đốt:

$$s = 3,6 \cdot 34760 / 9267 = 13,5 \text{ m}$$

c) Hệ số hiệu quả trung bình của các tường ψ_{tb} :

$$\psi_{db} = \psi_{CT} - 0,05 = 0,45 - 0,05 = 0,40$$

ψ_{db} - hệ số hiệu quả nhiệt của giàn ống nhận nhiệt hai phía

ψ_{CT} - hệ số hiệu quả nhiệt trung bình buồng đốt (cho ở đầu bài)

$$\text{Do đó: } \psi_{tb} = \frac{0,446 \times 7092 + 0,40 \times 2175}{9267} = 0,435$$

d) Hệ số bức xạ của buồng đốt. Tương ứng với 4.1, ở nhiệt độ khối sau buồng đốt 1000°C có $\epsilon_T = 0,942$.

e) Nhiệt dung trung bình của sản phẩm cháy. Ta lấy $\vartheta''_T = 1000^\circ\text{C}$, khi đó $H''_T = 9154 \text{ kJ/kg}$:

$$V_{c_{tb}} = \frac{18\,190 - 9154}{1850 - 1000} = 10,63 \text{ kJ/(kg.K)}$$

f) Nhiệt độ khối sau buồng đốt khi có giàn ống có hai mặt hấp thụ nhiệt. Số Boltzman $B_0 = 0,611$;

$$T''_T = 2123/[1 + 0,486 (0,942/0,611)^{0,6}] = 1302\text{K};$$

$$\vartheta''_T = 1320 - 273 = 1029^\circ\text{C} \text{ và } H''_T = 9419,5 \text{ kJ/kg.}$$

Do đó khi bố trí trong buồng đốt một giàn ống có hai mặt hấp thụ nhiệt sẽ làm giảm nhiệt độ sản phẩm cháy sau buồng đốt tới 68°C , còn lượng nhiệt hấp thụ của nó tăng tới $\frac{21648 - 9419,5}{21648 - 10135} = 1,06$ lần.

Ví dụ 4.16. Nhiệt độ sản phẩm cháy trong tiết diện buồng đốt, ở vị trí đưa khối tái tuần hoàn vào phần phía trên của nó cần là bao nhiêu để khi $r = 0,2$ ở đầu ra buồng đốt đảm bảo nhiệt độ đã cho ϑ''_T ?

Khi tính toán lấy nhiên liệu là than đá qua sàng vùng Donhexki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 2) nhiệt độ tính toán của các sản phẩm cháy ở tâm cửa ra buồng đốt là 1100°C , hệ số dư không khí ở đầu ra buồng đốt trước đỉnh vào của tái tuần hoàn khối $\alpha_T = 1,20$, sản phẩm cháy trích cho tái tuần hoàn lấy sau bộ hâm nước ở hệ số dư không khí $\alpha_{trích} = 1,20$ và nhiệt độ $\vartheta_{yx} = 400^\circ\text{C}$.

Để giải bài toán, lấy entanpi của khối H_r (kJ/kg) ở các nhiệt độ gần với ϑ''_T và ϑ_{yx} :

H_r ở $\alpha = 1,20$ và không có tái tuần hoàn	1000	1200	1400	1600	1800	2000
H_r ở $\alpha = 1,20$ và có tái tuần hoàn $r = 0,20$	9154	11214	13321	15466	17641	19837

Bài giải: 1. Xác định entanpi của sản phẩm cháy trước khi trộn với khối tái tuần hoàn. Theo quy luật hoà trộn:

$$H_r + r.H_{r,px} = H_{r,cm}$$

Từ biểu thức này ta có:

$$H_r = H_{r,cm} - rH_{r,px}$$

Sử dụng các giá trị entanpi theo bảng ở 1100°C và $\alpha_T = 1,20$ có kể đến tái tuần hoàn là 0,2 $H_{r,cm} = 0,5 (10266 + 12566) = 11416$ kJ/kg; entanpi của khối tái tuần hoàn $H_{r,yx} = 3174$ kJ/kg. Theo các giá trị $H_{r,cm}$ và $H_{r,yx}$ thu được ta tìm được entanpi của sản phẩm cháy trước khi hoà trộn:

$$H_r = 11416 - 0,20 \cdot 3174 = 10781 \text{ kJ/kg}$$

2. Xác định nhiệt độ sản phẩm cháy, trước hoà trộn với khối tái tuần hoàn:

$$\vartheta_r = 1200 + \frac{10781 - 10472}{12434 - 104720} (1400 - 1200) = 1231^\circ\text{C}$$

Do đó, việc đưa khối tái tuần hoàn với lượng 20% cho phép giảm nhiệt độ chung của khối tới 131°C. Tuy nhiên cần nhớ rằng sự hỗn hợp hoàn toàn của khối tái tuần hoàn với các sản phẩm cháy là phức tạp về mặt kết cấu, vì vậy khối tái tuần hoàn được đưa vào trước tiết diện ra ở phía dưới của giàn ống kiểu mảnh. Khi đó hiệu quả làm việc của các giàn ống của phần trên của buồng đốt xấu đi chút ít, vì vậy sự thay đổi thực của nhiệt độ các sản phẩm cháy nhỏ hơn.

Ví dụ 4.17. Chiều cao và thể tích của buồng đốt có thể giảm đi bao nhiêu, nếu ở phần trên của nó có tái tuần hoàn khối $r = 0,15$, ở nhiệt độ khối ở cửa trích $\vartheta_{trich} = 380^\circ\text{C}$ và hệ số dư không khí $\alpha_{trich} = 1,20$. Để tính toán lấy buồng đốt của lò hơi E-500-13,8 ($D = 138,9$ kg/s, $t_{q,nh} = 560^\circ\text{C}$), đốt than đá qua sàng (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 2), có các đặc tính sau: diện tích của các tường $F_{CT} = 1301,6$ m², hệ số giữ nhiệt $\varphi = 0,9965$, hệ số hiệu quả nhiệt trung bình của các giàn ống $\psi_{ib} = 0,444$; hệ số bức xạ của buồng đốt $\varepsilon_T = 0,960$; thông số phân bố nhiệt độ theo chiều cao của buồng đốt $M = 0,48$; tiêu hao nhiên liệu 19,677 kg/s, nhiệt độ cháy đoạn nhiệt (ở hệ số dư không khí $\alpha_T = 1,20$) $\vartheta_* = 1958^\circ\text{C}$; nhiệt độ của khối sau buồng đốt $\vartheta''_T = 1102^\circ\text{C}$, nhiệt dung trung bình của sản phẩm cháy $V_{c,ib} = 11,604$ kJ/(kg.K); thể tích buồng đốt $V_T = 2550$ m³, độ sâu buồng đốt $b_T = 8,64$ m, bề rộng theo tường trước $a_T = 16,08$ m.

Bài giải: Sử dụng các số liệu của bảng P3 (phụ lục) đối với nhiên liệu đã cho, ta có các giá trị ban đầu sau đây của entanpi khối H_r , kJ/kg.

$\vartheta_r, ^\circ\text{C}$	200	400	1000	1200	1400	1600	1800	2000
H_r ở $\alpha = 1,20$ và $r = 0$	1796	3690	9946	12174	14452	16765	19109	21426
H_r ở $\alpha = 1,20$ và $r = 0,15$	-	-	11437	16619	-	-	-	-

1. Xác định nhiệt độ khối sau buồng đốt ở phương án đầu. Số Boltzman:
 $B_0 = 0,9965 \cdot 19,677 \cdot 11,604 \cdot 10^{11} / (5,7 \cdot 0,444 \cdot 1301,6 \cdot 2231^3) = 0,622$;
 nhiệt độ khối ở đầu ra buồng đốt:

$$T''_T = 2231 / [1 + 0,48 (0,960/0,622)^{0,6}] = 1375 \text{ K } (1102^\circ\text{C})$$

2. Xác định entanpi của sản phẩm cháy sau buồng đốt ở $\alpha_T = 1,2$ và có tái tuần hoàn 0,15 vẫn đảm bảo $\vartheta''_T = 1102^\circ\text{C}$:

$$H_{r,yx} = 11437 + \frac{14000 - 11437}{1200 - 1000} (1102 - 1000) = 12744 \text{ kJ/kg}$$

3. Xác định entanpi của khối tái tuần hoàn:

$$H_{r,px} = 1796 + \frac{3690 - 1796}{400 - 1000} (380 - 200) = 3510 \text{ kJ/kg}$$

4. Xác định entanpi của sản phẩm cháy trước khi trộn với dòng khối tái tuần hoàn:

$$H_r = H_{r,cm} - r \cdot H_{r,yx} = 12744 - 0,15 \cdot 3501 = 12219 \text{ kJ/kg}$$

Ở $\alpha = 1,20$ giá trị H_r tương ứng nhiệt độ sản phẩm cháy sau buồng đốt:

$$\vartheta''_T = 1200 + \frac{12219 - 12174}{14452 - 12174} (1400 - 1200) = 1204^\circ\text{C}$$

5. Xác định bề mặt cần thiết của tường buồng đốt để đảm bảo nhiệt độ $\vartheta''_T = 1204^\circ\text{C}$. Trước tiên xác định nhiệt hữu ích trong buồng đốt Q , tương ứng với nhiệt độ cháy đoạn nhiệt $\vartheta_a = 1958^\circ\text{C}$ và $\alpha_T = 1,2$:

$$Q = 19109 + \frac{21476 - 19109}{2000 - 1800} (1958 - 1800) = 20979 \text{ kJ/kg}$$

Nhiệt hấp thụ bức xạ của buồng đốt:

$$Q = (Q_T - H''_T) \varphi = (20979 - 12219) 0,9965 = 8729 \text{ kJ/kg}$$

Theo 4.20:

$$F_{CT} = 19,677 \cdot 8729 / [5,7 \cdot 10^{11} \cdot 0,960 \cdot 0,444 \cdot 0,48 (1204 + 273) \cdot 2231^3] \\ \sqrt[3]{\frac{1}{0,48^2} \left(\frac{2231}{1477} - 1 \right)^2} = 936 \text{ m}^2$$

Kiểm tra các giá trị thu được:

$$B_0 = 0,9965 \cdot 19,677 \cdot 11,604 \cdot 10^{11} / (5,7 / 0,444 \cdot 936 \cdot 2231^3) = 0,865;$$

$$T''_T = 2231 / [1 + 0,48 (0,960 \cdot 0,865)^{0,6}] = 1477 \text{ K}$$

$$\vartheta''_T = 1477 - 273 = 1204^\circ\text{C}.$$

6. Xác định sự thay đổi chiều cao và thể tích buồng đốt:

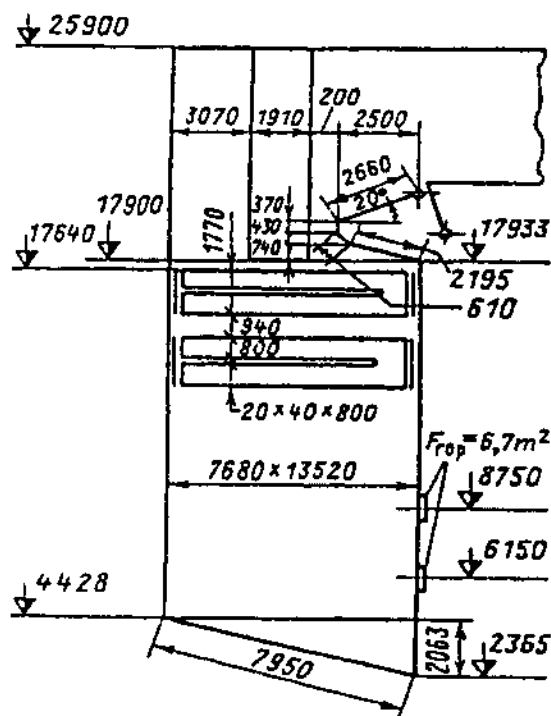
$$\Delta h_T = \frac{\Delta F_{CT}}{2(d_T + b_T)} = \frac{1301,6 - 936}{2(16,08 + 8,64)} = 7,1 \text{ M}$$

Sự thay đổi thể tích buồng đốt $\Delta V_T = a_T b_T \Delta h_T = 16,08 \cdot 8,64 \cdot 7,1 = 986 \text{ m}^3$.

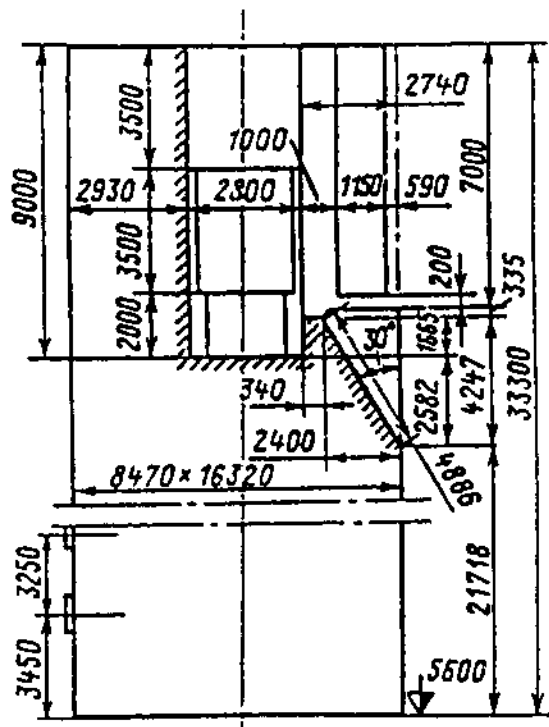
BÀI TẬP

Bài 4.13. Hãy xác định hệ số hình dạng buồng đốt thay đổi bao nhiêu khi tăng công suất của các lò hơi. Các ví dụ là buồng đốt lò hơi đốt mazut và khí E-500-13,8 GM ($D = 138,9 \text{ kg/s}$, $t_{q,nh} = 560^\circ\text{C}$), E-670-13,8 GM ($D = 186,1 \text{ kg/s}$; $t_{q,nh} = 545/545^\circ\text{C}$); PP-1000-25GM ($D = 277,8 \text{ kg/s}$, $t_{q,nh} = 545/545^\circ\text{C}$). Khi giải bài toán lấy các số hiệu ban đầu sau: đối với lò hơi E-500-13,8 – hình dạng buồng đốt theo hình 4.5; đối với lò hơi E-670-13,8 GM theo hình 4.1; đối với lò hơi PP-1000-25GM theo hình 4.6.

Bài 4.14. Bề mặt các tường của buồng đốt hình lăng trụ thay đổi như thế nào khi đặt thêm vào 6 giàn ống kiểu mảnh có chiều cao 15,0 và bề rộng 2,0 m chế tạo từ ống $\phi 32 \text{ mm}$, bước 45 mm. Ở phương án đầu buồng đốt có thể tích $V_T = 2750 \text{ m}^3$, bề mặt hấp thụ bức xạ của các giàn ống $F_{IT} = 1388 \text{ m}^2$. Tỷ số F_{IT}/V_T thay đổi như thế nào?



Hình 4.5. Buồng đốt lò hơi E-500-13,8GM.



Hình 4.6. Sơ đồ buồng đốt lò hơi ПП-1000-25,0GM
có các giàn ống kiểu màn ở đầu ra buồng đốt.

Bài 4.15. Chiều cao buồng đốt thay đổi như thế nào so với ví dụ 4.16, nếu trong nó theo dọc toàn bộ chiều cao có một (phương án 1) và hai (phương án 2) giàn ống có hấp thụ nhiệt hai mặt, vẫn giữ nguyên nhiệt độ sản phẩm cháy sau buồng đốt bằng $\vartheta''_T = 1097^\circ\text{C}$. Các số liệu cơ bản để tính toán lấy theo ví dụ 4.16. Khi đó hệ số hình dạng của buồng đốt tăng như thế nào?

Bài 4.16. Nhiệt độ các sản phẩm cháy sau buồng đốt thay đổi như thế nào khi có tái tuần hoàn khối ở đầu vào phía trên; nhiên liệu là than Kuznhexki mức CC (phụ lục, bảng PI, nhiên liệu số 6), nhiệt độ ban đầu của khối sau buồng đốt $\vartheta''_T = 1200^\circ\text{C}$. Hệ số dư không khí sau buồng đốt $\alpha_T = 1,20$, khối được trích ở hệ số dư không khí 1,2 và nhiệt độ 350°C . Tính độ giảm nhiệt độ khối khi tái tuần hoàn 5; 10 và 15% và đưa ra quan hệ giữa sự giảm nhiệt độ tới 1% tái tuần hoàn khối.

Bài 4.17. Trường nhiệt độ của tiết diện cửa ra buồng đốt có độ không đồng

đều lớn, quy ước phân ra làm sáu vùng theo bề rộng mặt trước cửa ra buồng đốt có nhiệt độ tương ứng 1150, 1200, 1250, 1200, 1150°C, ở trong các vùng này nhiệt độ khối coi như đồng đều. Lượng tái tuần hoàn là bao nhiêu cần đưa vào mỗi vùng để làm cân bằng nhiệt độ khối ở mức 1150°C? lấy nhiên liệu là than Nheriungunxki mức CC (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 16); hệ số dư không khí sau buồng đốt và vị trí trích $\alpha_{trich} = \alpha_T = 1,20$. Nhiệt độ khối tái tuần hoàn 400°C. Hãy xác định lượng trung bình của tái tuần hoàn sản phẩm cháy vào phần trên của buồng đốt.

Bài 4.18. Hãy xác định các kích thước phù bì của buồng đốt ở các phương án kết cấu khác nhau và sử dụng tái tuần hoàn khối các khí khi đảm bảo nhiệt độ của các sản phẩm cháy sau buồng đốt 1088°C. Các phương án tính toán:

1. Trong buồng đốt chỉ có các giàn ống trên tường.
2. Trong buồng đốt có các giàn ống tường và một giàn ống hấp thụ hai mặt theo toàn bộ chiều cao.
3. Trong buồng đốt có các giàn ống và có tái tuần hoàn khối vào phần trên theo lượng 10%. Kết cấu buồng đốt lấy theo ví dụ 4.15 theo phương án có tỷ số các cạnh $a_T/b_T = 2$, các số liệu để tính toán cũng lấy theo ví dụ 4.15. Khối tái tuần hoàn có $\alpha_{trich} = 1,20$ và nhiệt độ 400°C.

Bài 4.19. Đối với lò hơi có năng suất hơi 138,9 kg/s. Hãy xác định độ tăng thể tích buồng đốt lớn hơn so với thể tích cần thiết tối thiểu theo các điều kiện cháy kiệt khi có các giàn ống trên tường (phương án 1) và khi có giàn ống trên tường và một giàn ống hấp thụ hai mặt đặt ở toàn bộ chiều cao buồng đốt (phương án 2). Các điều kiện bài toán lấy theo ví dụ 4.14, bề rộng buồng đốt 16,08 m, chiều sâu 8,64 m, bề mặt tường bên 198 m², $F_{CT} = 1301,6$ m². Ứng suất nhiệt cho phép của thể tích buồng đốt $q_v = 162,8$ MW/m³.

4.4. TÍNH TOÁN CÁC BỀ MẶT HẤP THỤ NHIỆT TRONG BUỒNG ĐỐT

Nhiệt lượng do các bề mặt đốt bức xạ bố trí trong buồng đốt hấp thụ được xác định trên cơ sở tính toán buồng đốt theo vùng hoặc qua tính toán nhiệt toàn bộ buồng đốt.

Khi sử dụng các kết quả tính toán đã biết để xác định nhiệt hấp thụ của bề mặt bức xạ $Q_{p,n}$ (kJ/kg), cần sử dụng công thức:

$$Q_{p,n} = q_l F_{l,p,n} / B_p \quad (4.33)$$

Nếu bề mặt nhận nhiệt bằng bức xạ được đặt không ở một vùng mà ở một vài vùng thì (4.33) có dạng:

$$Q_{p,n} = \frac{q'_1 F_{1pn}}{B_p} + \frac{q'_2 F_{2pn}}{B_p} \quad (4.34)$$

ở đây các chỉ số (') và (") là của các vùng, có bố trí bề mặt nhận nhiệt bức xạ.

Cường độ dòng nhiệt hấp thụ q_1 , kW/m², được xác định đối với từng vùng, có tính đến hệ số hiệu quả nhiệt của bề mặt bức xạ ở vùng đó ψ_p , hệ số bức xạ của môi trường khí trong vùng đó ε và nhiệt độ trung bình của khối ở vùng đó T_{cp} , K theo công thức:

$$q_1 = 5,67 \cdot 10^{-11} \psi \cdot \varepsilon \cdot T_{cb}^4 \quad (4.35)$$

Nếu biết nhiệt hấp thụ của vùng Q_B , kJ/kg, thì lượng nhiệt hấp thụ của bề mặt nhận nhiệt bức xạ ở vùng đó có thể tìm được từ biểu thức:

$$Q_{p,n} = Q_B \cdot \eta_{CT} \cdot F_{p,1} \psi_{p,n} / \Sigma F \psi \quad (4.36)$$

ở đây η_{CT} - hệ số phân bố nhiệt hấp thụ giữa các tường của buồng đốt theo chu vi của nó, được chọn như sau: Khi bố trí các vòi đốt một dãy trên tường phía sau của buồng đốt $\eta_{CT,s} = 1,1$, đối với tường trước $\eta_{CT,l} = 0,9$; đối với các tường bên và ở các trường hợp khác $\eta_{CT} = 1,0$.

Khi sử dụng số liệu của tính toán nhiệt toàn bộ buồng đốt thì các đặc tính nhiệt được coi như là đã biết trước dòng nhiệt hấp thụ trung bình q_1 (kW/m²) và suất hấp thụ nhiệt của giàn ống buồng đốt Q_1 (kJ/kg).

Khi đó, với bề mặt nhận nhiệt bằng bức xạ mà ta quan tâm, cường độ hấp thụ nhiệt của nó có thể tính từ biểu thức:

$$Q_{p,n} = Q_1 \eta_B \eta_{CT} \psi_{p,n} F_{p,n} / \psi_{tb} F_{CT} \quad (4.37)$$

ở đây η_B - hệ số hấp thụ nhiệt không đều theo chiều cao buồng đốt (hình P3 ở phụ lục); F_{CT} - toàn bộ bề mặt các tường buồng đốt, m².

Khi thực hiện tính toán đối với tất cả các bề mặt hấp thụ bức xạ của buồng đốt, cần tuân theo điều kiện:

$$\Sigma Q_{pn} = Q_1$$

Ví dụ 4.18. Trong buồng đốt lò hơi E-500-13,8 GM ($p = 13,8$ MPa, $t_{q,nh} = 560^\circ\text{C}$) có bộ quá nhiệt bức xạ (PIII), được chế tạo từ 6 tấm hình U - nằm ngang (theo một trên các tường bên ở $b_T = 7,68$ m và theo hai trên các tường trước và tường sau $a_T = 13,52$ m), được đặt phía trên các giàn sinh hơi đặt đứng. Các panel có 30 ống $\phi 36 \times 5$ mm và với bước $s = 40$ mm (bề rộng tấm 1160

mm). Cường độ dòng nhiệt trong vùng này $q_d = 157,6 \text{ kW/m}^2$. Mức đặt bên dưới của các panel so với đáy buồng đốt 11,5 m.

Hãy xác định lượng nhiệt hấp thụ của bộ quá nhiệt bức xạ tăng lên bao nhiêu lần nếu dịch chuyển nó xuống dưới 4,0 m tới vùng có dòng nhiệt $q'_1 = 235,7 \text{ kW/m}^2$. $B_p = 9,25 \text{ kg/s}$.

Bài giải: 1. Xác định bề mặt bộ quá nhiệt bức xạ:

$$F_{l,p,n} = 1,160 \cdot 2 \cdot 7,68 \cdot 0,98 + 1,160 \cdot 2 \cdot 13,52 \cdot 0,98 \cdot 2 = 96,4 \text{ m}^2$$

2. Xác định nhiệt hấp thụ của bộ quá nhiệt bức xạ ở phương án đầu:

$$Q'_{p,n} = \frac{157,6 \times 96,4}{9,25} = 1642 \text{ kJ/kg}$$

3. Như vậy khi dịch chuyển bộ quá nhiệt bức xạ PIII xuống dưới 4,0 m, trong trường hợp này PIII được đặt ở vùng mà ở đó $q_{1,z} = 235,7 \text{ kW/m}^2$. Khi đó:

$$Q''_{p,n} = 235,7 \cdot 96,4 / 9,25 = 2456 \text{ kJ/kg}$$

Do đó, với sự dịch chuyển bộ quá nhiệt bức xạ PIII xuống dưới lượng nhiệt hấp thụ tăng đột biến.

BÀI TẬP

Bài 4.20. Lượng nhiệt hấp thụ của bộ quá nhiệt bức xạ trong ví dụ 4.19 thay đổi thế nào, chế tạo từ hai ống có hình U kép đường kính $\phi 42 \text{ mm}$, bước 45 mm, bán kính uốn bên trong 105 mm, có tất cả 20 ống. Bố trí một tấm trong vùng II, tấm thứ hai trong vùng III theo toàn bộ chu vi buồng đốt, các dòng nhiệt trong các vùng lấy theo ví dụ 4.19: $q_{12} = 235,7$ và $q_{13} = 157,6 \text{ kW/m}^2$.

Bài 4.21. Đối với các điều kiện ở ví dụ 4.21, xác định nhiệt hấp thụ của tấm chắn buồng đốt khi đốt khí tự nhiên (phụ lục, bảng P2, nhiên liệu số 8).

Chương 5

TÍNH TOÁN HÀM LƯỢNG CHẤT ĐỘC HẠI CÓ TRONG SẢN PHẨM CHÁY

5.1. CÁC TÍNH TOÁN HÀM LƯỢNG KHÍ OXIT NITƠ TẠO THÀNH

Trong các buồng đốt của các lò hơi, khi nhiên liệu bị đốt cháy sẽ tạo thành các oxit nitơ NO và đioxit nitơ NO₂, ngoài ra ở đầu ra ống khói có oxit NO vào khoảng 95% của tổng các oxit NO_x = NO + NO₂. Oxy hoá NO thành NO₂ xảy ra trong môi trường ở quá trình phân bố ngọn lửa khói bởi có oxy tự do (ozon) của không khí. Bởi vậy phát thải các oxit nitơ theo khối lượng từ các lò hơi được tính toán theo NO₂. Trong các khói của nhà máy điện nồng độ của chúng thường bằng 0,2 ÷ 1,2 g/m³.

Các oxit nitơ tạo thành khi cháy nhiên liệu ở tâm ngọn lửa bằng ba cách có thể:

Các oxit nitơ nhiên liệu tạo thành ở môi trường khói 800 ÷ 2100K do nitơ có trong nhiên liệu (N^p);

Các oxit nitơ nhiệt được tạo thành ở các nhiệt độ cao của ngọn lửa (lớn hơn 1600K) do oxy hoá nitơ không khí.

Các oxit nitơ nhanh do khi tiếp xúc các hợp chất hydrocacbon trung gian của nhiên liệu (khi đốt cháy khí và mazut) với nitơ của không khí đi vào vòi đốt ở vùng cháy đầu của ngọn lửa ở nhiệt độ cao hơn 1000K.

Theo hướng dẫn ở mục 5.1.1 và 5.1.2, ta xác định các oxit nitơ tạo thành khi đốt nhiên liệu rắn và mazut. Tính toán các oxit nitơ khi đốt khí tự nhiên đưa ra trong mục 5.1.3.

5.1.1. Sự tạo thành các oxit nitơ

Các đặc tính quyết định sự tạo thành các oxit nitơ nhiệt là nhiệt độ cực đại của ngọn lửa T_M và khoảng nhiệt độ phản ứng ΔT_p, giá trị tính toán T_M phụ thuộc vào nhiệt độ cháy đoạn nhiệt quy ước ở vùng cháy T'_a:

$$T'_a = \frac{Q'_T}{V_r^0 c_r + 1,016(\alpha_c - 1)V_B^0 c_B} + 273 \quad (5.1)$$

ở đây $Q'_T = Q^p_H \cdot 10^3 + Q_{r,n} + Q_l$ - nhiệt lượng toả ra trong vùng cháy, kJ/kg; Q^p_H - nhiệt trị cháy, MJ/kg; c_r, c_B - các nhiệt dung của khối và không khí ở nhiệt độ cháy đoạn nhiệt, kJ/(m³.K); α_c - hệ số dư không khí trong vùng cháy: khi có lọt không khí vào buồng đốt $\Delta\alpha_T$ ta lấy như sau: $\alpha_c = \alpha_T - 0,5\Delta\alpha_T$, đối với các lò hơi kín khối $\alpha_c = \alpha_T$.

Hiệu quả của tái tuần hoàn khối tới mức nhiệt độ được xét đến khi tính nhiệt độ cực đại của ngọn lửa.

Nhiệt dung trung bình các sản phẩm cháy và không khí được xác định theo các công thức:

Khi đốt nhiên liệu rắn:

$$c_r = (1,59 + 0,004 W^n) + 0,14k_r; \quad (5.2a)$$

Khi đốt khí tự nhiên:

$$c_r = 1,57 + 0,134 k_r; \quad (5.2b)$$

Khi đốt mazut:

$$c_r = 1,58 + 0,122k_r; \quad (5.2c)$$

ở đây: $W^n = W^p/Q^p_H$ - độ ẩm quy dẫn của nhiên liệu, % kg/MJ;

$k_r = (t_a - 1200)/1000$ - hệ số nhiệt độ của sự thay đổi nhiệt dung;

t_a - nhiệt độ đoạn nhiệt dự tính, °C.

Nhiệt dung của không khí ở nhiệt độ cao:

$$c_k = 1,46 + 0,092 k_k; \quad (5.3)$$

Nhiệt độ đoạn nhiệt cần có để tính toán các nhiệt dung được tìm theo công thức:

Đối với nhiên liệu rắn:

$$t_a = \frac{1800}{\alpha_c} (1 + 10^{-5} Q'_T); \quad (5.4a)$$

Đối với mazut và khí tự nhiên:

$$t_a = \frac{1950}{\alpha_c} (1 + 0,36 \cdot 10^{-5} Q'_T) \quad (5.4b)$$

Độ chênh cho phép giữa chọn sơ bộ và giá trị thu được ($T'_a - 273$) lấy theo (5.1) không được vượt quá 50°C, khi cần thiết phải lấy giá trị mới $t_a = T'_a - 273$ và tính chính xác tại các giá trị c_r và c_B .

Nhiệt độ cực đại ở vùng cháy được tìm theo công thức có tính đến toả nhiệt cho các giàn, mức độ cháy kiệt của nhiên liệu và ảnh hưởng của tái tuần hoàn khối:

$$T_M = \beta_{cr} T'_a (1 - \psi_{e,r})^{0,25} (1 - r^{1+nr})m$$

ở đây β_{cr} - phần nhiên liệu cháy kiệt ở phần tử đầu ra vòi đốt so với cháy hoàn toàn ở nhiệt độ cao, các giá trị β_{cr} được lấy đối với nhiên liệu rắn $0,95 \div 0,97$ (các giá trị lớn hơn đối với các nhiên liệu dễ cháy), đối với khí tự nhiên và mazut $0,97 \div 0,99$; $\psi_{c,r}$ - hệ số hiệu quả nhiệt của giàn ống trong vùng tâm ngọn lửa (xem bài 4.1). Khi cần phải trung bình hoá độ hấp thụ nhiệt của các giàn ống thì cần lấy biên trên của vùng cháy ở 1,5 m cao hơn dây vòi đốt trên cùng; r - tỉ lệ phần tái tuần hoàn khối trong vùng buồng đốt; n - hệ số tính đến phương pháp đưa khối tái tuần hoàn vào buồng đốt: $n = 6,5$ - đưa vào qua ống phun bố trí dưới các vòi đốt; $n = 5,0$ - đưa vào qua khe vành xung quanh vòi đốt; $n = 3,0$ - khi trộn khối với không khí nóng trước khi đốt, hay ở đầu vào giữa các khe trung tâm và đỉnh của vòi đốt; m_r - hệ số tính đến loại vòi đốt: $m_r = 1$ - đối với các vòi đốt xoáy, $m_r = 0,95(25/w_B)^{0,2}$ - đối với các vòi đốt thẳng, ở đây w_B - tốc độ không khí ra khỏi vòi đốt, m/s; $m_r = 0,985$ - đối với các vòi đốt bố trí dưới đáy buồng đốt, cấp không khí xoáy + thổi thẳng.

Thời gian lý thuyết đạt tới nồng độ cân bằng của oxit nitơ NO ở nhiệt độ phản ứng T_M :

$$\tau_0 = 0,024 \exp(54290/T_M - 23) \quad (5.6)$$

Thời gian tính toán của phản ứng tạo thành oxit nitơ trong buồng đốt:

$$\tau_p = \frac{\Delta T_p}{T_B' T_T''} \left(\frac{q_f \Pi}{300} \right)^{0,5} \tau_{luu} \quad (5.7)$$

ở đây ΔT_p - khoảng nhiệt độ phản ứng hữu hiệu tạo thành oxit nitơ, K, phụ thuộc vào giá trị T_M và được xác định từ biểu thức:

$$\Delta T_p = \frac{T_M^2 \cdot 10^{-5}}{0,614 + T_M \cdot 10^{-5}} \quad (5.8)$$

$q_f = \frac{B}{\alpha_f} \cdot \frac{Q_p^p}{b_f}$ - ứng suất nhiệt trung bình tiết diện buồng đốt MW/m²;

$\Pi = 2a_T + 2b_f$ - chu vi tính toán các tường của buồng đốt hình lăng trụ, m (khi có giàn ống hấp thụ hai mặt thì bề rộng của nó tăng gấp hai);

T_T'' - nhiệt độ tuyệt đối của khối ở đầu ra buồng đốt, K, lấy từ tính toán nhiệt của lò hơi.

τ_{luu} - thời gian lưu lại của khối trong buồng đốt, s:

$$\tau_{luu} = \frac{273\xi}{q_v \bar{T}_r v_f^n \alpha_r (1+r)} \quad (5.9)$$

ở đây $q_v = \frac{B \cdot Q_H^p}{V_T}$ ứng suất nhiệt thể tích buồng đốt, MW/m³.

$\overline{T_r} = 0,84 \left[(T_M)^4 + (T_r'')^4 \right]^{0,25}$ - nhiệt độ tính toán trung bình của khối trong thể tích buồng đốt, K; v''_r - thể tích quy đổi của khối ở $\alpha = 1$, m³/MJ; trong các tính toán lưu ý với than antraxit và bán antraxit $v''_r = 0,273$ m³/MJ, đối với các nhiên liệu rắn còn lại $v''_r = 0,278 + 0,001 W^n$; đối với mazut 0,281 m³/MJ, đối với khí tự nhiên 0,3 m³/MJ; ξ - hệ số điện chảy tiết diện buồng đốt bởi dòng khối đi lên từ các vòi đốt xoáy đối nhau $\xi = 0,8$, cũng như vậy khi bố trí ở tường trước $\xi = 0,75$, khi bố trí tiếp tuyến các vòi đốt thẳng dòng $\xi = 0,70$, đối với các vòi mở đốt bố trí ở đáy buồng đốt $\xi = 0,90$.

Nồng độ oxit nitơ tạo thành do phản ứng nhiệt trong vùng tâm của vòi đốt, tính đối theo dioxit nitơ NO₂^{TP}, g/m³, được xác định theo công thức:

$$NO_2^{TP} = 7,03 \cdot 10^3 C_{O_2}^{0,5} \exp(-10860/T_M) \frac{\tau_p}{\tau_0} \quad (5.10)$$

ở đây C_{O₂} - nồng độ oxy còn lại (dư) trong vùng phản ứng (kg/m³), được xác định theo công thức:

$$CO_2 = \frac{0,21 V_B^0 [(\alpha_c - 1) + r(\alpha_{yx} - \alpha_c)] p_{O_2}}{[V_r^0 + (\alpha_c - 1) V_B^0] (1 + r)} \quad (5.11)$$

ở đây α_{yx} - hệ số dư không khí trong khối tái tuần hoàn.

$p_{O_2} = 1,428$ kg/m³ - tỷ khối của oxy ở áp suất khí quyển. Trong các trường hợp giá trị $\alpha_c - 1$ là nhỏ hơn 0,02 ta quy ước lấy nó không đổi và bằng 0,02.

5.1.2. Nồng độ các oxit nhiên liệu và các oxit nitơ nhanh. Nồng độ tổng của các oxit nitơ trong khói

Sự tạo thành dạng này của các oxit nitơ xảy ra trong dải nhiệt độ 800 + 2100K và cường độ lớn nhất có trong vùng 1850K. Lượng các oxit nitơ nhiên liệu NO^{II}₂ xuất hiện trong vùng này phụ thuộc nhiều vào hệ số dư không khí (ở mức độ 2), phụ thuộc không mạnh vào nhiệt độ (có hàm số mũ 0,33) và hàm lượng nitơ có trong nhiên liệu N^p.

Các công thức tính toán đối với hai vùng nhiệt độ có dạng sau:

- ở các giá trị nhiệt độ $2100 > T_M \geq 1850K$:

$$NO_2^{II} = (0,40 - 0,1N^p) N^p \left(\frac{\alpha_c + r}{1 + r} \right)^2 \left(\frac{2100 - T_M}{125} \right)^{0,33} \quad (5.12)$$

- ở các giá trị nhiệt độ $1850 > T_M > 800K$:

$$NO''_2 = 1,25 (0,40 - 0,1N^p) N^p \left(\frac{\alpha_c + r}{1 + r} \right)^2 \left(\frac{T_M - 800}{1000} \right)^{0,33} \quad (5.13)$$

Các công thức (5.12) và (5.13) được tính đồng thời tới tính toán tạo thành các oxit nitơ nhanh.

Nồng độ tổng cực đại của các oxit nitơ ở tải định mức của lò hơi bằng:

$$NO_2^0 = NO_2^{Tp} + NO_2'' \quad (5.14)$$

Ở phụ tải giảm tổng lượng các NO_x được xác định theo công thức:

$$NO_x = NO_x^{Tp} (D/D_{dm}) + NO_2'' (D/D_{dm})^{0,5} \quad (5.15)$$

ở đây D/D_{dm} - tỷ số phụ tải tính toán của lò hơi so với định mức.

Khi chuyển sang đốt nhiên liệu hai cấp (không đốt theo đúng tỷ lượng), tính toán nhiệt độ cực đại của ngọn lửa T_M theo công thức (5.5) đối với vùng cháy thứ nhất (bên dưới) của nhiên liệu. Hệ số dư không khí trong các vò đốt của vùng đầu được xác định theo phân bố đã cho của cấp không khí theo các vùng và phân bố tương ứng của nhiên liệu và được xác định theo công thức:

$$\alpha_c^I = \frac{\alpha_T - 0,5\Delta\alpha_T - \beta_{2I}}{\overline{B}_1} \quad (5.16)$$

ở đây β_2 - phần không khí đi vào cấp đốt thứ hai của quá trình cháy; $\overline{B}_1 = B_1/B$ - phần nhiên liệu đi vào vùng thứ nhất. Khi tồn tại các vò đốt cấp 3, có xét đến hiệu suất của xyclon $\overline{B}_1 = 0,88 + 0,94$. Hệ số dư không khí trong các vò đốt của vùng cháy thứ hai:

$$\alpha''_c = B_2 + 0,5\Delta\alpha_T \quad (5.17)$$

Phần nhiên liệu cháy ở vùng cháy đầu (vùng dưới) được xác định bằng lượng không khí tương đối ở vùng thứ nhất, có tính đến mức độ cháy không hoàn toàn:

$$\beta'_{cr} = 0,95\alpha_c^I \quad (5.18)$$

Việc tính toán nhiệt độ T_M tiến hành theo (5.5) đối với giá trị β'_{cr} . Nhiệt độ cháy đoạn nhiệt được xác định theo (5.1) với hệ số dư không khí ở đầu ra vùng cháy bên trên, có nghĩa theo $\alpha_c = \alpha_T - 0,5\Delta\alpha_T$ không phụ thuộc vào việc tổ chức cháy theo cấp. Các trường hợp còn lại tính toán trùng với tính toán được đưa ra ở trên.

5.1.3. Các đặc điểm tính toán NO_x tạo thành khi đốt cháy khí tự nhiên

Việc đốt khí tự nhiên đặc trưng bởi quá trình xảy ra phản ứng cháy nhanh hơn, do đó vùng cháy hữu hiệu ngắn lại và nhiệt độ cực đại tăng. Vì vậy trong

nhiều trường hợp (ở các điều kiện khác nhau) nồng độ oxit nitơ thu được cao hơn một chút so với khi đốt cháy mazut (gần như $\text{NO}_2^{\text{khí}} = 1,3\text{NO}_2^{\text{mazut}}$). Do trong khí tự nhiên không tồn tại ni tơ nhiên liệu, nằm trong các gốc phản ứng, nhưng khi xuất hiện các hợp chất khi đốt khí chỉ có thể tạo ra các oxit nitơ tức thì NO_2^σ .

Khi tính oxit nitơ nhiệt, cần xuất phát từ phương pháp được đưa ra ở mục 5.1.1. Tính toán nhiệt độ cực đại được tiến hành theo (5.5), nhưng để tính toán tốc độ phản ứng cháy cao ta đưa vào hiệu chỉnh và nhiệt độ tính toán lấy:

$$T'_M = 1,017 T'_M \quad (5.19)$$

ở đây T_M – nhiệt độ cực đại theo (5.5), K.

Việc tính toán các oxit nitơ nhanh thực hiện theo công thức:

$$\text{NO}_2^\sigma = 0,1 \left(\frac{\alpha_c + r}{1 + r} \right)^2 \left(\frac{T_M - 800}{1000} \right)^{0,33} \quad (5.20)$$

Do khả năng phản ứng cao của nhiên liệu khí, việc tái tuần hoàn khối r không tính đến trong công thức (5.5) khi đưa khối qua các khe. Nồng độ tổng của các oxit nitơ bằng:

$$\text{NO}_2^0 = \text{NO}_2^{\text{TP}} + \text{NO}_2^\sigma \quad (5.21)$$

Ví dụ 5.1. Hãy xác định lượng các oxit nitơ từ lò hơi ПП-1000-25-545 K (ТПП-312А), khi đốt than Donxnhex thải xỉ lỏng và khí tự nhiên. Khi tính toán ta lấy các số liệu ban đầu sau:

	Than Donxnhex	Khí tự nhiên
Nhiệt lượng cháy	$Q^p_x = 20,47 \text{ MJ/kg}$	$Q^p_x = 37,3 \text{ MJ/kg}$
Nhiệt độ không khí	384°C	370°C
Lượng tái tuần hoàn khối	-	0,1
Hệ số dư không khí ở đầu ra từ buồng đốt	1,15	1,10
Hệ số dư không khí ở các khí tuần hoàn	-	1,17
Nhiệt độ các khí ở đầu ra từ buồng đốt	1190°C	1210°C
Ứng suất nhiệt của tiết diện		$q_r = 4,86 \text{ MW/m}^2$
Chu vi của buồng đốt		$\Pi = 51,9 \text{ m}$
Độ lọt không khí lạnh vào buồng đốt		$\Delta\alpha_T = 0,1$

Bài giải: Theo số liệu ban đầu, từ bảng P1 và bảng P2 của phụ lục ta tìm được: đối với nhiên liệu rắn $V^0_r = 6,28 \text{ m}^3/\text{kg}$, $V^0_k = 5,83 \text{ m}^3/\text{kg}$; đối với khí tự nhiên $V^0_k = 11,16 \text{ m}^3/\text{m}^3$, $V^0_r = 9,96 \text{ m}^3/\text{m}^3$.

1. Entanpi của không khí nóng theo (4.22):

Đối với nhiên liệu rắn $Q_{r,B} = 0,95 \cdot 3030,7 = 2879 \text{ kJ/kg}$, khi đó lấy độ lợ không khí lạnh trong hệ thống chế biến bột than $\Delta\alpha_{\text{Hl}} = 0,1$, khi đó hệ số dư không khí nóng bằng $\alpha_{r,B} = 1,15 - 0,1 - 0,1 = 0,95$.

Đối với khí tự nhiên $Q_{r,B} = 1,0 \cdot 4992 \text{ kJ/m}^3$; nhiệt vật lý của nhiên liệu không tính đến do quá nhỏ.

2. Tính toán các oxit nitơ khi đốt than Donxnhex. Nhiệt độ cháy đoạn nhiệt tính theo:

$$Q'_T = 20,47 \cdot 10^3 + 2879 = 23349 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Do đó: } t_a = \frac{1800}{1,1} (1 + 0,2335) = 2018^\circ\text{C}$$

Nhiệt dung của khối và không khí với:

$k_t = (2018 - 12000/1000 = 0,818$; độ ẩm của nhiên liệu $W^p = 8\%$ và quy đổi $W^n = 8/20,47 = 0,39$; khi đó:

$$c_r = (1,59 + 0,004 \cdot 0,39) + 0,14 \cdot 0,818 = 1,706 \text{ kJ/(m}^3 \cdot \text{K)}$$

$$c_B = 1,46 + 0,092 \cdot 0,818 = 1,535 \text{ kJ/(m}^3 \cdot \text{K)}$$

Nhiệt độ đoạn nhiệt tính toán:

$$T'_a = \frac{23349}{6,28 \times 1,706 + 1,016(1,1 - 1)5,83 \times 1,535} + 273 = 2010 + 273 = 2283\text{K}$$

Nhiệt độ cực đại trong vùng cháy được lấy ở $\beta_{cr} = 0,965$, bởi vì buồng đốt thải xỉ lỏng, các giàn ống của buồng đốt trong vùng cháy ở độ cao 5,5 m được bọc phủ. Hiệu quả nhiệt trung bình của vùng được xác định theo mục 4.1.9. Hệ số bám bẩn quy ước của phần giàn ống bị bọc phủ:

$$\xi_\phi = 0,53 - 0,25 \frac{1230}{1000} = 0,22;$$

$$\psi_{e,r} = \frac{0,22 \times 285,5 + 149,6(0,2 + 0,45)}{285,5 + 2 \times 149,6} = 0,273$$

$$T_M = 0,965 \cdot 2283(1 - 0,273)^{0,25} = 2030\text{K};$$

Khoảng nhiệt độ của phản ứng tạo thành các oxit nitơ:

$$\Delta T_p = \frac{2030^2 \cdot 10^{-5}}{0,614 + 0,0203} = 64,9 \text{ s};$$

Thời gian tính toán phản ứng trong buồng đốt:

$$\tau_{\text{luu}} = \frac{272 \times 0,8}{0,155 \times 1810 \times 0,1784 \times 1,15} = 2,3 \text{ s};$$

Nhiệt độ trung bình của khối trong buồng đốt:

$$\overline{T_r} = 0,8 (2030^4 + 1463^4)^{0,25} = 1810\text{K}$$

Khi đó:

$$\tau_r = \frac{64,9}{2283 - 1463} \left(\frac{4,86 \times 51,9}{300} \right)^{0,5} 2,3 = 0,164 \text{ s}$$

Thời gian lý thuyết đạt của cân bằng

$$\tau_0 = 0,024 \exp(54\,290/2030 - 23) = 1,01 \text{ s}$$

Nồng độ các oxit nitơ nhiệt:

$$\text{CO}_2 = \frac{0,21 \times 5,83 \times 0,1 \times 1,428}{6,28 + 0,1 \times 5,83} = 0,025 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{NO}_2^{\text{TP}} = 7030 \cdot 0,025^{0,5} \exp(-10\,860/2030) \frac{0,164}{1,01} = 0,84 \text{ g/m}^3$$

Các oxit nitơ nhiên liệu và nhanh theo lượng nitơ có trong nhiên liệu $\text{N}^p = 1\%$;

$$\text{NO}_2^{\text{II}} = (0,40 - 0,1 \times 1) \cdot (1,1)^2 \left(\frac{42100 - 2030}{125} \right)^{0,33} = 0,30 \text{ g/m}^3$$

Tổng lượng các oxit nitơ khi thải xi lỏng:

$$\text{NO}_2^0 = 0,84 + 0,30 = 1,14 \text{ g/m}^3$$

3. Tính toán lượng phát thải oxit nitơ khi đốt khí tự nhiên.

Nhiệt độ cháy đoạn nhiệt có thể bỏ qua tái tuần hoàn:

$$Q'_r = 37,3 \cdot 10^3 + 4992 = 42292 \text{ kJ/m}^3$$

$$\alpha_c = 1,1 - 0,5 \cdot 0,1 = 1,05;$$

$$t_a = \frac{1950}{1,05} (1 + 0,36 \cdot 0,423) = 2135^\circ\text{C}$$

Nhiệt dung của khối và không khí:

$$k_t = \frac{2135 - 1200}{1000} = 0,935;$$

$$c_r = 1,57 + 0,134 \cdot 0,935 = 1,695 \text{ kJ/(m}^3 \cdot \text{K)}$$

$$c_B = 1,46 + 0,092 \cdot 0,935 = 1,546 \text{ kJ/(m}^3 \cdot \text{K)}$$

Nhiệt độ đoạn nhiệt tính toán:

$$\begin{aligned} T'_a &= \frac{42292}{11,6 \times 1,695 + 1,016 (1,05 - 1) 9,96 \times 1,546} + 273 = 2147 + 273 \\ &= 2420\text{K}. \end{aligned}$$

Nhiệt độ cực đại trong vùng cháy theo (5.5): Khi đốt khí tự nhiên có xảy ra cháy một phần nào đó của lớp trát tường, ta lấy hiệu quả nhiệt của tường trong vùng trát $\psi_{cr} = 0,3$, khi đó hiệu quả nhiệt tính toán của vùng cháy:

$$\psi_{x,r} = \frac{0,3 \times 285,5 + (0,2 + 0,45)149,6}{584,7} = 0,313;$$

$$T_M = 0,97 \cdot 2420(1 - 0,313)^{0,25}(1 - 0,1^{1+3,0,0,2}) = 2030K;$$

$$T'_M = 1,01 \cdot 2030 = 2050K;$$

Khoảng nhiệt độ của phản ứng tạo thành oxit nitơ:

$$\Delta T_p = \frac{2050^2 \cdot 10^{-5}}{0,614 + 0,0205} = 66,3K;$$

$$T_r = 0,84 (2050^4 + 1483^4)^{0,25} = 1814K;$$

Thời gian tính toán của phản ứng trong buồng đốt:

$$\tau_{luo} = \frac{273 \times 0,8}{0,155 \times 1814 \times 0,3 \times 1,1 (1 + 0,1)} = 2,15 \text{ s};$$

$$\tau_p = \frac{66,3}{2420 - 1483} \left(\frac{4,86 \times 51,9}{300} \right)^{0,5} 2,15 = 0,138 \text{ s};$$

Thời gian lý thuyết đạt được sự cân bằng:

$$\tau_0 = 0,024 \exp(54290/2050 - 23) = 0,78 \text{ s}$$

$$CO_2 = \frac{0,21 \times 9,96 (0,058 + 0,1 \times 0,12)}{11,16 + 0,05 \times 9,36) 1,1} = 0,0144 \text{ kg/m}^3;$$

Nồng độ oxit nitơ nhiệt khi này ở C_{O_2} sẽ là:

$$NO_2^{TP} = 7030 \cdot 0,0144^{0,5} \exp(-10860/2050) \frac{0,138}{0,78} = 0,735 \text{ g/m}^3;$$

Các oxit nitơ nhanh:

$$NO_2^{\sigma} = 0,1 \left(\frac{1,05 + 0,1}{1,1} \right)^2 \left(\frac{12050 - 800}{1000} \right)^{0,33} = 0,118 \text{ g/m}^3$$

Tổng lượng các oxit nitơ khi đốt cháy khí tự nhiên có tái tuần hoàn.

$$NO_2^{\sigma} = 0,735 + 0,118 = 0,853 \text{ g/m}^3$$

Ví dụ 5.2. Ở lò hơi trong ví dụ 5.1, khi đốt than Donxnhex khi cấp bột than từ vòi đốt dùng không khí nóng, còn tác nhân sấy với lượng $r_{c,n} = 0,2$ đi vào các vòi gió cấp 3 bố trí ở tường bên của buồng đốt, tức là tương tự sơ đồ cháy 2 cấp nhiên liệu. Hãy xác định sự tạo thành các oxit nitơ đối với sơ đồ này, nếu lấy tất cả các thông số khác như nhau, để so sánh.

Bài giải: Hệ số dư không khí trong vùng cháy, trước khi hỗn hợp với dòng gió cấp 3 (quy ước là cấp 1) bằng:

$$\alpha'_c = \frac{1,15 - 0,05 - 0,2}{0,9} = 0,994$$

Nếu lấy hiệu suất của xyclon 0,9, khi đó $\bar{B}_1 = 0,9$.

$$\beta'_{cr} = 0,95 \cdot 0,994 = 0,944$$

Giá trị $T'_a = 2283K$. Nhiệt độ cực đại tính toán:

$$T_M = 0,944 \cdot 2283(1 - 0,273)^{0,25} = 1990K;$$

Khoảng nhiệt độ của phản ứng:

$$\Delta T_p = \frac{1990^2 \cdot 10^{-5}}{0,614 + 0,02} = 62,5^\circ C;$$

Thời gian tính toán của phản ứng trong buồng đốt:

$$\tau_p = \frac{62,5}{2283 - 1463} \left(\frac{4,86 \times 51,9}{300} \right)^{0,5} 2,3 = 0,158 \text{ s};$$

Thời gian lý thuyết đạt tới cân bằng:

$$\tau_0 = 0,024 \exp(54\,290/1990 - 23) = 1,73 \text{ s}$$

Nồng độ oxy còn lại ở vùng đầu tiên:

$$CO_2 = \frac{0,21 \times 5,83 \times 0,2 \times 1,428}{6,28 + 0,02 \times 5,83} = 0,0055 \text{ kg/m}^3$$

Nồng độ tính toán của các oxit nitơ nhiệt:

$$NO_2^{TP} = 7030 \cdot 0,0055^{0,5} \exp(-10\,860/1990) \frac{0,158}{1,73} = 0,203 \text{ g/m}^3$$

Tổng lượng các oxit nitơ

$$NO_2^{II} = (0,40 - 0,1) (0,994)^2 \left(\frac{2100 - 1990}{125} \right)^{0,33} = 0,278 \text{ g/m}^3$$

Tổng lượng các oxit nitơ

$$NO_2^0 = 0,203 + 0,278 = 0,481 \text{ g/m}^3$$

Lượng NO_2 so sánh với phương án đầu (đốt cháy một cấp) bằng $0,481/1,14 = 0,422$, tức giảm xuống tới 2,37 lần.

Ví dụ 5.3. Hãy so sánh tổng lượng các oxit nitơ có thể sinh ra từ lò hơi đốt dầu mazut IIII-1000-25-545GM (TGMP-314A) có tái tuần hoàn kín khối 5 và 15% qua các khe dưới vòi đốt và vào khe vành bao vòi đốt. Khi tính toán lấy các số liệu sau:

Nhiệt trị cháy mazut	39,08 MJ/kg
Nhiệt độ không khí nóng	325°C
Hệ số dư không khí ở đầu ra buồng đốt	1,03
Độ lọt không khí trong buồng đốt	0,05
Nhiệt độ khói ở đầu ra buồng đốt	1180° C
Ứng suất nhiệt của tiết diện buồng đốt	5,12 MW/m ²
Tiết diện của buồng đốt	17,3 × 8,77 m
	Chu vi Π = 52,14 m
Ứng suất nhiệt thể tích buồng đốt	194 kW/m ³

Bài giải: 1. Theo số liệu ban đầu từ phụ lục ta tìm được:

$$V^0_r = 10,98 \text{ m}^3/\text{kg}; V^0_B = 10,28 \text{ m}^3/\text{kg};$$

$$\text{Nhiệt lượng không khí nóng: } Q_{r,B} = (1,03 - 0,05) \cdot 4502 = 4411,8 \text{ kJ/kg};$$

$$Q^*_T = 39,08 \cdot 10^3 + 4411,8 = 43491,8 \text{ kJ/kg}; \alpha_c = 1,03 - 0,5 \cdot 0,05 = 1,005;$$

$$t_a = \frac{1950}{1,005} (1 + 0,36 \times 0,435) = 2244^\circ\text{C s}; k_t = (2244 - 1200)/1000 = 1,044;$$

$$c_r = 1,58 + 0,122 \cdot 1,044 = 1,707 \text{ kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K});$$

$$c_B = 1,46 + 1,044 \cdot 0,092 = 1,556 \text{ kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K});$$

2. Nhiệt độ đoạn nhiệt tính toán:

$$T^*_a = \frac{43492}{10,98 \times 1,707 + 1,016 (1,005 - 1) 10,28 \times 1,556} + 273$$

$$= 2221 + 273 = 2494\text{K};$$

3. Hệ số hiệu quả nhiệt của các tường vùng cháy (ở 1,5 m cao hơn hàng vòi đốt trên cùng):

$$\psi_{z,1} = \frac{357,2 \times 0,55 + 151,7 (0,1 + 0,55)}{357,2 + 2 \times 151,7} = 0,447$$

4. Nhiệt độ cháy cực đại tuần hoàn 5% qua các khe:

$$T_{M1} = 0,98 \cdot 2494 (1 - 0,447)^{0,25} (1 - 0,05^{1+6,5,0,05}) = 2070\text{K};$$

Khi có tái tuần hoàn 15%:

$$T_{M2} = 2110 (1 - 0,15^{1+6,5,0,15}) = 2060\text{K};$$

$$\text{Hiệu: } T_{M1} - T_{M2} = 10\text{K};$$

Khi đưa 5% khối tái tuần hoàn vào vòi đốt:

$$T_{M3} = 2110 (1 - 0,05^{1+3 \cdot 0,05}) = 2043\text{K};$$

Khi tái tuần hoàn 15%:

$$T_{M4} = 2110(1 - 0,05^{1+3,0,15}) = 1975K;$$

Hiệu: $T_{M3} - T_{M4} = 68K.$

Như vậy thấy rõ rằng việc đưa khối tái tuần hoàn trực tiếp vào các vòi đốt làm giảm đáng kể nhiệt độ tính toán cực đại của ngọn lửa và ảnh hưởng lớn hơn của hệ số tái tuần hoàn đến sự tạo thành các oxit nitơ.

5. Khoảng nhiệt độ của phản ứng:

$$\Delta T_{p1} = \frac{2070^2 \cdot 10^{-5}}{0,614 + 0,0207} = 67,5^\circ C;$$

Trong các trường hợp còn lại: $\Delta T_{p2} = 66,8^\circ C$; $\Delta T_{p3} = 63,2^\circ C$; $\Delta T_{p4} = 61,5^\circ C.$

6. Nhiệt độ trung bình của khối trong buồng đốt:

$$T_{r1} = 0,84(2070^4 + 1453^4)^{0,25} = 1836K; T_{r2} = 1825K; T_{r3} = 1800K; T_{r4} = 1769K.$$

7. Thời gian tính toán các phản ứng trong buồng đốt τ_p :

$$\tau_{luu1} = \frac{273 \times 0,8}{0,194 \times 1836 \times 0,3 \times 1,05 \times 1,05} = 1,89 \text{ s};$$

$$\tau_{luu2} = 1,87 \text{ s}; \quad \tau_{luu3} = 1,83 \text{ s}; \quad \tau_{luu4} = 1,79 \text{ s};$$

$$\tau_{p1} = \frac{67,5}{2494 - 1453} \left(\frac{5,12 \times 52,14}{300} \right)^{0,5} 1,89 = 0,115 \text{ s};$$

$$\tau_{p2} = 0,118 \text{ s}; \quad \tau_{p3} = 0,125 \text{ s}; \quad \tau_{p4} = 0,133 \text{ s};$$

8. Thời gian lý thuyết đạt tới sự cân bằng:

$$\tau_{01} = 0,024 \exp(54\,290/2070 - 23) = 0,605 \text{ s};$$

$$\tau_{02} = 0,69 \text{ s}; \quad \tau_{03} = 0,86 \text{ s}; \quad \tau_{04} = 2,13 \text{ s};$$

9. Nồng độ oxy dư trong vùng cháy theo (5.11):

$$(CO_2)_{1,2} = 0,0061 \text{ kg/m}^3;$$

$$(CO_2)_{3,4} = 0,0058 \text{ kg/m}^3$$

10. Nồng độ oxit nitơ nhiệt:

$$(NO_2^{TP})_1 = 7030 \cdot 0,0061^{0,5} \exp(-10860/2070) \frac{0,115}{0,605} = 0,55 \text{ g/m}^3$$

$$(NO_2^{TP})_2 = 0,478 \text{ g/m}^3; (NO_2^{TP})_3 = 0,382 \text{ g/m}^3; (NO_2^{TP})_4 = 0,112 \text{ g/m}^3$$

11. Các oxit nitơ nhiên liệu và nhanh. Hàm lượng nitơ trong nhiên liệu $N^p = 0,3\%$:

$$(\text{NO}_2'')_1 = (0,40 - 0,03) \cdot 0,3 \left(\frac{1,005 + 0,05}{1,05} \right)^2 \left(\frac{2100 - 2070}{125} \right)^{0,33} = 0,07 \text{ g/m}^3$$

$$(\text{NO}_2'')_2 = 0,08 \text{ g/m}^3; (\text{NO}_2'')_3 = 0,088 \text{ g/m}^3; (\text{NO}_2'')_4 = 0,112 \text{ g/m}^3$$

12. Tổng lượng các oxit nitơ phát sinh:

$$(\text{NO}_2'')_1 = 0,55 + 0,07 = 0,62 \text{ g/m}^3; (\text{NO}_2'')_2 = 0,478 + 0,08 = 0,558 \text{ g/m}^3$$

$$(\text{NO}_2'')_3 = 0,382 + 0,088 = 0,47 \text{ g/m}^3; (\text{NO}_2'')_4 = 0,137 + 0,112 = 0,249 \text{ g/m}^3$$

Kết quả giảm lượng NO_2 do tăng tái tuần hoàn từ 5 tới 15% khi đưa khối qua các khe bằng $0,62/0,558 = 1,11$ lần, có nghĩa toàn bộ bằng 11,0% trong trường hợp đưa vào các vòi đốt bằng $0,47/0,249 = 1,887$ lần.

Ví dụ 5.4. Hãy so sánh tổng lượng của các oxit nitơ từ lò hơi trực lưu IIII - 1000-25-545GM (TGMP-314) và lò hơi bao hơi E-160-9,8-560GM (BKZ-160-100GM) khi đốt mazut có tái tuần hoàn khối 5% qua các khe dưới của vòi đốt. Lấy các số liệu ban đầu của nhiên liệu, các hệ số dư không khí ở cả hai lò hơi là như nhau và các điều kiện tương ứng của ví dụ 5.3. Các số liệu bổ sung của lò hơi bao hơi E-160-9,8-560 GM (BKZ-160-100GM) ($D = 160 \text{ T/h}$):

Nhiệt độ khối ra khỏi buồng đốt	1150°C
Tiết diện của buồng đốt	$7,1 \times 4,4 \text{ m}$
Chu vi	$\Pi = 23 \text{ m}$
Ứng suất nhiệt của tiết diện buồng đốt	$3,36 \text{ MW/m}^2$
Ứng suất nhiệt của thể tích buồng đốt	250 kW/m^3

Bài giải: Dựa trên các số liệu ban đầu, ta có:

Nhiệt độ đoạn nhiệt	$T'_s = 2494\text{K}$
Nhiệt độ cháy cực đại	$T_M = 2070\text{K}$
Khoảng nhiệt độ của phản ứng	$\Delta T_p = 67,5^\circ\text{C}$
Nhiệt độ trung bình của khối trong buồng đốt:	
- lò hơi trực lưu	1836K
- lò hơi bao hơi	1829K
Thời gian tính toán:	
- lò hơi trực lưu	1,89 s
- lò hơi bao hơi	1,47 s
Thời gian tính toán của phản ứng:	
- lò hơi trực lưu	0,115 s

- lò hơi bao hơi	$\frac{67,5}{2494 - 1423} \left(\frac{3,36 \times 23}{300} \right)^{0,5} 1,47 = 0,047 \text{ s}$
Thời gian lý thuyết đạt được sự cân bằng	$\tau_0 = 0,605 \text{ s}$
Nồng độ oxy dư thừa	$C_{O_2} = 0,0061 \text{ kg/m}^3$
Nồng độ các oxit nitơ nhiệt	
- lò hơi trực lưu	$NO_2^{TP} = 2,893 \frac{0,115}{0,605}$ $= 0,55 \text{ g/m}^3$
- lò hơi bao hơi	$NO_2^{TP} = 2,893 \frac{0,047}{0,605}$ $= 0,225 \text{ g/m}^3$
Nồng độ các oxit nitơ nhiên liệu	$NO_2^{II} = 0,07 \text{ g/m}^3$
Tổng lượng của các oxit nitơ:	
- lò hơi trực lưu	$NO_2^0 = 0,62 \text{ g/m}^3$
- lò hơi bao hơi	$NO_2^0 = 0,295 \text{ g/m}^3$

Ở lò hơi BKZ-160 có công suất nhỏ hơn rất nhiều so với TGMP-314, ở các điều kiện tổ chức đốt cháy nhiên liệu như nhau, lượng NO_x , phát sinh giảm cỡ 2 lần, chủ yếu do rút ngắn thời gian phản ứng tạo thành NO_x do làm mát khối mạnh hơn, bởi vì ở lò BKZ-160, tỷ số chu vi buồng đốt Π (m) so với tiết diện buồng đốt $f_T = a_T b_T$ bằng 2,14 lần lớn hơn ở lò hơi TGMP-314.

BÀI TẬP

Bài 5.1. Đối với lò hơi E-160-9,8-560GM (BKZ-160-100GM) khi đốt mazut, hãy xác định lượng các oxit nitơ phát sinh khi thay thế vòi đốt xoáy bằng vòi đốt thẳng dòng, các dòng cấp có hướng tiếp tuyến trong tiết diện buồng đốt. Lấy các hệ số dư không khí trong buồng đốt và các độ lọt không khí, nhiệt độ không khí nóng theo các điều kiện ở ví dụ 5.3 và các số liệu tính toán của buồng đốt lò hơi từ ví dụ 5.4. Tính toán thực hiện bỏ qua tái tuần hoàn khối vào buồng đốt, tốc độ không khí ở đầu ra từ các vòi đốt 45 m/s.

Bài 5.2. Đối với lò hơi III-1000-25-545GM (TGMP-314A) tương ứng với các điều kiện ở ví dụ 5.3. Hãy xác định lượng NO_2 khi đốt khí tự nhiên với $Q^c_H = 36,3 \text{ MJ/m}^3$ và đưa khối tái tuần hoàn kín vào dòng không khí nóng với lượng 5%. Hệ số hiệu quả nhiệt của các tường vùng cháy lấy theo mazut. Hệ số dư không khí ở đầu ra buồng đốt lấy $\alpha_T = 1,05$, nhiệt độ ở đầu ra buồng đốt $\theta'_T = 1230^\circ\text{C}$. Các số liệu còn lại lấy không đổi theo lò hơi.

Bài 5.3. Đối với lò hơi III-1000-25-545K (TPP-312A) (ví dụ 5.1). Hãy xác định nồng độ oxit nitơ khi đốt than Donxnhex, nhưng thải xỉ khô. Lấy các số liệu ban đầu cũng như vậy, ngoài $\psi_{z,r} = 0,45$ và $\theta'_T = 1150^\circ\text{C}$.

5.2. TÍNH TOÁN SỰ TẠO THÀNH CÁC OXIT LƯU HUỖNH VÀ NHIỆT ĐỘ ĐIỂM ĐỘNG SƯƠNG CÁC SẢN PHẨM CHÁY KHÍ ĐỐT MAZUT VÀ CÁC NHIÊN LIỆU RẮN

Các oxit lưu huỳnh ở dạng đioxit SO_2 và trioxit SO_3 được tạo thành trong vùng cháy mazut và các nhiên liệu rắn có chứa lưu huỳnh S^p . Khi đốt khí tự nhiên, sự tạo thành các oxit lưu huỳnh có thể có, nhưng không đáng kể, khi có trong nhiên liệu hydro sunfua H_2S .

5.2.1. Sự tạo thành các oxit lưu huỳnh và tính toán nhiệt độ động sương khi đốt mazut

1. Phân thể tích đioxit lưu huỳnh trong các sản phẩm cháy:

$$p_{\text{SO}_2} = V_{\text{SO}_2}/V_r = 2S^p/100\rho_{\text{SO}_2}V_r = 0,007S^p/V_r; \quad (5.22)$$

ở đây S^p - hàm lượng lưu huỳnh trong thành phần làm việc của nhiên liệu, %; $\rho_{\text{SO}_2} = 2,86 \text{ kg/m}^3$ - tỷ khối riêng của đioxit lưu huỳnh, $V_r = V^0_r + (\alpha_T - 1)V^0_B$ - thể tích khối ở các điều kiện tiêu chuẩn, m^3/kg .

2. Hàm lượng oxy dư (còn lại) sau khi cháy nhiên liệu:

$$\text{O}_2 = \frac{21(\alpha_T - 1)V^0_B}{V_r} \quad (5.23)$$

3. Thành phần phần trăm SO_3 trong sản phẩm cháy được xác định theo công thức:

$$\text{SO}_3 = 100k_p p_{\text{SO}_2} \text{O}_2^{0,5} \quad (5.24)$$

ở đây k_p - hằng số cân bằng phản ứng tạo thành SO_3 trong buồng đốt, được lấy theo giá trị nhiệt độ khối ở đầu ra buồng đốt. Ở vùng nhiệt độ $1200 \div 1500\text{K}$ hay $927 \div 1227^\circ\text{C}$, hằng số cân bằng thực tế không đổi và bằng $k_p = 0,053$; k_H - hệ số không cân bằng quá trình do độ không đồng đều nồng độ của các thành phần khối ở tiết diện buồng đốt và thời gian lưu lại ngắn của khối trong thể tích buồng đốt; giá trị k_H phụ thuộc vào ứng suất nhiệt tiết diện buồng đốt và tìm theo biểu thức:

$$k_H = 0,08q_r \quad (5.25)$$

ở đây $q_r = B.Q^p_H/(a_T b_T)$ - ứng suất nhiệt định mức của tiết diện buồng đốt MW/m^2 .

Công thức (5.24) được đưa về dạng tính toán sau:

$$SO_3 = 0,424 p_{SO_2} O_2^{0,5} q_r (N/N_0)^2 \quad (5.26)$$

ở đây N/N_0 - phụ tải tương đối của lò hơi:

Nhiệt độ điểm đọng sương t_p của khối phụ thuộc vào nồng độ SO_3 (%) được xác định theo công thức:

$$t_p = 50 + 11A_{SO_3}^{0,7} \quad (\text{ở } SO_3 \leq 2.10^{-3}\%) \quad (5.27)$$

$$t_p = 50 + 50A_{SO_2}^{0,2} \quad (\text{ở } SO_3 > 2.10^{-3}\%) \quad (5.28)$$

ở đây $A_{SO_3} = SO_3 \cdot 10^4$ - hệ số tính toán.

Việc tái tuần hoàn khối tới buồng đốt không làm ảnh hưởng nhiều đến lượng SO_3 phát sinh.

Nồng độ khối lượng của đioxit SO_2 khối thải (g/kg) bằng:

$$g_{SO_2} = 10^3 (p_{SO_2} - 0,01SO_3) V_r \rho_{SO_2} \alpha_T / \alpha_{yx} \quad (5.29)$$

ở đây α_{yx} - hệ số dư không khí của khối thải .

Lưu lượng khối lượng đioxit lưu huỳnh thải từ lò hơi vào môi trường xung quanh, g/s:

$$M_{SO_2} = B \cdot g_{SO_2} \quad (5.30)$$

ở đây B - tiêu hao nhiên liệu của lò hơi, kg/s.

5.2.2. Tính toán nhiệt độ điểm đọng sương khi đốt nhiên liệu rắn

Khi trong thành phần khoáng chất của nhiên liệu rắn có các hợp chất oxit lưu huỳnh SO_3 tạo thành, vì vậy lượng SO_3 trong khối thải và nhiệt độ điểm đọng sương phụ thuộc vào độ tro của nhiên liệu A^p . Trong trường hợp này thường xác định được ngay nhiệt độ điểm đọng sương là:

$$t_p = t_{ng} + 202(S^n)^{0,33} / 1,23^{\alpha_{yx} A^n} \quad (5.31)$$

ở đây S^n và A^n - các thành phần lưu huỳnh và tro quy dẫn về MJ nhiệt trị làm việc nhiên liệu, %:

$$S^n = S^p / Q^p_H; \quad A^n = A^p / Q^p_H \quad (5.32)$$

t_{ng} - nhiệt độ ngưng của các hơi nước, °C, được xác định theo áp suất riêng phần $p_{H_2O} = r_{H_2O} p$ MPa. Vì nhiên liệu rắn được đốt ở các hệ số dư không khí $\alpha_T > 1,1$ nên hệ số dư không khí không ảnh hưởng tới sự hình thành SO_3 .

Ví dụ 5.5. Hãy xác định nồng độ SO_3 , nhiệt độ điểm đọng sương và khối lượng thải SO_2 khi đốt mazut trong lò hơi IIII-2650-25-545GM (TGMII-204)

($N_0 = 800 \text{ MW}$) và ở các phụ tải tương đối 1; 0,8; 0,7 và 0,5 N_0 . Ở buồng đốt lò hơi ta đốt mazut có nồng độ lưu huỳnh cao với $Q^p_H = 38,77 \text{ MJ/kg}$ ở thành phần lưu huỳnh của nhiên liệu $S^p = 2,6\%$ và hệ số dư không khí $\alpha_T = 1,02$, ứng suất nhiệt tiết diện buồng đốt $q_T = 8,92 \text{ MJ/m}^2$.

Bài giải: Đối với nhiên liệu đã cho $V_B^0 = 10,2 \text{ m}^3/\text{kg}$ và $V_r^0 = 10,99 \text{ m}^3/\text{kg}$.
Vậy:

$$V_r = 10,99 + (1,02 - 1) 10,2 = 11,194 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Phân thể tích của dioxit lưu huỳnh theo (5.22):

$$p_{\text{SO}_2} = 0,007 \cdot 2,6/11,194 = 1,626 \cdot 10^{-3}$$

Hàm lượng oxy dư trong buồng đốt theo (5.23):

$$O_2 = 21 \cdot 0,02 \cdot 10,2/11,194 = 0,383\%$$

Hàm lượng SO_3 ở tải định mức (theo 5.26):

$$\text{SO}_3 = 0,424 \cdot 1,626 \cdot 10^{-3} \cdot 0,383^{0,5} \cdot 8,92 \cdot 1 = 3,8 \cdot 10^{-3}\%$$

Như vậy, ở các phụ tải giảm của lò hơi:

- ở 0,8 N_0 :

$$\text{SO}_3 = 3,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8^2 = 2,345 \cdot 10^{-3} \%$$

- ở 0,7 N_0 :

$$\text{SO}_3 = 3,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,7^2 = 1,865 \cdot 10^{-3} \%$$

- ở 0,5 N_0 :

$$\text{SO}_3 = 3,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,5^2 = 0,951 \cdot 10^{-3}\%$$

Các giá trị nhiệt độ của điểm đọng sương:

- ở tải định mức theo (5.28):

$$t_p = 50 + 50 \cdot 38^{0,2} = 153,5^\circ\text{C};$$

- ở tải 0,8 N_0 theo (5.28):

$$t_p = 50 + 50 \cdot 24,35^{0,2} = 144,7^\circ\text{C};$$

- ở tải 0,7 N_0 theo (5.27):

$$t_p = 50 + 11 \cdot 18,65^{0,7} = 135,3^\circ\text{C};$$

- ở tải 0,5 N_0 theo (5.27):

$$t_p = 50 + 11 \cdot 9,51^{0,7} = 103,2^\circ\text{C}$$

Nồng độ khối lượng SO_2 trong khói thải ở tải định mức:

$$g_{\text{SO}_2} = 10^3 (1,626 \cdot 10^{-3} - 3,8 \cdot 10^{-5}) 11,194 \cdot 2,86 \frac{1,02}{1,22} = 42,5 \text{ g/kg}$$

Khối lượng SO_2 thải vào môi trường xung quanh theo (5.30):

$$M_{\text{SO}_2} = 57,7 \cdot 42,5 = 2452,5 \text{ g/s}$$

ở đây $B = 57,7 \text{ kg/s}$ – tiêu hao mazut ở tải định mức.

Ví dụ 5.6. So sánh các giá trị SO_3 và nhiệt độ điểm đọng sương khi đốt mazut trong lò hơi ПП-2650-25-545GM (TGMΠ-204) (xem ví dụ 5.5) ở tải định mức với các điều kiện tương tự đốt dạng mazut này trong các lò hơi ПП-950-25-565GM (ΠΚ-41) ($q_r = 6,2 \text{ MW/m}^2$), ПП-1000-25-545GM (TGMΠ-314) ($q_r = 4,85 \text{ MW/m}^2$) và E-420-13,8-560 GM (TGM-840) ($q_r = 3,6 \text{ MW/m}^2$).

Bài giải: Ở ví dụ 5.5 đối với lò hơi TGMΠ-204 ta có các giá trị:

$$\text{SO}_3 = 3,8 \cdot 10^{-3} \% \text{ và } t_p = 153,5^\circ\text{C}$$

Hàm lượng SO_3 ở các lò hơi khác [theo (5.26)] ở các giá trị p_{SO_2} và O_2 như nhau, nhưng ở các giá trị q_r khác nhau bằng:

- Đối với lò hơi ΠΚ-41:

$$\text{SO}_3 = 3,8 \cdot 10^{-3} \frac{6,2}{8,92} = 2,64 \cdot 10^{-3} \%;$$

- Đối với lò hơi ΠΚ-314:

$$\text{SO}_3 = 3,8 \cdot 10^{-3} \frac{4,85}{8,92} = 2,07 \cdot 10^{-3} \%;$$

- Đối với lò hơi ΠΚ-84:

$$\text{SO}_3 = 3,8 \cdot 10^{-3} \frac{3,6}{8,92} = 1,53 \cdot 10^{-3} \%$$

Các giá trị nhiệt độ của điểm đọng sương theo (5.27) và (5.28):

- Đối với lò hơi ΠΚ-41:

$$t_p = 50 + 50 \cdot 26,4^{0,2} = 146,2^\circ\text{C};$$

- Đối với lò hơi ΠΚ-314:

$$t_p = 50 + 50 \cdot 20,7^{0,2} = 141,6^\circ\text{C};$$

- Đối với lò hơi ΠΚ-84:

$$t_p = 50 + 11 \cdot 15,3^{0,7} = 125,6^\circ\text{C}.$$

Sự giảm ứng suất nhiệt buồng đốt làm giảm mức độ tạo thành SO_3 .

Ví dụ 5.7. Ở lò hơi ПП-1000-25-545GM (TGMΠ-314) đốt mazut chứa lưu huỳnh có $Q_{\text{H}}^p = 39,73 \text{ MJ/kg}$, ở độ lưu huỳnh của nhiên liệu $S^p = 1,4\%$ và ở hệ số dư không khí buồng đốt $\alpha_T = 1,02$ và $1,05$. Hãy xác định hàm lượng SO_3 trong khối thải, nhiệt độ điểm đọng sương và so sánh với các kết quả tính toán trong ví dụ 5.6.

Bài giải: Đối với nhiên liệu đã cho $V_n^0 = 10,45$ và $V_r^0 = 11,27 \text{ m}^3/\text{kg}$, ở hệ số dư không khí $\alpha_T = 1,02$:

$$V_r = 11,27 + 0,02 \cdot 10,45 = 11,479 \text{ m}^3/\text{kg};$$

Phân thể tích SO_2 :

$$p_{\text{SO}_2} = 0,007 \cdot 1,4/11,479 = 0,854 \cdot 10^{-3};$$

Hàm lượng oxy dư thừa:

$$\text{O}_2 = \frac{21 \times 0,02 \times 10,45}{11,479} = 0,382\%;$$

Hàm lượng oxit lưu huỳnh trong khói:

$$\text{SO}_3 = 0,424 \cdot 0,854 \cdot 10^{-3} (0,382)^{0,5} 4,85 \cdot 1 = 1,086 \cdot 10^{-3} \%$$

Nhiệt độ điểm đọng sương $t_p = 50 + 11 \cdot 10,86^{0,7} = 108,4^\circ\text{C}$.

Sự giảm hàm lượng lưu huỳnh trong mazut từ 2,6 tới 1,4 % làm giảm sự tạo thành SO_3 bằng $2,07/1,086 = 1,9$ lần, còn t_p giảm xuống đến $141,6 - 108,4 = 33,2^\circ\text{C}$.

Ở hệ số dư không khí $\alpha_T = 1,05$:

$$V_r = 11,27 + 0,05 \cdot 10,45 = 11,792 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Phân thể tích $p_{\text{SO}_2} = 0,831 \cdot 10^{-3}$

Hàm lượng oxy dư thừa:

$$\text{O}_2 = \frac{21 \times 0,05 \times 10,4}{11,792} = 0,93\%$$

Hàm lượng oxit lưu huỳnh:

$$\text{SO}_3 = 0,424 \cdot 0,831 \cdot 10^{-3} \cdot (0,93)^{0,6} 4,85 \cdot 1 = 1,648 \cdot 10^{-3} \%$$

Nhiệt độ điểm đọng sương $t_p = 50 + 11 \cdot 16,48 = 128,2^\circ\text{C}$.

Sự tăng hệ số dư không khí làm tăng hàm lượng SO_3 lên $1,648/1,086 = 1,52$ lần và tăng nhiệt độ đọng sương tới $128,2 - 108,4 = 19,8^\circ\text{C}$.

Ví dụ 5.8. Hãy xác định nhiệt độ của điểm đọng sương khi đốt trong lò hơi nhiên liệu khí Donnhexki có $Q_{pH} = 18,88 \text{ MJ/kg}$; $S^p = 3,5 \%$; $A^p = 28,5\%$; phần tro mang đi theo khói bằng $\alpha_{tro} = 0,95$.

Bài giải: Các giá trị quy dẫn của lưu huỳnh và độ tro của nhiên liệu theo (5.32): $S^p = 3,5/18,88 = 0,185 \%$; $A^p = 28,5/18,88 = 1,51\%$. Nhiệt độ của điểm đọng sương ở áp suất riêng phần của hơi nước $p_{\text{H}_2\text{O}} = 0,009 \text{ MPa}$, $t_p = 43 + 202 (0,185)^{0,33}/1,23^{0,95 \cdot 1,51} = 128,7^\circ\text{C}$.

So sánh với đốt mazut trong lò hơi ПП-1000-25-545 GM (TGMП-314) (ví dụ 5.6), giá trị đối với nhiên liệu rắn thấp hơn ở mazut ($t_p = 141,6^\circ\text{C}$), mặc dù nhiên liệu rắn có hàm lượng lưu huỳnh lớn.

BÀI TẬP

Bài 5.4. Hãy xác định các giá trị SO_3 và t_p khi đốt mazut có hàm lượng lưu huỳnh cao với $S^p = 2,9\%$, trong lò hơi kín khối ПП-1000-25-545GM (TGMП-324) ($q_t = 6,8 \text{ MW/m}^2$) ở $\alpha_T = 1,01$, và so sánh với các giá trị SO_3 và t_p khi đốt chính nhiên liệu này trong lò hơi ПП-1000-25-545GM (TGMП-114) ($q_t = 5,58 \text{ MW/m}^2$) ở $\alpha_T = 1,05$. Các giá trị ban đầu của các thể tích khí lý thuyết và không khí lấy từ ví dụ 5.5.

Bài 5.5. Hãy xác định giá trị t_p khi đốt thải xỉ rắn trong buồng đốt lò hơi ($\alpha_{\text{tro}} = 0,95$) khi đốt than đá Kuznhexki ($Q^p_H = 22,86 \text{ MJ/kg}$; $S^p = 0,4\%$; $A^p = 13,2\%$) và than Kizelovxki ($Q^p_H = 18,38 \text{ MJ/kg}$; $S^p = 5,3\%$; $A^p = 34,8\%$) và so sánh các kết quả.

Bài 5.6. Hãy xác định t_p khi đốt than Kizelovxki (bài 5.5) trong buồng đốt thải xỉ lỏng ở $\alpha_{\text{tro}} = 0,7$.

Bài 5.7. Hãy tìm các giá trị SO_3 và t_p khi đốt mazut lưu huỳnh ($Q^p_M = 39,73 \text{ MJ/kg}$, $S^p = 1,4\%$) ở buồng đốt lò hơi phụ tải đỉnh KB-GM-180, ($Q_K = 209 \text{ MW}$) có tiết diện buồng đốt $f_T = 6,48 \cdot 5,74 \text{ m}$, ở hệ số dư không khí $\alpha_T = 1,04$ (Các thể tích lý thuyết của khối và không khí lấy từ ví dụ 5.7).

Chương 6

TÍNH TOÁN CÁC BỀ MẶT ĐỐT ĐỐI LƯU KIỂU ỐNG XOẮN

6.1. CÁC ĐẶC TÍNH HÌNH HỌC, TỐC ĐỘ CÁC PHẢN ỨNG CHÁY VÀ MÔI CHẤT LÀM VIỆC

Bề mặt tính toán (m^2) đưa vào tính trong bộ trao đổi nhiệt được xác định theo công thức:

$$F = \pi d \cdot l \cdot n \quad (6.1)$$

ở đây d - đường kính ngoài của ống, m; l - chiều dài bị đốt của ống xoắn, m;

n - số lượng các ống đầu song song (các ống xoắn) tạo thành bề mặt đốt.

Tiết diện môi chất lưu động, m^2 :

$$f = 0,78d_i^2 \quad (6.2)$$

ở đây d_i - đường kính trong của ống, m.

Tiết diện để các sản phẩm cháy đi qua F_r , m^2 , lưu động bao ngang bởi dòng khói:

$$F_r = ab - z_1 l_1 d \quad (6.3)$$

ở đây a và b - các kích thước của đường khói, m; z_1 và l_1 - số lượng, cái, và độ dài ống ở trong tiết diện đường khói, m.

Khi số đường ống thay đổi dọc theo bề mặt đốt đối lưu (ở các tiết diện khác nhau) ta lấy giá trị trung bình, nếu trong tiết diện đường khói có hai hay một vài bề mặt bố trí song song, cần xác định tổng số các ống trong dãy (theo tiết diện đường khói) z_1 .

Đường khói nằm ngang của lò hơi, theo lý thuyết có chiều cao thay đổi dọc theo dòng khói. Trong trường hợp này đối với đoạn ống xoắn thẳng đứng - xác định tiết diện lưu thông của khói ở đầu vào F' và đầu ra F'' và lấy trung bình theo công thức:

$$F'_{tb} = 2F'F''/(F' + F'') \quad (6.4a)$$

Khi chênh lệch tiết diện đường khói ở đầu vào và đầu ra (nhỏ hơn 25%) cho phép lấy trung bình:

$$F'_{tb} = 0,5 (F' + F'') \quad (6.4b)$$

Khi khối lưu động dọc các ống của bề mặt đốt, thì:

$$F_r = a_T b - 0,785 d^2 z \quad (6.5a)$$

ở đây z - số lượng ống trong tiết diện đường khối

Đối với chùm các ống được chảy bao bởi dòng khối xiên, tốc độ tính toán được xác định theo tiết diện F'_r , cắt qua trục của hàng ống đầu theo hướng xiên (xem hình 7.4 [1]):

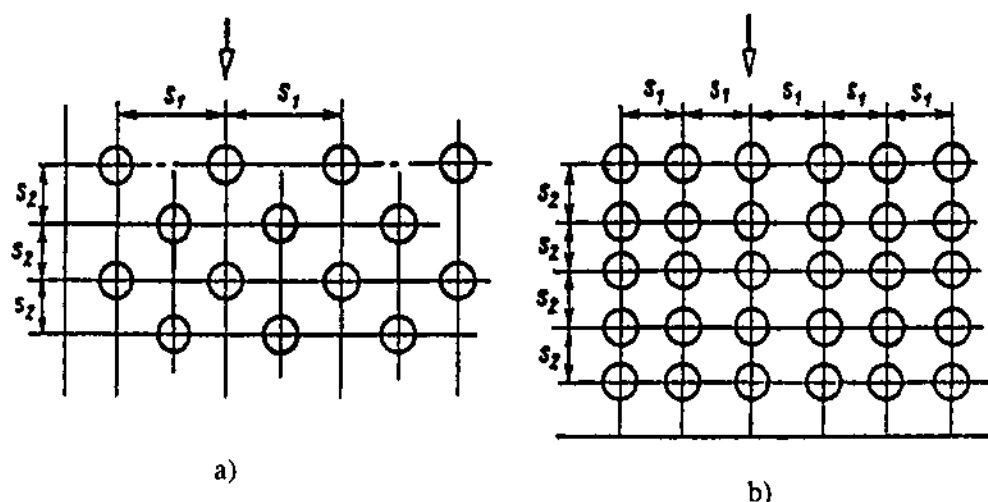
$$F'_r = I_1 (a - z_1 d) / \sin \beta \quad (6.5b)$$

Ở hệ số toả nhiệt được xác định theo công thức đối với chảy bao ngang vuông góc các chùm ống song song khi góc giữa hướng của dòng và các trục của ống $\beta < 80^\circ$ ta đưa vào hệ số hiệu chỉnh 1,07; đối với các chùm ống so le thì không cần hiệu chỉnh.

Các kích thước bước ngang s_1 và bước dọc s_2 của các ống khi phân bố các ống song song và so le ở phần đoạn bề mặt được chỉ ra trên hình 6.1a, b. Cần thiết lưu ý đến sự khác nhau khi xác định bước dọc s_2 đối với các chùm ống song song và so le.

Các bước tương đối của các ống được xác định theo tỷ số bước ống so với đường kính ngoài:

$$\sigma_1 = s_1/d; \quad \sigma_2 = s_2/d.$$



Hình 6.1. Phân bố điển hình các ống trong chùm ống đối lưu:

a- phân bố so le; b- phân bố song song.

Khi đó, các giá trị đường kính và bước ống cần có cùng đơn vị.

Bề dày hiệu quả của khối bức xạ s, m, giữa các ống đốt tính theo công thức:

$$s = 0,9d \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{s_1 s_2}{d^2} - 1 \right) \quad (6.6)$$

Tốc độ các sản phẩm cháy w_r , m/s, được xác định bởi biểu thức:

$$w_r = \frac{V_r B_p (\vartheta_{tb} + 273)}{F_r \times 273} \quad (6.7)$$

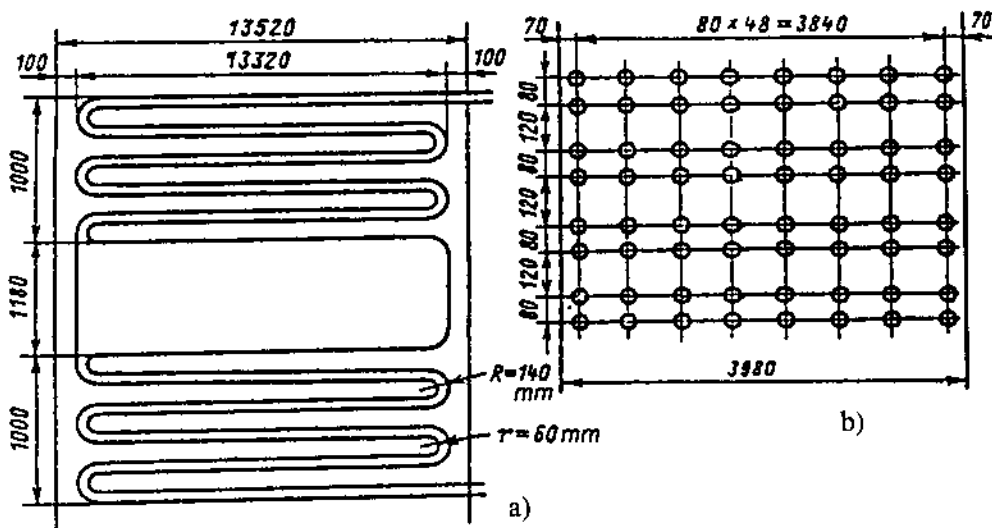
ở đây V_r - thể tích của các sản phẩm cháy ở hệ số dư không khí ở tiết diện tính toán (m^3/kg). Khi có tái tuần hoàn các sản phẩm cháy, thể tích riêng V_r cần tính toán có tính đến phần tái tuần hoàn (xem chương 2); ϑ_{tb} - nhiệt độ trung bình khối ở các giới hạn bề mặt đốt, °C.

Tốc độ của môi chất làm việc trong các ống bề mặt đốt, m/s:

$$w = v \cdot G / f \quad (6.8)$$

ở đây, v - thể tích riêng của môi chất làm việc ở áp suất và nhiệt độ tính toán, m^3/kg ; G - lưu lượng hơi (nước) qua bề mặt đốt, kg/s.

Ví dụ 6.1. Hãy xác định các đặc tính hình học của bộ hâm nước chế tạo từ các ống có đường kính ngoài 32 mm và bề dày vách 4 mm, bố trí ống song song, các số liệu ban đầu có trong hình 6.2.



Hình 6.2. a- Đặt bộ tiết kiệm trong đường khói chảy bao phân bố ống xoắn ruột gà trong từng đường khói; b- mặt cắt ngang theo chùm ống.

Bài giải: Xác định theo hình 6.2 các chiều dài tính toán của ống bị đốt nóng

- Ống thứ nhất:

$$l_1 = (13320 - 140 \cdot 2) 10 + \pi \cdot 140 \cdot 5 \cdot 0,75 + \pi \cdot 60 \cdot 4,0 \cdot 0,75 + (140 + 100) + (1180 + 60 \cdot 2) 0,5 = 134295 \text{ mm} \approx 134,3 \text{ m}$$

Khi tính chiều dài đốt nóng các đoạn ống ngắn có lưu động dọc, các tính toán có hệ số hiệu chỉnh 0,5, còn các đoạn bẻ cong 0,75, bởi vì ở chiều dài ngắn của các đoạn như vậy không thuận tiện tính toán riêng biệt đối với lưu động dọc và lưu động hỗn hợp (dọc – ngang). Vì vậy, toàn bộ bề mặt được tính toán như ở lưu động ngang, còn các hệ số toả nhiệt thấp khi lưu động dọc và hỗn hợp được tính đến bởi các hệ số hiệu chỉnh nói trên.

- Ống thứ hai:

$$l_2 = (13160 - 60 \cdot 2) 12 + \pi \cdot 60 \cdot 6 \cdot 0,75 + \pi \cdot 140 \cdot 5,0 \cdot 0,75 + (140 + 100) 2 + (1180 + 140 \cdot 2) 0,5 = 160128 \text{ mm} \approx 160,1 \text{ m}$$

Chiều dài bị đốt nóng trung bình của ống $l = 0,5 (l_1 + l_2) = 0,5 \cdot (134,3 + 160,1) = 147,2 \text{ m}$. Ta xác định số lượng các ống song song. Tương ứng với hình 6.2, ống ở tiết diện các đường khối $z_1 = 48 + 1 = 49$ cái; ở các ống kép $n = 49 \cdot 2 = 98$ cái. Bề mặt đốt theo (6.1):

$$F = \pi \cdot 0,032 \cdot 147,2 \cdot 98 = 1450 \text{ m}^2$$

Tiết diện để môi chất làm việc đi qua theo (6.2):

$$f = 0,785 \cdot 0,024^2 \cdot 98 = 0,0443 \text{ m}^2$$

Tiết diện để sản phẩm cháy đi qua theo (6.3):

$$F_r = 3,98 \cdot 13,52 - 49 \cdot 13,32 \cdot 0,032 = 32,9 \text{ m}^2$$

Các bước tương đối của ống $s_1 = 80 \text{ mm}$ vậy $\sigma_1 = 80/32 = 2,5$

Giá trị $s_2 = 1080/(12 - 1) = 98,2 \text{ mm}$, bước tương đối $\sigma_2 = 98,2/32 = 3,07$.

Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ theo (6.6):

$$s = 0,9 \cdot 0,032 \left(\frac{4}{3,14} \frac{80 \times 98,2}{32^2} - 1 \right) = 0,2525 \text{ m}$$

Ví dụ 6.2. Hãy xác định tốc độ của sản phẩm cháy và nước ở đầu vào bộ hâm nước. Lấy các kích thước của đường khối $h = 3,32$ và $a = 18,0 \text{ m}$, chiều dài các đoạn tính theo trục ống $3,18 \text{ m}$. Phân bố các ống so le, các ống $\phi 28 \text{ mm}$ bề dày vách ống 4 mm , bước ngang của ống trong tiết diện là 85 mm , số các ống song song trong đoạn là 2. Tiêu hao nhiên liệu $B_p = 14,03 \text{ kg/s}$, thể tích sản phẩm cháy cho 1 kg nhiên liệu cháy $V_r = 12,2 \text{ m}^3/\text{kg}$, áp suất nước $16,2 \text{ MPa}$,

hiệt độ nước ở đầu vào 250°C .

Bài giải: Số lượng các đoạn song song theo tiết diện đường khối:

$$z_1 = (\alpha/s_1) - 1 = (18000/85) - 1 = 210 \text{ cái}$$

Tiết diện để khối đi qua theo (6.3):

$$F_r = 3,32 \cdot 18,0 - 210 \cdot 3,18 \cdot 0,028 = 41,1 \text{ m}^2$$

Tốc độ các sản phẩm cháy trong bộ hâm nước theo (6.7):

$$w_r = \frac{12,2 \times 14,03(473,5 + 273)}{41,1 \times 273} = 11,4 \text{ m/s}$$

Nhiệt độ trung bình của khối ở bề mặt đốt:

$$\theta_{tb} = 0,5(608 + 339) = 473,5^{\circ}\text{C}$$

Xác định tiết diện để nước đi qua khi bố trí các ống so le với số lượng các đoạn giống nhau; ở hàng thứ nhất và hàng thứ hai số lượng tổng các đoạn song song $z'_1 = z_1 \cdot 2$; $z'_1 = 210 \cdot 2 = 420$ cái. Khi bố trí các ống song song số lượng trong đoạn bằng 2. Số lượng tổng các ống song song $n = 420 \cdot 2 = 840$ cái.

Tiết diện để nước đi qua theo (6.2):

$$f = 0,785 \cdot 0,020^2 \cdot 840 = 0,264 \text{ m}^2$$

Xác định tốc độ nước ở đầu vào bộ hâm nước ở các thông số của nước $t = 250^{\circ}\text{C}$ và $p = 16,2 \text{ MPa}$, thể tích riêng của nước (các bảng nhiệt động học của nước và hơi nước) $v_n = 0,0012305 \text{ m}^3/\text{kg}$. Theo (6.8) ta tìm được tốc độ của nước:

$$w_n = 0,0012305 \cdot 186,1/0,264 = 0,87 \text{ m/s}$$

Ví dụ 6.3. Hãy xác định chiều sâu cần thiết của đường khối đối lưu b, nếu theo các điều kiện về mài mòn bởi tro, tốc độ các sản phẩm cháy ở bề mặt bộ hâm nước không được vượt quá 6 m/s. Khi giải bài toán lấy bề rộng đường khối $a = 17,28 \text{ m}$, đường kính ống 32 mm, bước ngang của ống $s_1 = 85 \text{ mm}$, bố trí các ống song song với phía trước, khoảng cách giữa các ống biên so với tường đường khối 67 mm, trong đường khối ta đặt hai đoạn của bộ hâm nước, mỗi đoạn có chiều dài 8,54 m. Tiêu hao nhiên liệu $B_p = 45,2 \text{ kg/s}$, thể tích riêng của các sản phẩm cháy $V_r = 5,867 \text{ m}^3/\text{kg}$, nhiệt độ các sản phẩm cháy ở đầu vào bộ hâm nước 650°C .

Bài giải: Tiết diện ướt cần có của đường khối để khối thải đi qua có thể tìm được theo (6.7):

$$F_r = \frac{V_r B_p (9 + 273)}{w_r 273}$$

Khi đó với tốc độ giới hạn $w_r = 6 \text{ m/s}$ ta có:

$$F_r = \frac{5,867 \times 45,2(650 + 273)}{6,0 \times 273} = 149,4 \text{ m}^2$$

Số lượng các ống trong tiết diện đường khói z_1 . Khi bố trí ống dọc theo phía trước và gồm hai phần phụ thuộc vào kích thước của chiều sâu đường khói b :

$$z_1 = \left(\frac{b - 2e}{s} + 1 \right) 2$$

ở đây $e = 67 \text{ mm}$ là khoảng cách từ thành bên tới trục đường ống.

Nếu thế giá trị z_1 vào (6.3) và lấy $l_1 = 8,54 \text{ m}$, sau khi biến đổi ta thu được biểu thức sau đây của chiều sâu đường khói:

$$b = \left[F_r - 2l_1 d \left(\frac{2e}{s_1} - 1 \right) \right] / \left(a - \frac{2l_1 d}{s_1} \right)$$

Khi đó đối với các điều kiện đã cho:

$$b = \frac{149,4 - 2 \times 8,54 \times 0,032 \left(\frac{2 \times 67,0}{85} - 1 \right)}{17,28 - \frac{2 \times 8,54 \times 0,032}{0,085}} = 13,74 \text{ m}$$

Và số lượng các ống trong bề mặt đốt bằng:

$$z_1 = \left(\frac{13,74 - 2 \times 0,067}{0,085} + 1 \right) \cdot 2 = 322 \text{ cái}$$

Kiểm tra tiết diện thu được đối với các sản phẩm cháy đi qua theo (6.3):

$$F_r = 17,28 \cdot 13,74 - 322 \cdot 8,54 \cdot 0,032 = 149,4 \text{ m}^2$$

Do chiều sâu lớn tính được của đường khói đối lưu theo các điều kiện đặt ra về kết cấu, cần phân ra hai phần, có nghĩa là hình dạng của lò hơi có dạng chữ T với hai đường khói đối lưu theo cả hai hướng của buồng đốt có độ sâu mỗi đường $13,74/2 = 6,87 \text{ m}$.

Ví dụ 6.4. Hãy xác định tiết diện cần thiết ống bộ hâm nước của lò hơi để đảm bảo lưu lượng nước trong nó $186,11 \text{ kg/s}$, cũng như số lượng cần thiết phân đoạn và số lượng các ống song song ở một phân đoạn. Khi giải bài toán lấy các ống có đường kính ngoài 32 mm và bề dày vách ống 5 mm , bố trí các ống so le

vuông góc với mặt trước của lò hơi, bước ngang $s_1 = 90$ mm, kích thước đường khối theo mặt trước 12,0 m, kích thước $e = 105$ mm. Các thông số nước ở đầu vào bộ hâm nước: nhiệt độ $t_n = 260^\circ\text{C}$ (nước đi vào bộ hâm nước sau thiết bị thu nước ngưng của bộ làm mát phun) áp suất nước $p = 16,2$ MPa. Cần thay đổi số lượng các ống song song trong phân đoạn khi đổi sang dùng các ống $\phi 28$ mm có bề dày vách ống 4 mm như thế nào để vẫn đảm bảo bước ngang tương đối. Bộ hâm nước là kiểu sôi và tốc độ nước trong nó cần nhỏ hơn 1 m/s.

Bài giải: Tiết diện cần thiết để nước đi qua với tốc độ $w_n = 1$ m/s, ở áp suất $p = 16,2$ MPa và $t = 260^\circ\text{C}$ thể tích riêng của nước $v = 0,0012532$ m³/kg là:

$$f = 0,0012532 \times 186,11/1,0 = 0,233 \text{ m}^2$$

Tổng số lượng ống cần thiết đối với các điều kiện trên được xác định theo (6.2):

$$n = 0,233 / (0,785 \times 0,022^2) = 613,5 \text{ ống}$$

Ta lấy $n = 614$ ống.

Ta xác định số các ống ở tiết diện đường khối (các đoạn ống) ở kích thước đã cho của đường khối theo bề rộng (xem ví dụ 6.3):

$$z'_1 = \left(\frac{12000 - 2 \times 105}{90} - 1 \right) \cdot 2 = 132 \text{ cái}$$

Ta xác định số các dãy ống song song trong một phân đoạn:

$$z_2 = 614 / 132 = 4,64$$

Bởi vì số lượng các ống thực tế cần là số nguyên và chẵn, ta lấy số các đường ống song song: $z = 4$

Tổng số các ống mà nước qua nó $n = 4 \cdot 132 = 528$ ống, tiết diện của chúng $f = 0,233 \frac{528}{613,5} = 0,2007 \text{ m}^2$, còn tốc độ thực của nước $w_n = \frac{0,233}{0,2007} \cdot 1,0 = 1,162$ m/s. Tổng số các ống khi chuyển sang dùng ống $\phi 28$ mm và có tốc độ nước $w_n = 1,0$ m/s là:

$$n = \frac{0,233}{0,785 \times 0,02^2} = 742,3 \text{ ống}$$

Ta chọn $n = 742$ ống.

Bước tương đối s_1 ở phương án đầu (ở $\phi 32$ mm) bằng $s_1 = 90/32 = 2,812$. Khi chuyển sang các ống $\phi 28$ mm với cùng giá trị các s_1 bước ngang $s_1 = 2,812 \cdot 28 = 78,75$ mm. Ta lấy $s_1 = 79$ mm. Khi đó số ống ở tiết diện đường khối sẽ là:

$$z'_1 = \left(\frac{12000 - 2 \times 105}{79} - 1 \right) \cdot 2 = 296,5 \text{ ống}$$

Ta lấy $z'_1 = 296$ ống. Số lượng các hàng ống song song ở một phân đoạn:

$$z_2 = 742/296 = 2,51 \text{ cái}$$

Ta lấy $z_2 = 2$ cái, khi đó tốc độ nước bằng

$$w_R = \frac{0,00125 \times 186,11}{0,785 \times 0,02^2 \times 296 \times 2} = 1,25 \text{ m/s}$$

Ví dụ 6.5. Chiều sâu đường khói của đường khói đối lưu 18,0 m cần thay đổi bề sâu của nó bao nhiêu (thiết kế để đốt than đá Ekibastuzxki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 4) và dùng than Donxnhexki (phụ lục, bảng P1, nhiệt lượng số 1). Các tốc độ giới hạn của sản phẩm cháy đối với các nhiên liệu này lấy tương ứng 7,0 và 12,0 m/s. Để đơn giản ta lấy các tiêu hao nhiên liệu tỉ lệ nghịch với nhiệt trị cháy, khi đốt than Ekibastuzxki tiêu hao nhiên liệu $B_p = 32,66 \text{ kg/s}$. Hệ số dư không khí ở đầu vào đường khói $\alpha = 1,2$. Nhiệt độ các sản phẩm cháy 800°C .

Bài giải: 1. Than Ekibastuzxki. Thể tích sản phẩm cháy khi đốt 1 kg nhiên liệu sử dụng bảng P3 của phụ lục tìm được:

$$V_o = 0,84 + 3,61 + 0,49 = 4,94 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_r = 4,94 + 1,0161 \times (1,2 - 1) \times 4,56 = 5,87 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Tiết diện ướt cần thiết của đường khói để khói đi qua theo (6.7):

$$F_{r,gi} = \frac{5,87 \times 32,66 (800 + 273)}{7,0 \times 273} = 107,6 \text{ m}^2$$

Xác định tiết diện phủ bì của đường khói và chiều sâu của nó. Đưa vào khái niệm hệ số tiết diện ướt của đường khói được điền đầy bởi chùm ống k_{gi} bằng tỉ số tiết diện toàn bộ trống nằm giữa các ống so với toàn bộ tiết diện nằm giữa các trục ống trong dãy:

$$k_{gi} = \frac{s_1 - d}{s_1} = 1 - \frac{1}{\sigma_1}$$

Đối với các điều kiện đã cho $k_{gi} = 1 - (1 - 2,5) = 0,6$, khi đó tiết diện toàn phần cần thiết (phủ bì) của đường khói:

$$F_r = 107,6/0,60 = 179,33 \text{ m}^2$$

Chiều sâu của đường khói:

$$b = 179,33/18,0 = 9,96 \text{ m}$$

2. Than Donxnhexki. Ta xác định tiêu hao nhiên liệu cho lò hơi:

$$B_D = B_{Ek} \frac{(Q_H^p)_{Ek}}{(Q_H^p)_D} = 32,66 \times \frac{17380}{23400} = 24,26 \text{ kg/s}$$

(than Donxnhexki ký hiệu chỉ số là D, than Ekibaxtuzxki ký hiệu chỉ số là Ek).

Thể tích sản phẩm cháy khi đốt 1 kg nhiên liệu:

$$V_r^0 = 1,16 + 4,94 + 0,50 = 6,6 \text{ m}^3/\text{kg};$$

$$V_r = 6,6 + 1,0161 (1,2 - 1) 6,24 = 7,87 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Tiết diện ướt cần thiết của đường khói:

$$F_{r,j} = \frac{7,78 \times 24,26 (800 + 273)}{12,0 \times 273} = 62,53 \text{ m}^2$$

Tiết diện toàn phần và chiều sâu đường khói:

$$F_r = \frac{62,53}{0,60} = 104,2 \text{ m}^2$$

$$b = \frac{104,2}{18,0} = 5,79 \text{ m}$$

Như vậy, do tính chất mài mòn cao của than nên cần tăng kích thước đường khói lên nhiều. Việc giảm các kích thước đường khói có thể được nếu tăng bước tương đối của ống σ_1 . Tuy nhiên, khi này làm giảm số lượng các ống trong tiết diện và làm tăng các kích thước bề mặt đốt theo chiều cao đường khói, gây khó khăn khi bố trí bề mặt đốt đó và vì vậy làm tăng tiêu hao năng lượng để khắc phục các trở lực khí động học và thủy động học.

BÀI TẬP

Bài 6.1. Hãy xác định đặc tính hình học (F_r , f , F_1 , s_1 , s_2 , s) của một cấp của bộ quá nhiệt trung gian, được làm từ các ống xoắn, đứng bố trí ống song song, có đường kính ngoài 60 mm song song và bề dày vách 5 mm (hình 6.3). Bề rộng đường khói $a = 16320$ mm. Số lượng các đoạn ống 116 cái, số các ống song song trong đoạn là 3, bước ngang $s_1 = 138$ mm. Khi tính toán chiều dài bị nóng của ống ở các đoạn thứ nhất, thứ hai và thứ ba tương ứng là: 150, 225 và 300 mm.

Bài 6.2. Hãy xác định tốc độ sản phẩm cháy và hơi quá nhiệt cấp 2 ở cấp vào của bộ quá nhiệt chế tạo từ các ống $\phi 50$ mm, có bề dày vách ống 4 mm và phân bố các ống nằm ngang song song trong đường khói đi xuống. Khi tính toán lấy các kích thước đường khói $a = 16,32$ m và $b = 6,36$ m. Số lượng các đoạn ống 176 cái có chiều dài 6,2 m mỗi ống, số lượng các ống song song trong một đoạn là 4, tiêu hao nhiên liệu $B_p = 19,28$ kg/s, thể tích sản phẩm cháy cho 1 kg nhiên liệu $V_r = 13,25 \text{ m}^3/\text{kg}$.

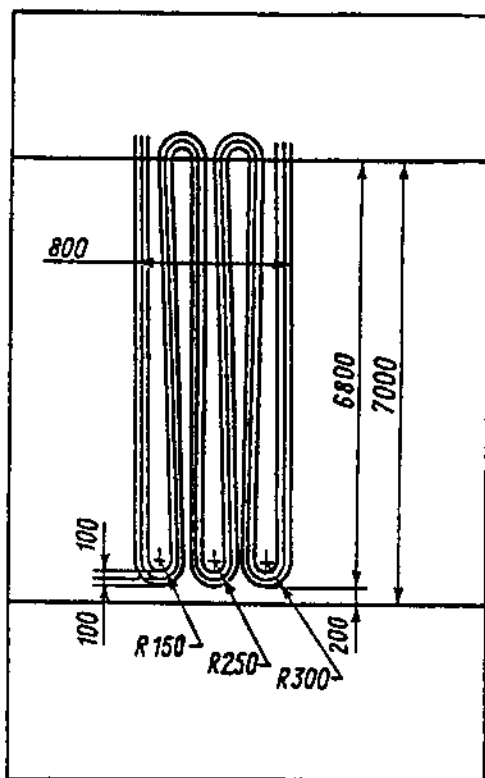
Nhiệt độ của sản phẩm cháy ở đầu vào 679°C và ở đầu ra 496°C , lưu lượng hơi $216,11\text{ kg/s}$, nhiệt độ hơi ở đầu vào 310°C , ở đầu ra 450°C , áp suất hơi tương ứng $4,17$ và $4,07\text{ MPa}$.

Bài 6.3. Tốc độ sản phẩm cháy và hơi trong bộ quá nhiệt trung gian thay đổi thế nào khi thay đổi nhiệt độ trung bình của sản phẩm cháy từ 596 tới 650°C và của hơi quá nhiệt thứ cấp từ 380°C tới 420°C (ở $p = 4,12\text{ MPa}$), cũng như áp suất hơi trong đó từ $4,12\text{ MPa}$ tới $2,65\text{ MPa}$ (ở $t = 380^{\circ}\text{C}$). Khi tính toán lấy tiêu hao nhiên liệu $19,28\text{ kg/s}$, thể tích sản phẩm cháy cho 1 kg nhiên liệu $13,25\text{ m}^3/\text{kg}$, tiết diện ướt của đường khói để sản phẩm cháy đi qua $49,2\text{ m}^2$, tiêu hao hơi $216,11\text{ kg/s}$ và tiết diện để hơi đi qua $0,975\text{ m}^2$.

Bài 6.4. Hãy so sánh các tốc độ nước trong bộ hâm nước nếu bố trí ống song song với mặt trước và vuông góc với mặt trước. Các số liệu ban đầu như sau: đường kính ống 32 mm , bề dày vách ống 4 mm , bước ngang 85 mm , bước dọc 47 mm , các kích thước đường khói theo chiều sâu $b = 3,5\text{ m}$, theo bề rộng $a = 12,5\text{ m}$, số lượng các ống song song trong một đoạn ống là 3 , lưu lượng nước qua bộ hâm nước $D = 138,89\text{ kg/s}$, nhiệt độ trung bình của nước $t = 268^{\circ}\text{C}$. Áp suất trung bình $p = 16,2\text{ MPa}$.

Khi bố trí các ống song song với tường trước, số các phân đoạn bề mặt đốt theo bề rộng đường khói là 2 , khoảng cách giữa trục của ống và mặt tường bên trong tất cả các trường hợp lấy bằng 100 mm .

Bài 6.5. Tốc độ sản phẩm cháy thay đổi bao nhiêu nếu tăng kích thước đường khói theo chiều sâu từ $3,5$ tới $4,0\text{ m}$, vẫn giữ nguyên bước ngang tương đối của ống. Các số liệu còn lại cần để xác định tiết diện ướt, lấy theo bài 6.4



Hình 6.3. Sơ đồ khối bộ quá nhiệt trung gian.

khi bố trí các ống xoắn song song với mặt trước. Lấy chiều dài các ống xoắn 6,1 m, nhiệt độ sản phẩm cháy 700°C, tiêu hao nhiên liệu 17,25 kg/s, thể tích khối cho 1 kg nhiên liệu $V_r = 10 \text{ m}^3/\text{kg}$.

Bài 6.6. Hãy xác định tiết diện cần thiết của đường khối đối lưu khi thiết kế lò hơi để đốt than nâu Berezovskii (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 14) và so sánh nó với giá trị cần thiết của đường khối khi đốt than này đã sấy khô. Các tính toán lấy tiêu hao than ban đầu $B_p = 35,05 \text{ kg/s}$, thể tích sản phẩm cháy cho 1 kg nhiên liệu $V_r = 5,89 \text{ m}^3/\text{kg}$; đối với than Berezovskii khô lấy tương ứng $B_p = 26,5 \text{ kg/s}$; $V_r = 7,434 \text{ m}^3/\text{kg}$; nhiệt độ sản phẩm cháy ở đầu vào đường đối lưu 800°C. Các đặc tính hình học của bề mặt ống $\phi 36 \text{ mm}$, bước ngang 140 mm, bề rộng đường khối 18,0 m, chiều dài ống 8,85 m (hai phân đoạn theo bề rộng). Tốc độ cho phép của khối theo các điều kiện mài mòn lấy đối với than ban đầu 8,8 m/s, than đã sấy khô 8,65 m/s.

6.2. TRAO ĐỔI NHIỆT Ở CÁC BỀ MẶT ĐỐT

Hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống α_1 , kW/(m².K) được xác định theo công thức:

$$\alpha_1 = \xi (\alpha_k + \alpha_l) \quad (6.9)$$

ở đây α_k - hệ số toả nhiệt đối lưu, kW/(m².K);

α_l - hệ số toả nhiệt bằng bức xạ, kW/(m².K);

ξ - hệ số sử dụng, tính đến độ giảm hấp thụ nhiệt của bề mặt đốt do có độ không đồng đều khi khối lưu động, xuất hiện các vùng "chết" hay chảy bao chỉ một phần của khối qua các bề mặt; khi lưu động ngang các bề mặt đốt đối lưu, hệ số ξ lấy bằng 1; trong các trường hợp khác, lưu động phức tạp (ở các giàn ống kiểu màn hình) $\xi < 1$.

6.2.1. Hệ số α_k phụ thuộc vào dạng chùm ống

Đối với các chùm ống bố trí so le:

$$\alpha_k = C_s C_z \frac{\lambda}{d} \left(\frac{w \cdot d}{v} \right)^{0,6} \text{Pr}^{0,33} \quad (6.10)$$

ở đây C_s - hệ số hiệu chỉnh phụ thuộc vào bước ống trong chùm; C_z - hệ số hiệu chỉnh cho số các hàng ống dọc theo dòng các sản phẩm cháy; λ - hệ số dẫn nhiệt của sản phẩm cháy ở nhiệt độ trung bình của dòng, kW/(m.K); v - độ nhớt động học của sản phẩm cháy ở nhiệt độ trung bình của dòng, m²/s; Pr - số Prandtl.

Các giá trị λ , ν và Pr được xác định theo bảng P9 của phụ lục, các hiệu chỉnh cho nó M_λ , M_ν , M_{Pr} phụ thuộc vào áp suất riêng phần của hơi nước và nhiệt độ các sản phẩm cháy, cho trên hình P4 của phụ lục. Hệ số hiệu chỉnh C_s được xác định theo bước ống chéo tương đối:

$$\varphi = (\sigma_1 - 1) / (\sigma'_2 - 1)$$

$$\text{ở đây } \sigma'_2 = \left(\frac{1}{4} \sigma_1^2 + \sigma_2^2 \right)^{0,5}$$

Tùy theo các giá trị σ_1 và φ ta có:

$$C_s = 0,34 \varphi^{0,1} \text{ ở } 0,1 < \varphi \leq 1,7;$$

$$C_s = 0,275 \varphi^{0,5} \text{ ở } 1,7 < \varphi \leq 4,5 \text{ và } \sigma_1 < 3;$$

$$C_s = 0,34 \varphi^{0,1} \text{ ở } 1,7 < \varphi \leq 4,5 \text{ và } \sigma_1 \geq 3.$$

Hệ số hiệu chỉnh về số các hàng ống C_z :

$$C_z = 3,12 z_2^{0,05} - 2,5 \text{ ở } z_2 < 10 \text{ và } \sigma_1 < 3;$$

$$C_z = 4 z_2^{0,02} - 3,2 \text{ ở } z_2 < 10 \text{ và } \sigma_1 \geq 3;$$

$$C_z = 10 \text{ ở } z_2 \geq 10.$$

Đối với các chùm ống bố trí song song:

$$\alpha_K = 0,2 C_s \frac{\lambda}{d} \left(\frac{w \cdot d}{\nu} \right)^{0,65} Pr^{0,33} \quad (6.11)$$

Hệ số hiệu chỉnh về hình học chùm ống:

$$C_s = [1 + (2\sigma_1 - 3)(1 - \sigma_2/2)^3]^2 \text{ ở } \sigma_2 \geq 2, \text{ cũng như } \sigma_1 \leq 1,5;$$

$$C_s = 1; \text{ ở } \sigma_2 < 2 \text{ và } \sigma_1 > 3 \text{ ta coi } \sigma_1 = 3.$$

Hiệu chỉnh cho số các hàng ống:

$$C_z = 0,91 + 0,0125 (z_2 - 2)$$

6.2.2. Hệ số α_1 , đối với các bề mặt lò hơi được xác định theo biểu thức:

$$\alpha_1 = 5,13 \cdot 10^{-11} \varepsilon \cdot T^3 [1 - (T_s/T)^n] / (1 - T_s/T) \quad (6.12)$$

ở đây $n = 4$ đối với nhiên có tro và $n = 3,6$ đối với nhiên liệu không có tro;

ε - hệ số bức xạ của các sản phẩm cháy ở nhiệt độ của dòng xác định theo (4.11); T - nhiệt độ sản phẩm cháy, K; T_s - nhiệt độ lớp bám bẩn trên vách ống ngoài, K.

Giá trị k_{ps} để tính toán ε được xác định giống như khi tính ε_T theo (4.17), nhưng với giá trị $k_{loc} = 0$, bề dày hiệu quả của lớp bức xạ s đối với các chùm ống đối lưu được xác định theo (6.6).

Nhiệt độ $T_z = t_z + 273$, ở đây giá trị t_z ($^{\circ}\text{C}$), được tìm như sau:

Đối với các bộ quá nhiệt đối lưu khi đốt các nhiên liệu có tro:

$$t_z = t + \left(\varepsilon_z + \frac{1}{\alpha_2} \right) q_B \quad (6.13)$$

ở đây t - nhiệt độ trung bình của môi chất làm việc, °C; $q_B = B_p Q/F$ - dòng nhiệt (nhiệt thông) trung bình, kW/m²; ε_z - hệ số bám bẩn, m².K/kW.

Đối với các bề mặt đốt còn lại, t_z được lấy phụ thuộc vào dạng bề mặt và nhiên liệu đốt.

Các số liệu cần để tính toán t_z được đưa ra ở bảng 6.1.

Bảng 6.1.

Giá trị các hệ số tính toán hay nhiệt độ t	Bề mặt lò hơi và dạng nhiên liệu đốt
$\varepsilon_z = 4,30 \text{ m}^2.\text{K/kW}$	Các bộ quá nhiệt đối lưu có bố trí các ống theo kiểu song song khi đốt nhiên liệu rắn.
$\varepsilon_z = 2,58 \text{ m}^2.\text{K/kW}$	Như vậy khi bố trí các ống so le + song song và đốt nhiên liệu lỏng.
$t_z = t + 60^\circ\text{C}$	Bộ hâm nước một cấp, cấp thứ hai của bộ hâm, vùng quá độ của các lò hơi trực lưu ở $\theta' > 400^\circ\text{C}$, đốt nhiên liệu rắn và lỏng.
$t_z = t + 25^\circ\text{C}$	Bộ hâm nước một cấp ở $\theta' \leq 400^\circ\text{C}$ và cấp đầu của bộ hâm nước hai bậc khi đốt nhiên liệu rắn và lỏng.
$t_z = t + 25^\circ\text{C}$	Tất cả các bề mặt đốt đối lưu khi đốt khí tự nhiên.

Khi có thể tích khối ở phía trước bề mặt đốt đối lưu hay bên trong nó, nhiệt lượng bức xạ của thể tích đó tới bề mặt tiếp sau theo chiều chuyển động của khối được tính gần đúng bằng cách tăng hệ số tính toán tỏa nhiệt bức xạ α_j lên α'_j theo công thức sau:

$$\alpha'_j = \alpha_j \left[1 + A \left(\frac{T'}{1000} \right)^{0,25} \left(\frac{l_0}{l_n} \right)^{0,07} \right] \quad (6.14)$$

ở đây l_0 và l_n - chiều sâu của thể tích khối và của bề mặt đốt tiếp sau, m; T' - nhiệt độ dòng sản phẩm cháy trước bề mặt, K; hệ số $A = 0,3$ khi đốt khí và mazut; $A = 0,4$ - khi đốt các than đá và antraxit; $A = 0,5$ - khi đốt các than nâu, đá phiến và than bùn.

Nhiệt lượng bức xạ ngược lại của thể tích khối ở sau bề mặt đốt đối lưu là nhỏ và có thể bỏ qua.

6.2.3. Hệ số toả nhiệt từ vách ống tới môi chất làm việc bên trong α_2 được xác định như sau:

Đối với hơi có áp suất trước tới hạn, ở tất cả các phụ tải nhiệt của bề mặt đốt cũng như đối với hơi có áp suất trên tới hạn (CKD) ở các phụ tải nhiệt $q_{\max} \leq 349 \text{ kW/m}^2$:

$$\alpha_2 = 0,023 \frac{\lambda}{d_{\text{BH}}} \left(\frac{w \cdot d_{\text{BH}}}{\nu} \right)^{0,8} \text{Pr}^{0,4} C_t C_d C_l \quad (6.15)$$

Các hiệu chỉnh C_t , C_d và C_l về lưu động môi chất làm việc bên trong ống lấy bằng 1. Hệ số dẫn nhiệt của nước và hơi λ [kW/(m.K)] được xác định theo bảng P10 của phụ lục.

Độ nhớt động học của môi chất làm việc (m^2/s) được xác định theo biểu thức:

$$\nu = 9,81 \mu \cdot v$$

ở đây v - thể tích riêng của nước và hơi được xác định theo bảng nhiệt động học của nước và hơi nước, m^3/kg ;

μ - độ nhớt động lực học, kg.s/m^2 . Giá trị được xác định theo bảng P11 của phụ lục. Số Prandtl Pr được xác định theo bảng P12 của phụ lục.

Đối với môi trường áp suất trên tới hạn ở $q_{\max} > 349 \text{ kW/m}^2$ và các entanpi của môi trường $h < 2721 \text{ kJ/kg}$, hệ số α_2 được tìm theo hình P5 của phụ lục, có tính đến hiệu chỉnh về phụ tải nhiệt.

Ví dụ 6.6. Hệ số toả nhiệt đối lưu từ sản phẩm cháy tới vách ống thay đổi thế nào khi thay thế chùm ống kiểu song song sang kiểu so le? Khi giải bài toán lấy số lượng các hàng ống theo dòng khí $z_2 = 10$, đường kính ngoài của ống 50 mm, bước ngang của ống $s_1 = 125 \text{ mm}$, bước dọc $s_2 = 75 \text{ mm}$, nhiệt độ trung bình của các sản phẩm cháy $\vartheta = 800^\circ\text{C}$, áp suất riêng phần của hơi nước $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,184$. Để tính toán lấy tốc độ của sản phẩm cháy 10 và 25 m/s, hãy đưa ra kết luận về hiệu quả chuyển sang chùm ống kiểu so le ở các tốc độ khác nhau của sản phẩm cháy.

Bài giải: 1. Xác định các thông số vật lý của sản phẩm cháy. Từ bảng P9 của phụ lục đối với các sản phẩm cháy có thành phần trung bình: $\lambda' = 9,1528 \cdot 10^{-5} \text{ kW/(m.s)}$; $\nu' = 126 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $\text{Pr}' = 0,59$.

Theo hình P4 của phụ lục, các hiệu chỉnh $M_\lambda = 1,05$, $M_\nu = 1,023$ và $M_{\text{Pr}} = 1,042$. Tính đến các hiệu chỉnh, ta có:

$$\lambda = 9,1528 \cdot 10^{-5} \cdot 1,05 = 9,6104 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K});$$

$$v = 126,0 \cdot 10^{-6} \cdot 1,023 = 128,9 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s};$$

$$\text{Pr} = 0,59 \cdot 1,042 = 0,6148.$$

2. Hệ số toả nhiệt đối lưu đối với chùm ống kiểu song song. Ta tìm các hệ số hiệu chỉnh C_s và C_z theo các giá trị $\sigma_1 = s_1/d = 125/50 = 2,5$; $\sigma_2 = 75/50 = 1,5$. Với các điều kiện này $C_s = [1 + (2 \cdot 2,5 - 3)(1 - 1,5/2)^3]^{-2} = 0,940$.

Ở $z_2 = 10$ giá trị $C_z = 1$.

Hệ số toả nhiệt đối lưu từ sản phẩm cháy tới ống ở tốc độ 10 m/s theo (6.11):

$$\alpha_K = 0,2 \cdot 0,940 \cdot 1,0 \frac{9,6104 \cdot 10^{-5}}{0,05} \left(\frac{10,0 \times 0,05}{128,9 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,65} \times 0,615^{0,33} =$$

$$= 66,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Cũng như thế ở tốc độ 25 m/s: $\alpha_K = 120,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

3. Hệ số toả nhiệt đối lưu đối với các chùm ống kiểu so le.

Tìm được các hệ số hiệu chỉnh C_s và C_z như sau:

$$\sigma_1 = 2,5; \quad \sigma_2 = 75/50 = 1,50; \quad \sigma'_2 = \sqrt{2,5^2/4 + 1,50^2} = 1,953;$$

$$\varphi = (2,5 - 1)/(1,953 - 1) = 1,574;$$

$$C_s = 0,34 \cdot 1,574^{0,1} = 0,356;$$

$$C_z = 1,0 \text{ bởi vì } z_2 = 10.$$

Hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới ống ở tốc độ 10 m/s theo (6.10)

$$\alpha_K = 0,356 \times 1,0 \frac{9,610 \cdot 10^{-5}}{0,05} \left(\frac{10,0 \times 0,05}{128,9 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,60} 0,6148^{0,33}$$

$$= 82,9 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Cũng như vậy ở tốc độ 25 m/s: $\alpha_K = 143,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

Do đó, khi chuyển từ chùm ống song song sang kiểu so le làm tăng hệ số toả nhiệt đối lưu lên 1,25 lần, ở tốc độ khối 10 m/s và bằng 1,20 lần ở tốc độ khối 25 m/s.

Ví dụ 6.7. Hệ số toả nhiệt α_K thay đổi thế nào khi tăng số lượng các hàng ống theo dòng khối từ 5 tới 10? Lấy: $w_r = 10 \text{ m/s}$; $d = 32 \text{ mm}$; $s_1 = 120 \text{ mm}$; $s_2 = 50 \text{ mm}$; nhiệt độ trung bình $\vartheta = 800^\circ\text{C}$; áp suất riêng phần của hơi nước $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,100$; phân bố các ống trong chùm theo kiểu so le.

Bài giải: 1. Xác định các thông số vật lý của quá trình cháy. Từ bảng P9 của phụ lục sản phẩm cháy có thành phần trung bình:

$$\lambda' = 9,1528 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{s}); v' = 126,0 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \text{Pr}' = 0,59.$$

Theo hình P4 của phụ lục, các hiệu chỉnh $M_v = 1,0$; $M_\lambda = 0,991$ và $M_{\text{Pr}} = 0,992$. Tính đến hiệu chỉnh ta có:

$$\lambda = 9,1528 \cdot 10^{-5} \cdot 0,991 = 9,07 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$v = 126,0 \cdot 10^{-6} \cdot 1,0 = 126,0 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s};$$

$$\text{Pr} = 0,59 \cdot 0,992 = 0,585$$

2. Tìm các hệ số hiệu chỉnh C_s và C_z . Bước tương đối của ống:

$$\sigma_1 = 120/32 = 3,75; \sigma_2 = 50/32 = 1,562;$$

$$\sigma'_2 = \sqrt{3,75^2/4 + 1,562^2} = 2,44; \varphi = (3,75 - 1)/(2,44 - 1) = 1,910$$

$$C_s = 0,34 \cdot 1,910^{0,1} = 0,363$$

Ở $z_2 = 10$ có $C_z = 1,0$; ở $z_2 = 5$ có $C_z = 4,5^{0,02} - 3,2 = 0,931$.

3. Hệ số toả nhiệt α_K ở phương án đã cho ($z_2 = 5$) theo (6.10):

$$\alpha_{K5} = 88,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Đối với bề mặt ở $z_2 = 10$:

$$\alpha_{K10} = \alpha_{K5} \frac{C_{z10}}{C_{z5}} = 88,5 \cdot 10^{-3} \frac{1,0}{0,931} = 95,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Do đó sự tăng số lượng các hàng ống theo dòng khối từ 5 tới 10 làm tăng hệ số toả nhiệt α_K đối với chùm ống so le tới 7,45%. Việc tăng tiếp theo số lượng các hàng ống không làm tăng α_K .

Ví dụ 6.8. Hãy đưa ra quan hệ đánh giá ảnh hưởng của đường kính ống tới hệ số toả nhiệt α_K đối với các chùm ống so le và song song khi chuyển đường kính ống $d = 32$ mm tới $d = 60$ mm.

Bài giải: 1. Từ (6.10) ta có biểu thức $\alpha_K = f(d)$ đối với các chùm ống so le:

$$\alpha_K = A \frac{d^{0,6}}{d} = A \cdot d^{-0,4}$$

ở đây A – tổ hợp các hằng số đối với các điều kiện đã cho về kết cấu của chùm ống, các thông số vật lý và tốc độ khối.

2. Tương tự đối với các chùm ống kiểu song song theo (6.11):

$$\alpha_K = A \cdot d^{-0,35}$$

3. Xác định sự thay đổi α_K đối với chùm ống so le ở đường kính ống $d = 60$ mm thay cho 32 mm:

$$\alpha_{K60}/\alpha_{K32} = (d_{60}/d_{32})^{-0,4} = 0,78$$

4. Cũng làm như vậy với cụm ống so le, ta có:

$$\alpha_{K60}/\alpha_{K32} = (60/32)^{-0,35} = 0,80$$

Do đó việc tăng đường kính ống từ 32 mm tới 60 mm ở các điều kiện trên làm giảm α_K tới 22% ở các chùm ống so le và tới 20% trong chùm ống song song.

Ví dụ 6.9. Hãy xác định hệ số toả nhiệt α_K thay đổi thế nào khi bố trí ống kiểu song song khi tăng bước ngang s_1 từ 88 mm tới 138 mm, tăng bước dọc s_2 từ 50 mm tới 60 mm. Các số liệu còn lại lấy từ ví dụ 6.8. Lấy $z_2 = 10$, tốc độ sản phẩm cháy là 10 m/s.

Bài giải: 1. Bởi vì theo (6.10) sự thay đổi hệ số toả nhiệt α_K trong trường hợp đã cho chỉ phụ thuộc giá trị hệ số hiệu chỉnh C_s , ta tìm giá trị của C_s .

Đối với phương án đầu $\sigma_1 = 88/32 = 2,75$; $\sigma_2 = 50/32 = 1,562$. Bởi vì $\sigma_2 < 2$ còn $\sigma_1 < 3$ nên:

$$C_s = [1 + (2 \cdot 2,75 - 3) (1 - 1,562/2)^3]^{-2} = 0,9886;$$

Khi tăng bước ngang s_1 tới 138 mm $\sigma_1 = 138/32 = 4,312$ và khi tính toán C_s lấy $\sigma_1 = 3$, khi đó:

$$C_s = \left[1 + (2 \times 3 - 3) \left(1 - \frac{1,562}{2} \right)^3 \right]^{-2} = 0,940$$

Sự thay đổi hệ số α_K khi tăng bước ngang bằng 4,9%.

2. Xác định hệ số toả nhiệt α_K khi tăng bước dọc s_2 tới 60 mm.

Ta tìm hệ số hiệu chỉnh C_s với:

$$\sigma_1 = 138/32 = 4,312; \sigma_2 = 60/32 = 1,875.$$

Đối với các điều kiện này:

$$C_s = \left[1 + (2 \times 3 - 3) \left(1 - \frac{1,875}{2} \right)^3 \right]^{-2} = 0,998$$

Hệ số toả nhiệt tính toán:

$$\begin{aligned} \alpha_K &= 0,20 \times 0,998 \frac{9,07 \cdot 10^{-5}}{0,032} \left(\frac{10,0 \times 0,032}{126,0 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,65} 0,585^{0,33} = \\ &= 77,4 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

Do đó, khi bố trí các ống kiểu song song sự tăng bước dọc của ống s_2 ở các giá trị $\sigma_2 < 2,0$ làm tăng một ít hệ số toả nhiệt α_K (ở ví dụ đã cho bằng $0,998/0,94 = 1,062$ lần).

Ví dụ 6.10. Hãy xác định hệ số toả nhiệt ở bề mặt đốt đối lưu thay đổi thể nào khi đốt khí tự nhiên ở lò hơi có áp suất cao, ở áp suất $p = 1 \text{ MPa}$, lấy khí tự nhiên (phụ lục, bảng P4, nhiên liệu số 8) có $V_B^0 = 9,91 \text{ m}^3/\text{m}^3$; $V_r^0 = 11,12 \text{ m}^3/\text{m}^3$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,191$. Các số liệu ban đầu $\sigma_1 = 3,0$; $\sigma_2 = 1,5$; $d = 32 \text{ mm}$; $z_2 > 10$; nhiệt độ trung bình của khối $\vartheta = 600^\circ\text{C}$; tốc độ khối 10 m/s .

Bài giải: 1. Các tính chất vật lý của sản phẩm cháy ở $\vartheta = 600^\circ\text{C}$ (phụ lục bảng P9):

$$\lambda' = 7,420 \cdot 10^{-5} \cdot 1,018 = 7,55 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K})$$

$$v = 89,4 \cdot 10^{-6} \cdot 1,05 = 93,87 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s};$$

$$\text{Pr} = 0,61 \cdot 1,048 = 0,639.$$

2. Hệ số toả nhiệt α_K trong buồng đốt bình thường (ở áp suất gần với áp suất 1 at của khối):

$$\begin{aligned} \alpha_K &= 0,360 \cdot 1,0 \frac{7,55 \cdot 10^{-5}}{0,032} \left(\frac{10 \times 0,032}{93,87 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,6} \cdot 0,639^{0,33} \\ &= 98,37 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}). \end{aligned}$$

3. Ở lò hơi áp suất khối cao

Đối với các lò hơi cao áp làm việc ở áp suất khối cao hơn 1 at, độ nhớt động học được xác định theo công thức:

$$v_p = \frac{v}{p} = \frac{93,87 \cdot 10^{-6}}{1,0 \times 10} = 9,387 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Các đại lượng còn lại có trong (6.10) khi đó là không đổi, vì vậy:

$$\begin{aligned} \alpha_K^p &= \alpha_K (93,87/9,387)^{0,6} = 98,37 \cdot 10^{-3} \cdot 3,98 \\ &= 391,62 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

Tức là với sự tăng áp suất trong đường khối ở các điều kiện còn lại như nhau, hệ số toả nhiệt bởi đối lưu tăng đáng kể. Sự tăng này tỷ lệ với sự thay đổi áp suất của môi trường với số mũ 0,6.

Ví dụ 6.11. Hãy xác định hệ số toả nhiệt α_K ở bề mặt khi tồn tại các phần có các tiết diện lưu động của khối khác nhau. Khi tính toán coi bố trí các ống là song song $d = 42 \text{ mm}$; $s_1 = 138 \text{ mm}$; $s_2 = 63 \text{ mm}$; $z_2 = 10$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,184$; $\vartheta = 800^\circ\text{C}$; tiêu hao nhiên liệu $B_p = 19,28 \text{ m}^3/\text{s}$; $V_r = 13,25 \text{ m}^3/\text{s}$; tiết diện lưu thông đoạn sản phẩm cháy ở đoạn đầu $F_{r1} = 60,0 \text{ m}^2$, ở đoạn thứ hai $F_{r2} = 50 \text{ m}^2$; diện tích các bề mặt đốt ở các đoạn tương ứng $F_1 = 1000 \text{ m}^2$ và $F_2 = 1500 \text{ m}^2$.

Bài giải: 1. Ta lấy trung bình tiết diện bề mặt theo công thức:

$$F_{tb} = \frac{\frac{F_1 + F_2}{F_1} + \frac{F_2}{F_2}}{\frac{F_1}{F_{r1}} + \frac{F_2}{F_{r2}}} = \frac{\frac{1000 + 1500}{1000} + \frac{1500}{1500}}{\frac{1000}{60} + \frac{1500}{50}} = 53,57 \text{ m}^2$$

2. Tốc độ trung bình khối theo bề mặt, theo (6.7):

$$w_r = \frac{13,25 \times 19,28 (800 + 273)}{53,57 \times 273} = 18,7 \text{ m/s}$$

3. Hiệu chỉnh về hình học chùm ống:

$$C_s = [1 + (2 \times 3,0 - 3) (1 - 1,5/2)^3]^2 = 0,912;$$

$$C_z = 1,0$$

4. Các thông số vật lý của sản phẩm cháy ở $\vartheta = 800^\circ\text{C}$:

$$\lambda = 9,610 \cdot 10^{-5} \text{ kW/(m.K)}; \nu = 428,9 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \text{Pr} = 0,614$$

5. Hệ số toả nhiệt đối lưu $\alpha_K = 100,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)}$

6. Khi thay đổi đều đặn tiết diện có thể sử dụng công thức trung bình đơn giản hơn:

$$F_{tb} = \frac{2F_{r1} + F_{r2}}{F_{r1} + F_{r2}} = \frac{2 \times 50 + 60}{50 + 60} = 54,5 \text{ m}^2$$

Tốc độ khối khí đó bằng 18,4 m/s, còn hệ số toả nhiệt $\alpha_K = 99,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)}$, sai số tính toán 1%.

Ví dụ 6.12. Một bộ quá nhiệt đối lưu bố trí ống song song và so le trong vùng nhiệt độ cao của sản phẩm cháy ϑ . Hãy xác định hệ số trung bình của toả nhiệt α_K nếu biết rằng $F_{s,s} = 1000 \text{ m}^2$; $F_{s,l} = 1500 \text{ m}^2$. Khi giải bài toán lấy $s_1 = 3,0$; $s_2 = 1,5$; $d = 32 \text{ mm}$; $z_2 = 30$; $\vartheta = 800^\circ\text{C}$; $r_{H_2O} = 0,184$; $w_r = 10 \text{ m/s}$.

Bài giải: 1. Xác định hệ số toả nhiệt α_K ở phần có bố trí ống kiểu song song.

Tương tự ví dụ trước ta tìm được:

$$C_s = 0,912; C_z = 1,0; \lambda = 9,610 \cdot 10^{-5} \text{ kW/(m.K)};$$

$$\nu = 128,9 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \text{Pr} = 0,614;$$

$$\begin{aligned} \alpha_{s,s} &= 0,2 \times 0,912 \times 1,0 \frac{9,610 \cdot 10^{-5}}{0,032} \left(\frac{10 \times 0,032}{128,9 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,65} 0,614^{0,33} = \\ &= 75,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)} \end{aligned}$$

2. Tương tự như vậy, ở phần bố trí ống theo kiểu so le:

$$C_s = 0,360; C_z = 1,0; \lambda = 5,543 \cdot 10^{-5} \text{ kW/(m.K)};$$

$$\nu = 128,9 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \text{Pr} = 0,614;$$

$$\alpha_{s,l} = 0,360 \cdot 1,0 \frac{9,610 \cdot 10^{-5}}{0,032} \left(\frac{10 \times 0,032}{128,9 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,60} 0,614^{0,33} =$$

$$= 100,3 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

3. Hệ số toả nhiệt đối lưu trung bình α_K được xác định theo công thức:

$$\alpha_K = \frac{\alpha_{s,s} F_{s,s} + \alpha_{s,l} F_{s,l}}{F_{s,s} + F_{s,l}} = \frac{75,1 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 + 100,3 \cdot 10^{-3} \cdot 1500}{1000 + 1500} =$$

$$= 90,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/\text{m}^2$$

Ví dụ 6.13. Hệ số toả nhiệt bức xạ α_r thay đổi thế nào khi tăng nhiệt độ các sản phẩm cháy từ 500 tới 800°C? Lấy nhiệt độ của vách ống bị bám bẩn $t_z = 100^\circ\text{C}$; hệ số bức xạ của môi trường khối $\varepsilon = 0,15$; nhiên liệu không có tro (khí tự nhiên).

Bài giải: 1. Xác định tỷ số các nhiệt độ $\frac{1 - (T_z/T)^n}{1 - T_z/T}$ ở phương án ban đầu – ở nhiệt độ khối 500°C.

Đối với nhiên liệu không tro $n = 3,6$; ở các giá trị ban đầu đã cho tỷ số các nhiệt độ:

$$\left[1 - \left(\frac{400 + 273}{500 + 273} \right)^{3,6} \right] / \left[1 - \frac{400 + 273}{500 + 273} \right] = 3,035$$

2. Hệ số toả nhiệt bằng bức xạ từ sản phẩm cháy tới vách ống ở phương án đầu, theo (6.12):

$$\alpha_{r1} = 5,13 \cdot 10^{-11} \cdot 0,15 \cdot (500 + 273)^3 \cdot 3,035 = 10,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

3. Tìm được tỷ số các nhiệt độ đối với phương án thứ hai, ở nhiệt độ các sản phẩm cháy 800°C.

$$\left[1 - \left(\frac{400 + 273}{800 + 273} \right)^{3,6} \right] / \left[1 - \frac{400 + 273}{800 + 273} \right] = 2,182$$

4. Hệ số toả nhiệt bức xạ khi $\vartheta = 800^\circ\text{C}$:

$$\alpha_{r2} = 298 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Do đó, sự tăng nhiệt độ của sản phẩm cháy từ 500 tới 800°C ở nhiệt độ t_z không đổi làm tăng đáng kể hệ số toả nhiệt bức xạ.

Ví dụ 6.14. Hệ số toả nhiệt bức xạ α_r thay đổi thế nào khi tăng bước ngang của ống trong chùm s_1 từ 70 tới 96 mm? Khi giải bài toán lấy: $d = 32 \text{ mm}$; $s_2 =$

48 mm; $\vartheta = 800^\circ\text{C}$; $t_z = 400^\circ\text{C}$; $p = 0,1 \text{ MPa}$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,12$; $r_n = 0,300$; nhiên liệu là khí tự nhiên (không có tro).

Bài giải: 1. Xác định hệ số toả nhiệt bởi bức xạ α_1 ở phương án đầu (ở giá trị $s_1 = 70 \text{ mm}$).

Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ theo (6.6):

$$s = 0,9 \times 0,032 \left(\frac{4 \times 70 \times 48}{\pi \cdot 32^2} - 1 \right) = 0,092 \text{ m}$$

Hệ số hấp thụ môi trường khối k_r [xem (4.14)]:

$$p_n s = 0,1 \cdot 0,300 \cdot 0,092 = 0,0027 \text{ MPa.m};$$

$$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,12}{0,316 \sqrt{0,0027}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \times \frac{1073}{1000} \right) = 34,78 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số bức xạ của môi trường khối ở thể tích giữa các ống theo (4.17) và (4.11):

$$k_{ps} = 34,78 \cdot 0,300 \cdot 0,1 \cdot 0,09 = 0,096;$$

$$\varepsilon = 1 - e^{-0,096} = 0,0915$$

Giá trị α_1 ở phương án đầu theo (6.12):

$$\begin{aligned} \alpha_1 &= 5,13 \cdot 10^{-11} \cdot 0,0915 \cdot (800 + 273)^3 \cdot \frac{\left(1 - \frac{400 + 273}{800 + 273} \right)^{3,6}}{1 - \left(\frac{400 + 273}{800 + 273} \right)} = \\ &= 12,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)} \end{aligned}$$

2. Xác định hệ số toả nhiệt bởi bức xạ α_1 khi tăng bước ngang s_1 tới 96 mm.

Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ (theo 6.6):

$$s = 0,136 \text{ m}$$

Hệ số hấp thụ bởi môi trường khí:

$$p_n s = 0,00409 \text{ MPa.m}; \quad k_r = 28,40 \text{ 1/(MPa.m)};$$

Hệ số bức xạ của môi trường khối ở vùng giữa các ống:

$$k_{ps} = 0,116; \quad \varepsilon = 1 - e^{-0,116} = 0,110$$

Hệ số toả nhiệt bởi bức xạ theo (6.12):

$$\alpha_{12} = 15,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Do đó, sự tăng bước ngang của các ống làm tăng α_1 trong trường hợp đã cho tới 1,206 lần.

Ví dụ 6.15. Hãy xác định mức độ ảnh hưởng của thể tích khối nằm trước bề mặt đốt hoặc bên trong bề mặt đó tới hệ số toả nhiệt bức xạ khi đốt than đá. Bề

mặt được đặt ở phần trên của đường khối đối lưu. Khi giải bài toán lấy nhiệt độ của sản phẩm cháy ở đầu vào bề mặt đốt 900°C , nhiệt độ trung bình của khối 850°C ; nhiệt độ vách ống bám bẩn 550°C ; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,080$; $r_n = 0,246$; mật độ không thứ nguyên của các hạt tro $\mu_{\text{zt}} = 0,019$; loại máy nghiền có tốc độ trung bình, bề mặt đốt bao gồm hai khối (mỗi khối có chiều cao 1000 mm). Hãy xét ba phương án bố trí thể tích khối.

a) chiều sâu thể tích khối trước bề mặt gia nhiệt 800 mm;

b) chiều sâu thể tích khối trước bề mặt gia nhiệt 1600 mm;

c) chiều sâu thể tích khối trước bề mặt gia nhiệt 1600 mm; bên trong bề mặt đốt (giữa các khối) 1200 mm. Bề dày bức xạ hiệu quả của thể tích giữa các ống $s = 0,125$ m; $p = 0,1$ MPa.

Bài giải: 1. Xác định hệ số hấp thụ nhiệt bởi bức xạ của các khí ba nguyên tử và của các hạt tro:

$$p_n s = 0,1 \cdot 0,246 \cdot 0,125 = 0,00307 \text{ MPa.m};$$

$$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,08}{0,316 \sqrt{0,00307}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \times \frac{1123}{1000} \right) = 29,70 \text{ 1/(MPa.m)}$$

$$k_{\text{zt}} = \frac{4300 \times 1,3}{\sqrt[3]{1123^2 \times 16^2}} = 81,49 \text{ 1/(MPa.m)}$$

2. Hệ số bức xạ của thể tích khối giữa các ống trong khối bề mặt đốt theo (4.17) và (4.11):

$$k_{\text{ps}} = (29,70 \cdot 0,246 + 81,49 \cdot 0,018) 0,1 \cdot 0,125 = 0,111;$$

$$\epsilon = 1 - e^{-0,111} = 0,105$$

3. Hệ số toả nhiệt bằng bức xạ trong khối, bỏ qua bức xạ bề mặt đốt của thể tích khối:

$$\alpha_1 = 5,13 \cdot 10^{-11} \cdot 0,105 (850 + 273)^3 \cdot \frac{1 - \left(\frac{550 + 273}{850 + 273} \right)^4}{1 - \left(\frac{550 + 273}{850 + 273} \right)} = 20,3 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

4. Hệ số toả nhiệt bức xạ lấy chính xác với hiệu chỉnh về bức xạ của thể tích khối theo (6.14):

a) khi thể tích khối bố trí trước bề mặt $l_0 = 800$ mm:

$$\alpha'_1 = 20,3 \cdot 10^{-3} \left[1 + 0,4 \left(\frac{900 + 273}{1000} \right)^{0,25} \left(\frac{800}{2000} \right)^{0,07} \right] = 28,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)};$$

b) khi thể tích khối trước bề mặt có $l_0 = 1600 \text{ mm}$:

$$\alpha'_1 = 28,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K});$$

c) khi thể tích khối trước bề mặt và giữa các khối:

$$l_0 = 1200 + 1600 = 2800 \text{ mm}$$

$$\alpha'_1 = 28,95 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Ví dụ 6.16. Hệ số toả nhiệt từ vách ống tới môi chất làm việc α_2 phụ thuộc vào vai trò của bề mặt đốt như thế nào, bộ hâm nước, vùng quá độ, bộ quá nhiệt ở các điều kiện so sánh (lưu lượng, các tiết diện để môi chất bên trong đi qua, đường kính bên trong ống như nhau). Khi giải bài toán lấy lưu lượng môi chất 272,22 kg/s; áp suất 29,43 MPa; Số lượng các ống 716 cái; đường kính trong 0,020 m. Lấy nhiệt độ môi chất trong bộ hâm nước 300°C; ở vùng quá độ 390°C; ở trong các bộ quá nhiệt 500°C, phụ tải nhiệt trong vùng quá độ 50 kW/m².

Bài giải: 1. Tiết diện môi chất bên trong lưu thông theo (6.2):

$$f = 0,785 \cdot 0,02^2 \cdot 716 = 0,225 \text{ m}^2$$

2. Tốc độ khối lượng của môi chất:

$$\rho w = D/f = 272,22/0,225 = 1210 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

3. Hệ số toả nhiệt α_2 trong bộ hâm nước:

Ở $p = 29,43 \text{ MPa}$ và $t = 300^\circ\text{C}$ tỷ khối riêng của nước $v = 1,333 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg}$ và tốc độ nước $w_n = \rho w \cdot v = 1210 \cdot 1,333 \cdot 10^{-3} = 1,61 \text{ m/s}$.

Các thông số vật lý của nước theo bảng P10 - P12 của phụ lục:

$$\lambda = 59,08 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K}); \text{Pr} = 0,82;$$

Theo P11 ta xác định độ nhớt động học của nước:

$$\nu = 0,127 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Theo (6.15) ta xác định α_2 . Khi lưu động trong ống các giá trị C_1 , C_d và C_i được lấy bằng 1, khi đó:

$$\alpha_2 = 0,023 \times \frac{59,08 \cdot 10^{-5}}{0,02} \times \left(\frac{1,613 \times 0,02}{0,127 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} \times 0,82^{0,4} = 13,19 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}).$$

4. Như vậy, đối với bề mặt đốt vùng quá độ, theo hình P6 của phụ lục ở tốc độ khối lượng của môi chất 1210 kg/(m²·s) và $d_i = 0,02 \text{ m}$; tra được $\alpha_H = 10,41 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

Ở $p = 29,43 \text{ MPa}$ và $t = 390^\circ\text{C}$ entanpi của môi chất làm việc $h = 1974,5 \text{ kJ/kg}$. Khi đó, hệ số hiệu chỉnh $A = 1,5$.

$$\alpha_2 = \alpha_H A = 10,41 \cdot 1,5 = 15,61 \text{ kW}/(\text{m}^2.\text{K})$$

5. Cũng như vậy, đối với bề mặt của bộ quá nhiệt ở $p = 29,43 \text{ MPa}$ và $t = 500^\circ\text{C}$, thể tích riêng của hơi $v = 0,008922 \text{ m}^3/\text{kg}$; khi đó tốc độ hơi $w_h = 1210 \cdot 0,008922 = 10,80 \text{ m/s}$.

Các thông số vật lý của hơi: Từ bảng P10, P11 và P12 của phụ lục ta xác định: $\lambda = 11,40 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m}^2.\text{K})$; $Pr = 1,23$; $\nu = 0,297 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$.

Hệ số toả nhiệt α_2 theo (6.15):

$$\alpha_2 = 0,023 \frac{11,40 \cdot 10^{-5}}{0,02} \left(\frac{10,795 \times 0,02}{0,297 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} \cdot 1,23^{0,4} = 6,97 \text{ kW}/(\text{m}^2.\text{K})$$

Do đó, ở cùng một tốc độ khối lượng của môi chất làm việc, tốc độ dài (tuyến tính) nhỏ nhất có khi dòng nước chảy trong bộ hâm nước, nước có thể tích riêng nhỏ, còn ở trong bộ quá nhiệt, tốc độ của hơi lớn nhất.

Trong khi đó hệ số toả nhiệt từ vách ống tới môi chất làm việc α_2 trong bộ quá nhiệt là nhỏ nhất, bởi vì nó phụ thuộc không chỉ vào tốc độ môi chất mà còn phụ thuộc vào các thông số vật lý của hơi (trước hết là tỷ khối hay thể tích riêng). Giá trị cao nhất của α_2 là ở bề mặt đốt ở vùng quá độ, vì ở vùng đó có sự trao đổi chất chảy rất mạnh và tỷ khối môi chất cao (vùng chuyển pha).

Ví dụ 6.17. Hãy xác định hệ số toả nhiệt thay đổi thế nào khi tăng đường kính bên trong của ống từ 20 tới 52 mm.

Bài giải: Biến đổi biểu thức (6.15) về dạng hàm số $\alpha_2 = f(d_i)$:

$$\alpha_2 = A \cdot d_i^{-1} d_i^{0,8} = A \cdot d_i^{0,2}$$

Từ đó suy ra sự thay đổi hệ số α_2 vào tỷ số các đường kính ống được biểu diễn như sau:

$$\alpha_2 = \alpha_{20} (d_{i0}/d_i)^{-0,2}$$

ở đây α_{20} và d_{i0} - các giá trị ban đầu của hệ số toả nhiệt α_2 và đường kính trong của ống d_i .

Trong trường hợp đã cho hệ số toả nhiệt khi chuyển từ ống có đường kính trong 20 mm sang đường kính 52 mm giảm theo tỷ số:

$$\alpha_{2(52)} = \alpha_{2(20)} (20/52)^{0,2} = 0,826 \alpha_{2(20)}$$

Ví dụ 6.18. Để đảm bảo độ tin cậy làm việc, ống một cấp của bộ quá nhiệt trung gian được chế tạo từ các ống có đường kính ngoài 50 mm và bề dày vách 4 mm; cần phải tăng hệ số toả nhiệt từ $650 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2.\text{K})$ lên đến $850 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2.\text{K})$. Việc chuyển sang dùng các ống có đường kính ngoài 42 mm có

đảm bảo như vậy không nếu giữ nguyên bề dày vách và kết cấu của bộ quá nhiệt?

Bài giải: Bằng cách biến đổi (6.15) vẫn giữ nguyên các thông số vật lý, ta thu được biểu thức sau đây:

$$\alpha_2 = \alpha_{20} (d/d_0)^{-0.2} (w/w_0)^{0.8} \quad (a)$$

Bởi vì tốc độ hơi, khi lưu lượng thể tích không đổi, tỷ lệ nghịch với tiết diện lưu thông nên có biểu thức sau:

$$w = w_0 (d_0/d)^2 \quad (b)$$

Sau khi thay thế giá trị w trong quan hệ (a) ta thu được quan hệ tương hỗ giữa các hệ số toả nhiệt:

$$\alpha_2 = \alpha_{20} (d/d_0)^{-0.2} (d_0/d)^{1.6} = \alpha_{20} (d_0/d)^{1.8} \quad (c)$$

Ở giá trị đầu $\alpha_{20} = 650 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ giá trị mới α khi đặt các ống $\phi 42$ mm tương ứng:

$$\alpha_2 = 0,650 \cdot (42/34)^{1.8} = 0,951 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Như vậy việc chuyển sang các ống có đường kính nhỏ hơn là phương pháp hiệu quả tăng hệ số toả nhiệt α_2 và do đó cải thiện chế độ nhiệt của các ống bộ quá nhiệt, tuy nhiên khi đó tăng trở lực thuỷ động của chùm ống.

BÀI TẬP

Bài 6.7. Hệ số toả nhiệt α_k thay đổi thế nào khi tăng số lượng các ống dọc theo dòng khối từ 4 tới 15 ống. Lấy: $w_r = 10 \text{ m/s}$, $d = 32 \text{ mm}$; $s_1 = 120 \text{ mm}$; $s_2 = 50 \text{ mm}$; $\vartheta = 900^\circ\text{C}$, $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,100$; phân bố các ống theo kiểu song song.

Bài 6.8. Hãy xác định hệ số toả nhiệt α_k đối với các chùm ống với phân bố so le thay đổi thế nào khi thay đổi bước ngang s_1 từ 120 tới 138 mm và khi thay đổi bước dọc từ 50 tới 70 mm. Lấy $z_2 = 10$ (các số liệu còn lại theo bài 6.7).

Bài 6.9. Khi thay thế đốt khí tự nhiên bằng đốt mazut trong lò hơi ảnh hưởng thế nào tới hệ số toả nhiệt α_k , nếu phân bố ống song song? Khi giải bài toán lấy $w_r = 25 \text{ m/s}$; $\sigma_1 = 3,3$; $\sigma_2 = 1,5$; $d = 42 \text{ mm}$; $z_2 = 10$; $\vartheta = 800^\circ\text{C}$. Khí tự nhiên là nhiên liệu số 6 (phụ lục, bảng P2); $\alpha_r = 1,05$; mazut là nhiên liệu số 19 (bảng P1 của phụ lục) hệ số dư không khí trong đường khối $\alpha_r = 1,03$.

Bài 6.10. Hãy so sánh các giá trị của hệ số toả nhiệt bức xạ α_1 đối với các ống của chùm ống kiểu song song ở áp suất 1 at và tăng áp suất trong đường khối tới $p = 0,5 \text{ MPa}$, giữ nguyên tốc độ của sản phẩm cháy.

Bài 6.11. Hãy xác định hệ số toả nhiệt đối lưu α_k ở các ống có đường kính ngoài $d_1 = 38$ mm và $d_2 = 32$ mm. Khi giải bài toán lấy $\vartheta = 900^\circ\text{C}$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,100$; $w_r = 10$ m/s; $\sigma_1 = 3,0$; $\sigma_2 = 1,5$; $z_2 = 10$, các chùm ống bố trí song song và so le.

Bài 6.12. Bề mặt đốt của bộ quá nhiệt đối lưu có bố trí ống kiểu song song có một phần rẽ ống thừa ra (feson hoá). Hãy xác định hệ số toả nhiệt trung bình đối lưu α_k nếu biết rằng bề mặt đốt của feson là 449 m², bề mặt đốt toàn bộ phần 898 m², tiết diện để khối đi qua ở phần phần feson hoá là $F_{r,\phi} = 83,3$ m²; $F_r = 71,4$ m²; $s_1 = 138$ mm; $s_2 = 55$ mm.

Các ống có đường kính 36 mm, z_2 trong phần sẽ thừa bằng 12, ở phần giàn không rẽ ống 6. Lấy ở cả hai phần nhiệt độ trung bình của khối $\vartheta = 1100^\circ\text{C}$; $V_r = 8,85$ m³/kg; $B_p = 22,0$ kg/s; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,08$.

Bài 6.13. Hệ số toả nhiệt bức xạ α_r thay đổi thế nào khi tăng nhiệt độ của sản phẩm cháy của than đá từ 600 tới 800°C ? Lấy hệ số bức xạ thể tích $\varepsilon = 0,15$. Nhiệt độ thành ống bám bẩn $t_z = 450^\circ\text{C}$.

Bài 6.14. Hãy xác định hệ số toả nhiệt bức xạ α_r khi tăng bước dọc s_2 từ 48 tới 64 mm. Khi giải bài toán lấy: $d = 32$ mm; $s_1 = 138$ mm; $\vartheta = 900^\circ\text{C}$; $t_z = 400^\circ\text{C}$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,08$; $r_n = 0,226$, nhiên liệu là than đá, mật độ không thứ nguyên của tro trong sản phẩm cháy $\mu_{z1} = 0,019$; loại máy nghiền tốc độ trung bình, áp suất trong buồng đốt $p = 0,1$ MPa.

Bài 6.15. Hệ số toả nhiệt bức xạ α_r thay đổi thế nào khi thay đổi mật độ không thứ nguyên của tro trong dòng khối từ $0,010$ tới $0,020$ kg/kg? (các điều kiện còn lại theo bài 6.14).

Bài 6.16. Hãy so sánh các hệ số toả nhiệt α_2 trong bộ hâm nước và trong các giàn ống lò hơi có áp suất dưới tới hạn $p = 14,715$ MPa, ở tốc độ khối như nhau của môi chất làm việc là 1000 kg/(m².s) và ở các nhiệt độ tương ứng 250°C và t_{bh} (nhiệt độ bão hoà). Lấy đường kính trong của ống 20 mm. Giá trị α_2 có phụ thuộc tốc độ khối lượng không khí? Trong các ống của giàn ống sinh hơi là nước sôi lưu động.

Bài 6.17. Hệ số toả nhiệt α_2 thay đổi thế nào khi tăng nhiệt độ môi trường từ 200 tới 300°C , ở $p = 14,715$ MPa, $p_w = 900$ kg/(m².s) và $d_i = 24$ mm? Hãy phân tích sự thay đổi các tính chất nhiệt vật lý của môi chất làm việc khi tăng nhiệt độ và làm rõ ảnh hưởng của nhiệt độ môi chất đến hệ số toả nhiệt α_2 .

Bài 6.18. Giá trị α_2 thay đổi như thế nào khi tăng tốc độ hơi từ 10 tới 30 m/s, các thông số khác như nhau? Xác định các ảnh hưởng khác đến sự thay đổi α_2 khi thay đổi đường kính bên trong từ 34 tới 20 mm.

6.3. TÍNH TOÁN HỆ SỐ TRUYỀN NHIỆT Ở CÁC BỀ MẶT ĐỐT KIỂU ĐỐI LƯU

Phương trình trao đổi nhiệt đối lưu:

$$Q_T = k \Delta t F / B_p \quad (6.17)$$

ở đây Q_T - phụ tải nhiệt của bề mặt đốt, kJ/kg (kJ/m³); k - hệ số truyền nhiệt kW/(m².K); Δt - độ chênh nhiệt độ, °C; F - diện tích bề mặt đốt tính toán, m².

Hệ số truyền nhiệt đối với các bề mặt của bộ quá nhiệt và bộ quá nhiệt trung gian, các vùng quá độ và của các bộ hâm nước được xác định theo các công thức trong bảng 6.2.

Bảng 6.2.

Công thức tính toán	Dạng bề mặt đốt và nhiên liệu
$k = \frac{\alpha_1}{1 + \left(\varepsilon_z + \frac{1}{\alpha_2} \right) \alpha_1}$	Các chùm ống kiểu so le khi đốt các nhiên liệu rắn.
$k = \frac{\psi \cdot \alpha_1}{1 + \alpha_1 / \alpha_2}$	Các chùm ống kiểu song song khi đốt tất cả các dạng nhiên liệu và các chùm ống kiểu so le khi đốt khí và mazut.
$k = \frac{\alpha_1}{1 + \left(1 + \frac{Q_f}{Q} \right) \left(\varepsilon_z + \frac{1}{\alpha_2} \right) \alpha_1}$	Các chùm ống so le khi đốt các nhiên liệu rắn có kể đến sự nhận nhiệt bức xạ từ buồng đốt (giàn feston); chùm ống lò hơi ở đầu ra từ buồng đốt.
$k = \frac{\psi \cdot \alpha_1}{\left(1 + \frac{Q_f}{Q} \right) \left(1 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2} \right) - \psi \frac{Q_f}{Q}}$	Các chùm ống song song khi đốt tất cả các dạng nhiên liệu và chùm ống kiểu so le khi đốt khí và mazut có tính đến nhận nhiệt bức xạ từ buồng đốt (các tấm màn của bộ quá nhiệt; giàn feston).
$k = \frac{\alpha_1}{1 + \varepsilon_z \alpha_1}$	Các chùm ống so le của bộ hâm nước, khi đốt các nhiên liệu rắn.
$k = \alpha_1 \psi$	Các chùm ống song song của bộ hâm nước khi đốt tất cả các dạng nhiên liệu và các chùm ống so le của bộ hâm nước khi đốt khí và mazut.

Ghi chú: Trong các công thức trên: α_1 - hệ số toả nhiệt phía khói (kW/m².K); α_2 - hệ số toả nhiệt phía môi chất (kW/m².K); ε_z - hệ số bám bẩn ngoài bề mặt đốt; ψ - hệ số hiệu quả nhiệt; $(1 + Q_f/Q)$ - nhân tử, tính đến bức xạ phụ thêm từ buồng đốt đến, và bề mặt đó nhận được.

Khi lưu động hỗn hợp ngang - dọc qua các chùm ống, hệ số truyền nhiệt được xác định riêng biệt đối với các phần ống lưu động ngang và dọc, có tính đến tốc độ của sản phẩm cháy trong các phần. Các hệ số truyền nhiệt thu được ở mỗi phần của bề mặt sẽ được lấy trung bình theo công thức sau:

$$k = \frac{k_{ng}F_{ng} + k_dF_d}{F_{ng} + F_d} \quad (6.18a)$$

k_{ng}, F_{ng} - hệ số truyền nhiệt và diện tích bề mặt lưu động ngang;

k_d, F_d - hệ số truyền nhiệt và diện tích bề mặt lưu động dọc.

Vấn đề này sẽ được xem xét cụ thể ở chương 8 trong các ví dụ tính toán các bề mặt đốt bức xạ - đối lưu.

Với các bề mặt đốt có cánh (bộ hâm nước) sẽ tiến hành tính toán như sau:

Hệ số truyền nhiệt trung bình được xác định theo công thức:

$$k_{tb} = (k_M F_M + k_n F_n) / (F_M + F_n) \quad (6.18b)$$

ở đây k_M và k_n - hệ số truyền nhiệt của các phần có cánh và phần ống trơn $kW/(m^2.K)$; F_M và F_n - diện tích bề mặt đốt tính toán của các phần có cánh và phần ống trơn, m^2 .

Hệ số truyền nhiệt đối với phần giàn ống có cánh:

- Khi phân bố các ống kiểu so le:

$$k_M = \frac{\alpha_{1np}}{1 + \left(\varepsilon_z + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_M}{F_{BH}} \right) \alpha_1} \quad (6.19a)$$

- Khi bố trí các ống song song

$$k_M = \frac{\psi \alpha_{1np}}{1 + \frac{\alpha_{1np}}{\alpha_2} \frac{F_M}{F_{BM}}} \quad (6.19b)$$

ở đây F_M / F_{BM} - tỷ số diện tích bề mặt đốt của phần có cánh so với diện tích bề mặt ống bên trong của phần này; α_{1np} - hệ số quy đổi toả nhiệt đối lưu và bức xạ giữa các ống ở phần có cánh, $kW/(m^2.K)$.

Nếu bề mặt đốt có cánh thu được thêm nhiệt lượng bởi bức xạ từ buồng đốt thì (6.19a) và (6.19b) tương ứng có dạng:

$$k_M = \frac{\alpha_{1np}}{1 + \left(1 + \frac{Q_1}{Q} \right) \left(\varepsilon_z + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_M}{F_{BH}} \right) \alpha_{1np}} \quad (6.19c)$$

$$k_M = \frac{\alpha_{\text{Inp}}}{1 + \left(1 + \frac{Q_1}{Q}\right) \left(1 + \frac{\alpha_{\text{Inp}}}{\alpha_2} \frac{F_M}{F_{\text{BH}}}\right) - \psi \cdot Q_1 / Q} \quad (6.19d)$$

Hệ số quy đổi toả nhiệt từ các sản phẩm cháy tới vách ống:

$$\alpha_{\text{Inp}} = F_{\text{TP}}/F_M (\psi_{\text{TP}}\alpha_K + \alpha_1) + F_{\text{pđ}}/F_M (\psi_{\text{pđ}}\alpha_K + \alpha_1) \quad (6.20)$$

ở đây $\psi_{\text{TP}} = \alpha_{\text{TP}}/\alpha_K$ - tỷ số hệ số toả nhiệt theo từng ống so với giá trị trung bình trong chùm ống; $\psi_{\text{TP}} = 0,03\sigma_1 + 1,02$ - đối với các chùm ống song song và $\psi_{\text{TP}} = 0,033 (\sigma_1 \sigma_2^{0,05})^{0,8} + 0,98$ - đối với các chùm ống so le.

$$\psi_{\text{pđ}} = \frac{(\pi d - 2b)(1 - \psi_{\text{TP}})}{4h} + 1;$$

b - bề dày trung bình của cánh, m; h - chiều cao tính toán của cánh bằng nửa bề rộng trung bình giữa các ống, m.

Diện tích bề mặt tương đối của cánh được xác định qua tỷ số $F_{\text{pđ}}$ và F_M hoặc gần đúng qua tỷ số:

$$F_{\text{pđ}}/F_M = h/[\pi d \cdot l_{\text{zM}}/(2l_{\text{pđ}}n_{\text{pđ}}) + h - b/2]$$

ở đây l_{zM} - chiều dài ống ở phần ống có cánh, m; $l_{\text{pđ}}$ - chiều dài cánh ở phần ống có cánh m; nếu tính toán hệ số truyền nhiệt chỉ thực hiện đối với phần ống có cánh thì $l_{\text{zM}} = l_{\text{pđ}}$, nếu chỉ tính toán hệ số truyền nhiệt đơn giản đối với toàn bộ bề mặt thì l_{zM} - chiều dài tổng của ống có kể cả phần ống trơn.

Bề mặt tương đối của ống:

$$F_{\text{TP}}/F_M = 1 - F_{\text{pđ}}/F_M$$

ở đây F_{TP} - diện tích bề mặt các ống trơn trong giàn ống có cánh của chùm ống, m.

Hệ số hiệu quả cánh E tìm được phụ thuộc vào tham số như sau:

$$E = \frac{e^{mh} - e^{-mh}}{(e^{mh} + e^{-mh})mh},$$

$$m = \left[\frac{2(\psi_{\text{pđ}}\alpha_K + \alpha_1)}{b\lambda_{\text{pđ}}} \right]^{0,5};$$

ở đây $\lambda_{\text{pđ}}$ - hệ số dẫn nhiệt của kim loại cánh, kW/(m.K), được xác định ở nhiệt độ $t_{\text{pđ}} = +100$; t - nhiệt độ trung bình của môi chất làm việc, °C.

Khi sử dụng (6.19) và các biến dạng của công thức đó, các hệ số ε_z và ψ được xác định cũng như đối với các bề mặt đốt kiểu ống trơn trong khi đó hệ số tản nhiệt đối lưu α_K và bức xạ α_1 được xác định theo các quan hệ khác được đưa ra ở dưới.

Hệ số toả nhiệt đối lưu đối với các chùm ống có cánh so le:

$$\alpha_{K.s.l} = C_z C_s \frac{\lambda}{d} \left(\frac{w.d}{v} \right)^{0,7} Pr^{0,33} \quad (6.21a)$$

Các hệ số hiệu chỉnh C_z và C_s có các giá trị sau:

- Ở $\sigma_1 < 3,0$ và $z_2 < 8$ có $C_z = 1,0 - 0,0167(8 - z_2)$;
- Ở $\sigma \geq 3$ và $z_2 < 8$ thì $C_z = (1,0 - 0,0083(8 - z_2))$;
- Nếu $z_2 \geq 8$ thì $C_z = 1,0$.

Hệ số hiệu chỉnh cho hình dạng của chùm ống:

$$C_s = 0,115 \varphi^{-1,2} + 0,11$$

$$\text{ở đây } \varphi = \frac{\sigma_1 - 1}{[\sigma_1^2 + (2\sigma_2)^2]^{0,5} - 2}.$$

Khi $\sigma_1 > 50$ đối với các chùm ống so le, hệ số truyền nhiệt được xác định như đối với các chùm ống song song, nhưng khi đó lấy $\sigma_1 = \sigma_{1s.s} \cdot 0,5$; $\sigma_2 = 2\sigma_{2s.s}$, tốc độ khối được tìm theo tiết diện quy ước đối với các chùm ống song song.

Hệ số toả nhiệt đối lưu đối với các chùm ống có cánh song song:

$$\alpha_{K.s.s} = C_z C_s \frac{\lambda}{d} \left(\frac{w.d}{v} \right)^{0,75} Pr^{0,33} \quad (6.21b)$$

ở đây $C_z = 1,0 - 0,167(8 - z_2)$ nếu $z_2 < 8$; $C_z = 1,0$ nếu $z_2 \geq 8$;

$$C_s = 0,063 \text{ ở } 1,5 \leq \sigma_1 \leq 3,5 \text{ và } 1,45 \leq \sigma_2 \leq 3,5;$$

$$C_s = 0,058 \text{ ở } \sigma_1 > 3,5 \text{ và } 1,45 \leq \sigma_2 \leq 3,5.$$

Hệ số toả nhiệt bức xạ α_r đối với các bề mặt đốt có cánh được xác định tương tự như ở chùm ống trơn (xem mục 6.2). Khi đó:

$$s = 0,9d \left(\frac{1,274\sigma_1\sigma_2 - 1}{1,274h/d + 1} \right) \quad (6.22)$$

Nhiệt độ trung bình của lớp ngoài bị bám tro:

$$t_z = t + \left(\varepsilon_z + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_M}{F_{BH}} \right) \frac{B_p}{F} (Q_K + Q_I) \quad (6.23)$$

Khi xác định các hệ số truyền nhiệt k sử dụng hoặc hệ số bám bẩn ε_z (các chùm ống so le khi đốt nhiên liệu rắn) hoặc hệ số hiệu quả nhiệt ψ (các chùm ống song song khi đốt các nhiên liệu rắn và trong tất cả các trường hợp khi đốt các nhiên liệu lỏng và khí).

Hệ số bám bẩn đối với các chùm ống so le có khi đốt các nhiên liệu rắn ε_z , $\text{m}^2.\text{K}/\text{kW}$, được xác định theo công thức:

$$\varepsilon_z = C_d C_{\phi} \varepsilon_0 + \Delta\varepsilon \quad (6.24)$$

ở đây C_d - hiệu chỉnh về đường kính ống, được xác định theo hình P7 (phụ lục); C_{ϕ} - hiệu chỉnh về thành phần tro xác định biểu thức $C_{\phi} = 1 - 1,181 \lg(R_{30}/33,7)$; R_{30} tỷ lệ hạt có đường kính lớn hơn 30 μm trong bột khi không có các số liệu về thành phần hạt than, đối với các than đá lấy $C_{\phi} = 1$, đối với than bùn $C_{\phi} = 0,7$; ε_0 - hệ số bám bẩn ban đầu ($\text{m}^2.\text{K}/\text{kW}$), phụ thuộc vào tốc độ của sản phẩm cháy và bước tương đối của ống, xác định theo hình P8 (phụ lục); $\Delta\varepsilon$ - hiệu chỉnh cho giá trị của hệ số bám bẩn ($\text{m}^2.\text{K}/\text{kW}$), lấy theo bảng 6.3.

Khi tính toán các chùm ống song song, không sử dụng hệ số bám bẩn ε_z (xem bảng 6.2).

Bảng 6.3.

Bề mặt đốt	Hiệu chỉnh $\Delta\varepsilon$, $\text{m}^2.\text{K}/\text{kW}$			
	Nhiên liệu tạo thành lớp tro than antraxit chỉ ở $G_{\text{tro}} > 20\%$	Than antraxit		Than nâu Kanxkoztrixki, có thổi bụi, than bùn, không thổi bụi
		Có thổi bụi bi	Không thổi bụi bi	
Các cấp đầu của bộ hâm nước, các bộ hâm nước một cấp ở $\vartheta' \leq 400^\circ\text{C}$	0	0	172	0
Các cấp thứ hai của bộ hâm nước, các bộ hâm nước một cấp ở $\vartheta' > 400^\circ\text{C}$ và vùng quá độ của các lò trực lưu	1,72	1,72	4,30	2,58
Các chùm ống so le có bộ quá nhiệt nằm trong đường khói đối lưu	2,58	2,58	4,30	3,44

Chú thích: Khi đốt các than nâu Kanxko – Atrixki có sử dụng sơ đồ chế biến bột than bán hờ hay hờ $\Delta\varepsilon$ giảm tới 2,58 ($\text{m}^2.\text{K}/\text{kW}$).

Đối với các chùm ống song song khi đốt các nhiên liệu rắn, hệ số hiệu quả nhiệt ψ được lấy tương ứng với bảng 6.4a.

Khi đốt mazut với hệ số dư không khí $\alpha_T > 1,03$, các hệ số hiệu quả nhiệt

của các bộ quá nhiệt và của các bộ hâm nước không phụ thuộc vào kiểu bố trí ống, chọn theo bảng 6.4b.

Bảng 6.4a.

Nhiên liệu (rắn)	Làm sạch bề mặt	Hệ số ψ
Than antraxit và các than gầy	có	0,60
Than đá, than nâu (sản phẩm công nghiệp của than đá)	có	0,65
Than nâu	không cần	0,70
Các than nâu của mỏ Kanxco – Atrimxki, than bùn	không cần	0,60
Các than đá phiến	không cần	0,50

Chú ý: Khi đốt than nâu trong lò hơi có hệ thống chế biến bột than sơ đồ bán hồ hay hồ, hệ số hiệu quả nhiệt $\psi = 0,65$.

Bảng 6.4b.

Bề mặt đốt	Tốc độ các khí, m/s	Hệ số hiệu quả nhiệt ψ
Cấp thứ nhất và thứ hai của bộ hâm nước và vùng quá độ khi làm sạch bằng bi.	$4 \div 12$	$0,70 \div 0,65$
Các bộ quá nhiệt được đặt ở đường khói đối lưu, khi làm sạch bằng bi cũng như các chùm ống song song ở đường khói nằm ngang.	$12 \div 20$	$0,65 \div 0,60$
Không có làm sạch bằng bi kể cả các chùm ống lò hơi và giàn feston	$4 \div 12$	$0,65 \div 0,60$
	$12 \div 20$	0,60

Chú ý: Các giá trị lớn ψ tương ứng với tốc độ khói nhỏ hơn.

Khi đốt mazut có hệ số dư không khí $\alpha_T \leq 1,03$ và có thổi bụi, hệ số hiệu quả nhiệt lấy đến 0,05 lớn hơn giá trị đã cho ở bảng 6.4b.

Khi đốt, khí các hệ số hiệu quả của tất cả các bề mặt đốt ở $\vartheta' > 400^\circ\text{C}$ ta lấy $\psi = 0,90$; còn khi $\vartheta' > 400^\circ\text{C}$ lấy $\psi = 0,85$.

Khi đốt hỗn hợp nhiên liệu, hệ số bám bẩn lấy theo nhiên liệu bị bám bẩn hơn.

Ví dụ 6.19. Xác định hệ số truyền nhiệt ở bộ quá nhiệt đối lưu có phân bố ống song song. Khi tiến hành các tính toán lấy: $\alpha_K = 80 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_1 = 25 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_2 = 5 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; nhiên liệu là than đá (có thổi bụi).

Bài giải: 1. Hệ số hiệu quả nhiệt tương ứng với bảng 6.4a đối với than đá $\psi = 0,65$.

2. Hệ số truyền nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống theo (6.9):

$$\alpha_1 = (80 \cdot 10^{-3} + 25 \cdot 10^{-3}) \cdot 1,0 = 105 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Hệ số sử dụng đối với bề mặt bao phủ đều $\xi = 1,0$.

3. Hệ số truyền nhiệt theo bảng 6.2:

$$k = \frac{0,65 \times 105 \cdot 10^{-3}}{1 + 105 \cdot 10^{-3} / 5} = 66,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Ví dụ 6.20. Xác định hệ số truyền nhiệt trong bộ hâm nước bố trí ống so le khi đốt than đá có tạo lớp tro bám bản. Đường kính ngoài của ống $\phi 32 \text{ mm}$; bước dọc của ống 50 mm ; tốc độ khối 10 m/s ; hệ số toả nhiệt đối lưu $\alpha_k = 95 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, bức xạ $\alpha_1 = 1,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, nhiệt độ sản phẩm cháy ở đầu vào 500°C .

Bài giải: 1. Xác định hệ số bám bản. Theo công thức 6.24 và hình P7, P8 của phụ lục có: $C_d = 0,8$; $C_{fp} = 1,0$; $\varepsilon_0 = 2,4 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$; $\Delta\varepsilon = 1,72 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$ (xem bảng 6.3). Kết quả hệ số bám bản $\varepsilon_z = 0,8 \cdot 1,0 \cdot 2 \cdot 4 + 1,73 = 3,64 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$.

2. Hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống bằng:

$$\alpha_1 = (95 \cdot 10^{-3} + 1,5 \cdot 10^{-3}) \cdot 1,0 = 110 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

3. Hệ số truyền nhiệt trong bộ hâm nước.

$$k = \frac{110 \cdot 10^{-3}}{1 + 3,64 \times 110 \cdot 10^{-3}} = 76,4 \cdot 10^{-3} \text{ (kW}/\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Ví dụ 6.21. Hệ số truyền nhiệt trong các cấp của bộ quá nhiệt đối lưu thay đổi thế nào, nếu tính đến bức xạ nhiệt bổ sung từ buồng đốt sau tấm màn của bộ quá nhiệt? Khi tiến hành các tính toán lấy tốc độ sản phẩm cháy $14,9 \text{ m/s}$, nhiên liệu là mazut, các hệ số toả nhiệt $\alpha_k = 89,55 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_1 = 47,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_2 = 6,78 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$. Nhiệt hấp thụ của bề mặt $Q_1 = 239 \text{ kJ/kg}$; $Q_k = 2659 \text{ kJ/kg}$.

Bài giải: 1. Hệ số hiệu quả nhiệt đối với bộ quá nhiệt đối lưu cho ở bảng 6.4b có $\psi = 0,6$.

2. Hệ số tản nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống theo (6.9):

$$\alpha_1 = 1,0 (89,55 \cdot 10^{-3} + 47,2 \cdot 10^{-3}) = 136,75 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}).$$

3. Hệ số truyền nhiệt (bảng 6.2) ở phương án đầu (bỏ qua bức xạ nhiệt từ buồng đốt):

$$k = \frac{0,60 \times 136,75 \cdot 10^{-3}}{1 + 136,75 \cdot 10^{-3} / 6,78} = 80,4 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

4. Hệ số truyền nhiệt ở phương án có tính đến nhiệt bức xạ tới bộ quá nhiệt từ buồng đốt:

$$k = \frac{0,60 \times 136,75 \cdot 10^{-3}}{\left(1 + \frac{239}{2659}\right) \left(1 + \frac{136,75 \cdot 10^{-3}}{6,78}\right) - 0,60 \frac{239}{2659}} = 77,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Như vậy, bức xạ nhiệt từ buồng đốt làm giảm hệ số truyền nhiệt tính toán ở bề mặt, trong ví dụ đã cho tới 3,5%, do có sự tăng nhiệt độ bám bên ngoài t_z và giảm bức xạ giữa các ống, tuy nhiên phần bức xạ nhiệt từ buồng đốt gần bằng 9% Q_K và nhiệt hấp thụ của bề mặt toàn bộ tăng lên.

Ví dụ 6.22. Hệ số truyền nhiệt của bộ quá nhiệt phụ thuộc vào sự thay đổi hệ số toả nhiệt từ vách ống tới hơi trong các giới hạn từ $\alpha_2 = 4$ tới $8 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, thay đổi như thế nào?

Mức độ ảnh hưởng của α_2 tới hệ số truyền nhiệt của bộ quá nhiệt trung gian như thế nào, mà ở đó đại lượng α_2 nhỏ hơn nhiều (lấy $\alpha_2 = 0,5 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ và $\alpha_2 = 1,0 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$?

Khi giải bài toán lấy: $\alpha_K = 90 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_i = 40 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ở bộ quá nhiệt đầu và $\alpha_K = 100 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_i = 25 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ trong bộ quá nhiệt trung gian, $\psi = 0,6$ trong cả hai phương án.

Bài giải: 1. Xác định các hệ số truyền nhiệt trong bộ quá nhiệt cao áp.

Hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống:

$$\alpha_1 = (90 \cdot 10^{-3} + 40 \cdot 10^{-3}) 1,0 = 130 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Hệ số truyền nhiệt ở $\alpha_2 = 4,0 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$:

$$k_1 = \frac{0,6 \times 130 \cdot 10^{-3}}{1 + \frac{130 \cdot 10^{-3}}{4,0}} = 75,59 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Hệ số truyền nhiệt ở $\alpha_2 = 8,0 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$:

$$k_2 = \frac{0,6 \times 130 \cdot 10^{-3}}{1 + 130 \cdot 10^{-3} / 8,0} = 76,75 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

2. Xác định hệ số truyền nhiệt trong bộ quá nhiệt trung gian:

Hệ số toả nhiệt $\alpha_1 = (100 \cdot 10^{-3} + 25 \cdot 10^{-3}) 1,0 = 125 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

- ở $\alpha_2 = 0,5 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ có:

$$k_{np1} = \frac{0,6 \times 125 \cdot 10^{-3}}{1 + 125 \cdot 10^{-3} / 0,5} = 60 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

- ở $\alpha_2 = 1,0 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ có:

$$k_{np2} = \frac{0,6 \times 125 \cdot 10^{-3}}{1 + 125 \cdot 10^{-3} / 1,0} = 66,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Do đó, sự tăng hệ số toả nhiệt từ vách ống tới hơi α_2 trong bộ quá nhiệt cao áp, có các giá trị α_2 tương đối lớn, thực tế không ảnh hưởng tới sự thay đổi hệ số truyền nhiệt. Trong khi đó ở bộ quá nhiệt trung gian, sự tăng α_2 làm tăng đáng kể hệ số truyền nhiệt.

Ví dụ 6.23. Do đó sử dụng thổi bụi, sự bám bẩn bộ quá nhiệt đối lưu, bố trí ống so le sẽ giảm. Hãy xác định điều đó ảnh hưởng đến hệ số truyền nhiệt như thế nào cũng như đến hệ số toả nhiệt bởi bức xạ từ sản phẩm cháy tới vách α_1 . Khi giải bài toán lấy nhiệt độ môi chất $t = 450^\circ\text{C}$; hệ số bức xạ $\varepsilon_2 = 0,135$; phụ tải nhiệt $q_B = 44,1 \text{ kW}/\text{m}^2$; nhiệt độ của sản phẩm cháy 1018°C , nhiên liệu là bột than antraxit, tốc độ của sản phẩm cháy 10 m/s ; đường kính ống 42 mm ; bước dọc 65 mm ; hệ số toả nhiệt từ vách tới hơi $\alpha_2 = 6,78 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; hệ số toả nhiệt bởi đối lưu từ sản phẩm cháy tới vách ống $\alpha_K = 89,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

Bài giải: 1. Xác định hệ số bám bẩn của bộ quá nhiệt ở phương án đầu. Tương ứng với hình P7 và P8 (phụ lục) và bảng 6.3:

$$C_d = 1,13; C_{\phi p} = 1,0; \varepsilon_0 = 2,32 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}; \Delta\varepsilon = 4,3 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$$

Theo (6.24) ta có:

$$\varepsilon_z = 1,13 \cdot 1,0 \cdot 2,32 + 4,3 = 6,992 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$$

2. Nhiệt độ vách ống bám bẩn ở phương án đầu theo 6.13:

$$t_z = 450 + \left(6,922 + \frac{1}{6,78} \right) 44,1 = 762^\circ\text{C} (1035\text{K})$$

3. Hệ số toả nhiệt bởi bức xạ từ các sản phẩm cháy tới vách ống theo (6.12):

$$\alpha_1 = 5,13 \cdot 10^{-11} \cdot 0,135 \cdot 1291^3 \frac{1 - \left(\frac{1035}{1291} \right)}{1 - \left(\frac{1035}{1291} \right)} = 44,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

4. Hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống:

$$\alpha_1 = (89,5 \cdot 10^{-3} + 44,2 \cdot 10^{-3}) \cdot 1,0 = 133,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

5. Hệ số truyền nhiệt ở phương án đầu (bỏ qua làm sạch bề mặt):

$$k = \frac{133,7 \cdot 10^{-3}}{1 + \left(6,922 + \frac{1}{6,780}\right) \cdot 133,7 \cdot 10^{-3}} = 68,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

6. Nhiệt độ vách ống bần khi có làm sạch bề mặt: $\Delta \varepsilon = 1,72 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$ (theo bảng 6.3). Khi đó: $\varepsilon_1 = 1,13 \cdot 1,0 \cdot 2,32 + 1,72 = 4,34 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$

$$t_2 = 450 + \left(450 + \frac{1}{6,78}\right) 44,1 = 648^\circ\text{C} \text{ (921K)}$$

7. Hệ số toả nhiệt bởi bức xạ từ sản phẩm cháy tới vách:

$$\alpha_1 = 5,13 \cdot 10^{-11} \cdot 0,135 \cdot 1291^3 \frac{1 - \left(\frac{921}{1291}\right)^4}{1 - \frac{921}{1291}} = 38,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

8. Hệ số tản nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống:

$$\alpha_1 = (89,5 \cdot 10^{-3} + 38,5 \cdot 10^{-3}) \cdot 1,0 = 128,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

9. Hệ số truyền nhiệt đối với bề mặt làm sạch thường xuyên:

$$k = \frac{128,0 \cdot 10^{-3}}{1 + \left(4,34 + \left(\frac{1}{6,78}\right) 128,0 \cdot 10^{-3}\right)} = 81,3 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Do đó, việc thổi bụi bề mặt đốt làm tăng hệ số truyền nhiệt trong trường hợp đã cho tới 1,183 lần. Khi đó nhiệt độ lớp bám bên ngoài giảm và hệ số toả nhiệt tính toán bức xạ giảm.

Ví dụ 6.24. Mật độ các hạt tro có kích thước lớn hơn $30 \mu\text{m}$ (R_{30} trong tro bay) thay đổi từ 55% (phương án 1) tới 35% (phương án 2). Hệ số bám bên ξ thay đổi thế nào? nếu chùm ống có các ống đường kính 32 mm.

Bài giải: 1. Xác định hệ số hiệu chỉnh cho thành phần hạt của tro:

- Ở $R_{30} = 55\%$:

$$C_{\Phi p} = 1 - 1,18 \lg \frac{55}{33,7} = 0,749$$

- Ở $R_{30} = 35\%$:

$$C_{\Phi p} = 1 - 1,18 \lg \frac{35}{33,7} = 0,981$$

2. Hệ số bám bên đối với các giá trị khác nhau của R_{30} theo hình P7 (phụ

lực) ở $d = 32 \text{ mm}$, $C_d = 0,8$; theo hình P8 (phụ lục) ở $w_r = 10 \text{ m/s}$ và $s_2/d = 48/32 = 1,5$, hệ số bám bẩn ban đầu $\varepsilon_0 = 2,235 \text{ m}^2 \cdot \text{K/kW}$. Khi đó:

$$- \text{Ở } R_{30} = 55\%:$$

$$\varepsilon_1 = 0,8 \cdot 0,749 \cdot 2,235 + 0 = 1,34 \text{ m}^2 \cdot \text{K/kW}$$

$$- \text{Ở } R_{30} = 35\%$$

$$\varepsilon_2 = 0,8 \cdot 0,981 \cdot 2,235 + 0 = 1,754 \text{ m}^2 \cdot \text{K/kW}$$

Tức là khi hạt tro bay nhỏ hơn (khi nghiền than nhỏ), hệ số bám bẩn của ống tăng, trong trường hợp đã cho, tới 1,309 lần. Tuy nhiên khi chuyển sang nghiền nhiên liệu nhỏ sẽ đảm bảo sự cháy kiệt nhiên liệu tốt hơn.

Ví dụ 6.25. Hãy tìm hệ số truyền nhiệt của bộ quá nhiệt, khối lưu động hỗn hợp dọc và ngang bề mặt. Bề mặt đốt tính toán thay đổi như thế nào nếu tất cả bề mặt bộ quá nhiệt là lưu động ngang? Khi tính toán lấy các hệ số: $\alpha_k^{\text{ng}} = 80 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_k^d = 25 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_1 = 45 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_2 = 5,0 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, bề mặt gia nhiệt $F_{\text{ng}} = 1500 \text{ m}^2$; $F_d = 300 \text{ m}^2$; hệ số hiệu quả nhiệt $\psi = 0,65$; $\xi = 1,0$.

Bài giải: 1. Hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống khi lưu động khối ngang:

$$\alpha_1^{\text{ng}} = (80 \cdot 10^{-3} + 25 \cdot 10^{-3}) \cdot 1,0 = 105 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

2. Hệ số truyền nhiệt khi lưu động ngang (xem bảng 6.2):

$$k_{\text{ng}} = \frac{0,65 \times 105 \cdot 10^{-3}}{1 + \frac{105 \cdot 10^{-3}}{5,0}} = 66,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

3. Hệ số toả nhiệt khi lưu động dọc:

$$\alpha_1^d = (25,0 \cdot 10^{-3} + 25 \cdot 10^{-3}) \cdot 1,0 = 50 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

4. Hệ số truyền nhiệt khi lưu động dọc:

$$k_d = \frac{0,65 \times 50 \cdot 10^{-3}}{1 + 50 \cdot 10^{-3} / 5,0} = 32,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

5. Hệ số trung bình của truyền nhiệt theo (6.18b):

$$k_{\text{tb}} = \frac{66,8 \cdot 10^{-3} \times 1500 + 32,5 \cdot 10^{-3} \times 300}{1500 + 300} = 61,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

6. Xác định bề mặt đốt quy ước F_{qu} khi lưu động ngang hoàn toàn. Để có được sự hấp thụ nhiệt như nhau ở các bề mặt có lưu động hỗn hợp và lưu động

ngang đơn thuần, cần phải có đẳng thức:

$$k_{ng}F_{qu} = k_{tb} (F_{ng} + F_d)$$

suy ra:

$$F_{qu} = \frac{k_{tb}}{k_{ng}} (F_{ng} + F_d) = \frac{61,1 \cdot 10^{-3}}{66,8 \cdot 10^{-3}} (1500 + 300) = 1646 \text{ m}^2$$

Kết quả bề mặt tính toán giảm tới 8,5%. Cần thấy rằng kết quả phụ thuộc vào tỷ số α_k^{ng} và α_l^d và α_l . Ở các giá trị lớn của α_l sự giảm này sẽ ít hơn, chính điều đó làm đơn giản tính toán đối với các bề mặt bán bức xạ đặt ở đầu ra buồng đốt.

Ví dụ 6.26. Hãy so sánh các hệ số truyền nhiệt của các cấp bộ quá nhiệt đối lưu khi lò hơi làm việc ở áp suất chân không, làm việc ở áp suất khối dương, cũng như khi lò hơi có áp suất khối cao. Khi giải bài toán lấy áp suất đường khối lò hơi khi làm việc dưới áp suất (chân không) 0,1 MPa; 0,103 MPa (tăng áp) và ở lò hơi có áp suất khối cao 1,0 MPa; tốc độ sản phẩm cháy 10 m/s, đường kính ngoài của ống 32 mm; các bước ống ngang 138 mm, dọc 50 mm; phân bố ống theo kiểu song song; số lượng ống theo chiều sâu 20 cái; nhiệt độ sản phẩm cháy 800°C; áp suất riêng phần của hơi nước $r_{H_2O} = 0,191$; tổng áp suất riêng toàn phần của hơi nước và khí ba nguyên tử $r_p = 0,282$; nhiên liệu là khí tự nhiên; nhiệt độ thành ống bám bẩn $t_z = 450^\circ\text{C}$; hệ số toả nhiệt từ thành tới hơi $\alpha_2 = 6 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

Bài giải: 1. Khi lò hơi làm việc dưới áp suất chân không, xác định hệ số toả nhiệt đối lưu từ sản phẩm cháy tới vách ống α_k .

Với các bước tương đối của ống $\sigma_1 = s_1/d = 138/32 = 4,312$; $\sigma_2 = s_2/d = 50/32 = 1,562$. Hệ số hiệu chỉnh về số lượng ống dọc theo dòng khối và hình dạng bề mặt đốt như sau: $z_2 > 10$ thì $C_z = 1,0$.

Ở $\sigma_1 > 3$, ta lấy $\sigma_1 = 3$, khi đó $C_\sigma = [1 + 2 \cdot 3 - 3] (1 - 1,562/2)^3 = 0,940$.

Các đặc tính vật lý của khối ở $\vartheta = 800^\circ\text{C}$ và $r_{H_2O} = 0,191$. Từ bảng P9 của phụ lục, có xét hiệu chỉnh có:

$$\nu = 126,0 \cdot 1,025 \cdot 10^{-6} = 129,15 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s};$$

$$\lambda = 9,153 \cdot 10^{-5} \cdot 1,055 = 9,656 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K});$$

$$\text{Pr} = 0,59 \cdot 1,048 = 0,618;$$

Hệ số truyền nhiệt:

$$k_r = 0,2 \cdot 1,0 \cdot 0,940 \frac{9,656 \cdot 10^{-5}}{0,032} \left(\frac{10 \times 0,032}{129,15 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,65} 0,618^{0,33} =$$

$$= 77,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Xác định hệ số toả nhiệt từ các sản phẩm cháy tới vách ống bởi bức xạ α_1 :

Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ, theo (6.6):

$$s = 0,9 \cdot 0,032 \left(\frac{4}{\pi} \frac{138 \times 50}{32^2} - 1 \right) = 0,218 \text{ m};$$

Tích $p_r s = 0,1 \cdot 0,282 / 0,218 = 0,00615 \text{ MPa} \cdot \text{m}$;

Hệ số làm yếu bức xạ bởi khí ba nguyên tử theo (4.14):

$$k_r = \left[\frac{0,78 + 1,6 \times 0,191}{0,136 \sqrt{0,00615}} - 1,0 \right] \left[1 - 0,37 \frac{1073}{1000} \right] = 25,82 \text{ 1}/(\text{MPa} \cdot \text{m})$$

Hệ số bức xạ, theo (4.13):

$$\epsilon_r = 1 - e^{-25,82 \cdot 0,1 \cdot 0,282 \cdot 0,218} = 0,147$$

Hệ số toả nhiệt bởi bức xạ từ các sản phẩm cháy tới thành ống α_1 theo (6.10):

$$\alpha_1 = 5,13 \cdot 10^{-11} \cdot 0,147 \cdot 1073^3 \frac{1 - \left(\frac{723}{1073} \right)^{3,6}}{1 - \frac{723}{1073}} 19,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

ở đây $T_z = 450 + 273 = 723 \text{ K}$ là nhiệt độ tuyệt đối của lớp bám bên ngoài.

Ta xác định hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống theo (6.9):

$$\alpha_1 = 1,0 (77,8 \cdot 10^{-3} + 19,8 \cdot 10^{-3}) = 97,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Hệ số truyền nhiệt ở các cấp bộ quá nhiệt:

Ở $\theta > 400^\circ \text{C}$ hệ số hiệu quả nhiệt $\psi = 0,85$; hệ số truyền nhiệt:

$$k_1 = \frac{97,6 \cdot 10^{-3} \times 0,85}{1 + 97,6 \cdot 10^{-3} / 6} = 81,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Khi lò hơi làm việc ở áp suất dương, ta xác định hệ số toả nhiệt bởi đối lưu từ sản phẩm cháy tới vách α_K . Từ (6.11) và tính độ nhớt động học phụ thuộc vào áp suất, ta có:

$$\alpha_{K,H} = \alpha_K \left(\frac{P_n}{p} \right)^{0,65} = 77,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0,103}{0,1} \right)^{0,65} = 79,3 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Xác định hệ số toả nhiệt bởi bức xạ từ sản phẩm cháy tới vách α_1 .

Tích $p_n s = 0,103 \cdot 0,282 \cdot 0,218 = 0,00633 \text{ MPa.m}$;

Hệ số $k_r = 25,43 \text{ 1/(MPa.m)}$;

Hệ số bức xạ $\varepsilon = 0,149$;

Hệ số toả nhiệt bởi bức xạ $\alpha_l = 20,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW/m}^2 \cdot \text{K}$

Hệ số truyền nhiệt:

$$\alpha_{th} = 99,4 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)};$$

$$k_z = 83,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

3. Khi tính toán lò hơi cao áp ta xác định hệ số toả nhiệt bởi đối lưu từ sản phẩm cháy tới vách:

$$\alpha_{k.B} = 77,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{1,0}{0,1} \right)^{0,65} = 347,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Hệ số toả nhiệt bởi bức xạ từ các sản phẩm cháy tới thành.

$$\text{Tích } p_n s = 1,0 \cdot 0,282 \cdot 0,218 = 0,0615 \text{ MPa.m.}$$

$$\text{Hệ số } k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,191}{0,316 \sqrt{0,0615}} - 1 \right) \left(10,37 \frac{1073}{1000} \right) = 7,752 \text{ 1/(MPa.m)}$$

Hệ số bức xạ $\varepsilon = 0,379$;

Hệ số toả nhiệt bức xạ:

$$\alpha_{k.B} = 20,1 \cdot 10^{-3} \frac{0,379}{0,149} = 51,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Hệ số truyền nhiệt:

$$\alpha_{lb} = 1,0 (347,5 \cdot 10^{-3} + 51,0 \cdot 10^{-3}) = 398,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

$$k_z = \frac{398,5 \cdot 10^{-3} - 3 \times 0,85}{1 + \frac{398,5 \cdot 10^{-3}}{6}} = 317,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Tức là khi chuyển sang làm việc của lò hơi tăng áp, làm thay đổi không nhiều hệ số truyền nhiệt tới 1,8%, trao đổi nhiệt ở các bề mặt lò hơi cao áp ở $p = 1,0 \text{ MPa}$ tăng tới 3,893 lần so với làm việc của lò hơi dưới áp suất chân không.

Ví dụ 6.27. Hãy xác định hệ số truyền nhiệt trong bộ hâm nước kiểu cánh có chùm ống song song. Khi tiến hành tính toán lấy các ống có đường kính ngoài 28 mm và bề dày vách 4 mm; bước ngang của ống $s_1 = 85 \text{ mm}$, bước dọc $s_2 = 45 \text{ mm}$; cụm ống xoắn có 2 nhánh ống song song, chiều cao cách 31 mm, bề dày trung bình của cánh 3 mm; diện tích bề mặt của phần có cánh $F_M = 7040$

m²; diện tích bề mặt phần ống trơn $F_{n1} = 1572 \text{ m}^2$; bề mặt bên trong của ống của phần cánh $F_{BH} = 2148 \text{ m}^2$; nhiên liệu đốt là mazut, hệ số hiệu quả nhiệt $\psi = 0,702$; số các hàng ống $z_2 = 80$; nhiệt độ sản phẩm cháy 460°C , ở đầu vào 609°C ; nhiệt độ nước 293°C , thể tích riêng phần của hơi nước $r_{H_2O} = 0,118$, thể tích riêng phần của hơi nước và khí ba nguyên tử $r_n = 0,258$; tỷ số $F_{ps}/F_M = 0,602$; $F_M/F_{BH} = 3,277$. Tỷ số chiều sâu của thể tích khí ở đầu vào bể đốt so với chiều sâu của khối đối lưu $l_o/l_n = 0,522$. Các hệ số toả nhiệt trong các ống, kW/(m².K): $\alpha_2 = 11,63$; $k_{n1} = 84,9 \cdot 10^{-3}$.

Bài giải: 1. Xác định hệ số toả nhiệt bởi đối lưu:

Các bước tương đối của ống $\sigma_1 = 85/28 = 3,036$; $\sigma_2 = 45/28 = 1,61$; hệ số hiệu chỉnh về hình dạng chùm ống và số các hàng ống.

$$\varphi = \frac{3,036 - 1}{[3,036^2 + (2 \times 1,61)^2]^{0,5} - 2} = 0,841$$

$$C_s = 0,115 \cdot 3,036^{-1,2} \cdot 0,841 + 0,11 = 0,135$$

Bởi vì $z_2 > 8$ nên $C_z = 1,0$.

Các thông số vật lý của các sản phẩm cháy ở $\vartheta = 460^\circ\text{C}$ và $r_{H_2O} = 0,118$ (có tính hiệu chỉnh): $\nu = 67,054 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $\lambda = 6,227 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m.K})$; $Pr = 0,629$;

Hệ số toả nhiệt bởi đối lưu của các ống trơn:

$$\begin{aligned} \alpha_K &= 1,0 \cdot 0,135 \cdot \frac{6,227 \cdot 10^{-5}}{0,028} \left(\frac{11,65 \times 0,028}{67,054 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,7} 0,629^{0,33} = \\ &= 98,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2.\text{K}) \end{aligned}$$

2. Xác định hệ số toả nhiệt từ các sản phẩm cháy tới vách ống bởi bức xạ α_1

Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ:

$$s = 0,9 \times 0,028 \times \frac{1,274 \times 3,036 \times 1,607 - 1}{\frac{1,274 \times 31}{28} + 1} = 1,054 \text{ m};$$

Hệ số làm yếu bức xạ bởi các khí ba nguyên tử:

$$p_n s = 0,1 \cdot 0,258 \cdot 0,054 = 0,00141 \text{ MPa.m};$$

$$k_r = \left(\frac{0,78 + 1,6 \times 0,118}{0,316 \sqrt{0,0014}} - 1,0 \right) \cdot \left(10,37 \times \frac{733}{1000} \right) = 59,6 \text{ 1}/(\text{MPa.m});$$

Bề dày quang học của lớp bức xạ:

$$kps = 59,6 \cdot 0,1 \cdot 0,258 \cdot 0,545 = 0,0838;$$

Hệ số bức xạ của thể tích khối giữa các ống

$$\epsilon = 1 - e^{-0,0838} = 0,080;$$

Nhiệt độ vách ống bị bám bẩn:

$$t_z = t + 100 = 293 + 100 = 393^\circ\text{C} \text{ (666K)};$$

Hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống bởi bức xạ:

$$\alpha_1 = 5,13 \cdot 10^{-11} \cdot 0,080 \cdot 733^3 \cdot \frac{1 - \left(\frac{666}{733}\right)^{3,6}}{1 - \frac{666}{733}} = 5,16 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Có tính đến hiệu chỉnh về bức xạ của thể tích khối

$$\alpha'_1 = 5,16 \cdot 10^{-3} \left(1 + 0,3 \times \frac{882}{1000} \times 0,25 \times 0,522 \times 0,07 \right) = 6,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

3. Xác định hệ số toả nhiệt quy đổi từ sản phẩm cháy tới bề mặt cánh α_{inp} theo (6.20):

Tỷ số giữa hệ số toả nhiệt của ống với giá trị trung bình toàn giàn ống:

$$\psi_{tb} = 0,033 \cdot 3,036^{0,8} \cdot 1,61^{0,4} + 0,98 = 1,077;$$

Tỷ số giữa hệ số toả nhiệt cánh với giá trị trung bình trong chùm ống:

$$\psi_{ps} = \frac{(\pi \cdot 0,028 - 2 \times 0,003)(1 - 1,007)}{4 \times 0,031} + 1 = 0,949;$$

Tỷ số $F_{TW}/F_M = 1 - F_{ps}/F_M = 1 - 0,602 = 0,398$;

$$\text{Thông số } m = \left[\frac{2 \times (0,949 \times 98,5 \cdot 10^{-3} + 6,6 \cdot 10^{-3})}{0,03 \times 41,87 \cdot 10^{-3}} \right]^{0,5} = 39,92, \text{ ở đây } \lambda_{ps} =$$

$41,87 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K})$, được xác định khi $t_{ps} = + 100 = 293 + 100 = 393^\circ\text{C}$;

Thông số $m \cdot h = 39,92 \cdot 0,031 = 1,237$;

Hệ số hiệu quả cánh:

$$E = \frac{3,447 - 0,29}{(3,447 + 0,29) \times 1,237} = 0,683$$

Các giá trị thu được cho phép xác định hệ số toả nhiệt theo (6.20):

$$\alpha_{inp} = 0,389 \times (1,077 \times 98,5 \cdot 10^{-3} + 6,6 \cdot 10^{-3}) + 0,602 \times 0,633 \times \\ \times (0,949 \times 98,5 \cdot 10^{-3} + 6,6 \cdot 10^{-3}) = 86,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K});$$

4. Hệ số truyền nhiệt trong phần cánh của bề mặt theo (6.19b):

$$k_M = \frac{0,702 \times 86 \cdot 10^{-3}}{\left(1 + \frac{86 \cdot 10^{-3}}{11,63} \times 3,277 \right)} = 58,9 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

5. Ta xác định hệ số truyền nhiệt trung bình đối với bộ hâm nước kiểu cánh.

Hệ số truyền nhiệt ở phần ống trơn được xác định như trong chùm ống đối lưu bình thường, lưu động ngang và ứng với đầu bài đã ra $k_n = 84,9 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$. Theo (6.22) ta xác định hệ số trung bình của truyền nhiệt.

$$k_{\text{tp}} = \frac{58,9 \cdot 10^{-3} \times 7040 + 84,9 \cdot 10^{-3} \times 1572}{7040 + 1572} = 63,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}).$$

BÀI TẬP

Bài 6.19. Hãy xác định hệ số truyền nhiệt của bộ quá nhiệt đối lưu đặt trong đường khói nằm ngang khi đốt mazut, không thổi bụi bề mặt. Để tiến hành tính toán ta lấy: tốc độ sản phẩm cháy 15 m/s; các hệ số $\alpha_K = 80 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_1 = 25 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_2 = 6 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

Bài 6.20. Hãy xác định hệ số truyền nhiệt ở bề mặt đốt vùng quá độ tiến bộ trí ống so le khi đốt than nâu. Khi giải bài toán lấy, tốc độ sản phẩm cháy 12 m/s; đường kính ngoài của ống 42 mm; bước dọc $s_2 = 75 \text{ mm}$, hệ số toả nhiệt từ khói bởi đối lưu $\alpha_K = 90 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; hệ số toả nhiệt bức xạ $\alpha_1 = 30 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; bỏ qua nhiệt trở phía môi chất làm việc $1/\alpha_2$.

Bài 6.21. Hãy xác định sai số bao nhiêu khi xác định hệ số truyền nhiệt trong chùm ống so le nhưng không tính nhiệt trở bên trong $1/\alpha_2$ (dùng công thức chính xác ở bảng 6.2) khi giải bài toán lấy: $\alpha_2 = 9,00 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; các số liệu còn lại từ bài 6.20.

Bài 6.22. Tương ứng với các số liệu thí nghiệm ta lấy hệ số bám bẩn của bộ quá nhiệt $\epsilon_x = 1,72 (\text{m}^2 \cdot \text{K})/\text{kW}$ thay thế cho $\epsilon_x = 4,3 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$. Hệ số truyền nhiệt sẽ thay đổi bao nhiêu trong bộ quá nhiệt đã cho, khi vẫn giữ nguyên các giá trị α_K và α_2 ? Khi giải bài toán lấy: $\alpha_K = 90 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\epsilon = 0,15$; $\alpha_2 = 5 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $t = 450^\circ\text{C}$; $\vartheta = 850^\circ\text{C}$; phụ tải nhiệt $q_B = 45 \text{ kW}/\text{m}^2$.

Bài 6.23. Hãy xác định hệ số bám bẩn đối với bộ quá nhiệt đối lưu bố trí ống kiểu so le ở tốc độ sản phẩm cháy 8 và 10 m/s. Lấy: $d = 32 \text{ mm}$; $s_2 = 48 \text{ mm}$; $\Delta\epsilon = 2,6 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$. Khi chuyển sang đốt than bùn hệ số bám bẩn như thế nào?

Bài 6.24. Sự thay đổi bước dọc s_2 ảnh hưởng đến hệ số bám bẩn của chùm bố trí ống kiểu so le ở phương án đầu lấy $w_r = 7 \text{ m/s}$; đường kính ống 36 mm; các bước dọc của ống $s_2 = 55$ và 75 mm ; than bùn là $\Delta\epsilon = 2,6 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$.

Bài 6.25. Hãy so sánh các hệ số bám bẩn khi đốt các than đá ở các đường kính ống 32, 42 và 60 mm, ở các điều kiện như nhau $s_2/d = 1,4$; $\Delta\varepsilon = 0$; $w_r = 11$ m/s.

Bài 6.26. Hệ số hiệu quả nhiệt và hệ số truyền nhiệt của bộ hâm nước, bố trí ống song song thay đổi thế nào khi chuyển sang đốt than nâu thay thế cho than đá gầy? Trong tính toán lấy $\alpha_k = 100 \cdot 10^{-3}$ kW/(m².K); $\alpha_l = 15 \cdot 10^{-3}$ kW/(m².K).

6.4. TÍNH TOÁN ĐỘ CHÈNH NHIỆT ĐỘ TRONG CÁC BỀ MẶT ĐỐT

Các dạng chuyển động tương hỗ cơ bản giữa các môi chất trong các bề mặt đốt đối lưu là ngược dòng, thuận dòng và hỗn hợp. Độ chênh nhiệt độ là hiệu nhiệt độ trung bình trong bề mặt gia nhiệt giữa các môi chất trao đổi nhiệt, được xác định theo công thức.

$$\Delta t = \frac{\Delta t_s - \Delta t_M}{\ln \Delta t_s / \Delta t_M} \quad (6.25)$$

ở đây Δt_s và Δt_M - các độ chênh nhiệt độ lớn hơn và nhỏ hơn của nhiệt độ giữa các môi chất ở các đầu bề mặt đốt, °C.

Vì nhiệt dung khối lượng của môi chất làm việc theo lý thuyết lớn hơn nhiệt dung khối lượng của sản phẩm cháy, tỷ số sự thay đổi nhiệt độ các khối khí lưu động qua bề mặt xảy ra ở mức độ lớn hơn so với môi chất làm việc; chỉ khi cho một phần lưu lượng môi chất làm việc đi qua bề mặt đốt mới có thể xảy ra trường hợp là tỷ số sự thay đổi nhiệt độ giữa khói và nhiệt độ môi chất là bằng nhau, hoặc thay đổi ngược lại.

Trong trường hợp $\Delta t_s / \Delta t_M \leq 1,7$, độ chênh nhiệt độ ở thuận dòng cũng như ở ngược dòng, với độ chính xác đủ lớn, có thể xác định bằng hiệu trung bình số học của nhiệt độ theo công thức đơn giản:

$$\Delta t = \vartheta - t \quad (6.26)$$

ở đây ϑ và t - các nhiệt độ trung bình của môi chất đốt nóng và bị đốt nóng trong các giới hạn của bề mặt đốt, °C.

Ở dòng hỗn hợp, khi chuyển động tương hỗ của môi chất ở các giới hạn bề mặt đốt có cả dòng thuận và dòng nghịch, độ chênh nhiệt độ được xác định theo công thức:

$$\Delta t = \psi \Delta t_{npt} \quad (6.27)$$

ở đây Δt_{npt} - độ chênh nhiệt độ được xác định đối với toàn bộ bề mặt đốt theo

công thức (6.25), coi như đối với dòng nghịch, °C; ψ - hệ số hiệu chỉnh tính đối sơ đồ chuyển động từ ngược dòng tới hỗn hợp.

Trong các trường hợp Δt_{npt} gần với giá trị độ chênh ở dòng thuận (Δt_{npM}), có nghĩa ở trường hợp $\Delta t_{npM}/\Delta t_{npt} \geq 0,92$. Độ chênh nhiệt độ ở bề mặt đốt, với độ chính xác đủ lớn, có thể xác định theo công thức:

$$\Delta t = (\Delta t_{npM} + \Delta t_{npt}) 0,5 \quad (6.28)$$

Ta phân biệt hai dạng sơ đồ hỗn hợp: hỗn hợp nối tiếp và hỗn hợp song song. Trên hình P9 và hình P10 (phụ lục) đưa ra các sơ đồ này và các đồ thị dựa vào đó xác định các hệ số hiệu chỉnh khi tính đối.

Trong sơ đồ có dòng hỗn hợp nối tiếp (hình P9), bề mặt bao gồm từ hai phần được mắc nối tiếp theo hai môi chất, nhưng khi chuyển từ một đoạn sang đoạn thứ hai có sự thay đổi phương thức lưu động. Hệ số ψ đối với sơ đồ này được xác định theo đồ thị (xem hình P9), khi sử dụng cần tính ba tham số không thứ nguyên:

$$A = F_{npM}/F; P = \tau_2 / (\vartheta' - t'); R = \tau_1/\tau_2 \quad (6.29)$$

ở đây F_{npM} , F - diện tích các bề mặt đốt của đoạn thuận dòng và bề mặt toàn phần, m^2 ; τ_1 và τ_2 - các độ giảm nhiệt độ toàn phần (từ đầu vào - đến đầu ra) của môi chất, °C;

Trong các sơ đồ có dòng song song hỗn hợp, mắc nối tiếp các đoạn bề mặt đốt theo môi chất làm việc, nhưng đối với dòng khối các đoạn bề mặt là song song (khu vực trên của hình P10 của phụ lục). Việc xác định hệ số hiệu chỉnh đối với các sơ đồ này thực hiện theo sơ đồ dưới của hình P10. Ở đây τ_s - sự giảm nhiệt độ toàn phần của môi chất nào có giá trị lớn hơn, °C; τ_M - độ giảm nhiệt độ toàn phần của môi chất thứ hai, °C;

Khi sử dụng đồ thị hình P10 của phụ lục, cần nắm vững hai nguyên lý, một là sự hoà trộn toàn phần của môi chất trong mỗi dòng và thứ hai, diện tích các bề mặt đốt của mỗi dòng cần phải khác nhau không nhiều. Khi đó, $0,7 \leq F_{npT}/F_{npM} \leq 1,5$, ở đây F_{npT} và F_{npM} là các bề mặt đốt tương ứng với các phần nghịch dòng và thuận dòng, m^2 .

Trong các trường hợp còn lại, độ chênh nhiệt độ được coi là riêng biệt đối với mỗi một trong các phần. Các sơ đồ phức tạp bất kỳ có thể phân ra các phần có sơ đồ mắc theo nghịch dòng và việc xác định Δt đối với mỗi một trong số các phần này. Độ chênh nhiệt độ trung bình đối với bề mặt đốt sẽ được xác định theo công thức:

$$\Delta t_{th} = \frac{\Delta t_1 F_1 + \Delta t_2 F_2 + \dots + \Delta t_n F_n}{\Sigma F_i} \quad (6.30)$$

Để xác định Δt ở mỗi đoạn, cần cho các giá trị trung gian của nhiệt độ môi chất làm việc. Độ chính xác của các giá trị của chúng được kiểm tra bằng biểu thức:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{\Delta t_1 F_1}{\Delta t_2 F_2}$$

Sơ đồ với chuyển động cắt nhau của môi chất (xem hình P11 của phụ lục) có phân ra hướng cắt nhau tương hỗ của cả hai dòng trong các giới hạn bề mặt đốt có số các dòng của một trong số các môi chất không lớn hơn 4. Khi số các dòng cắt nhau lớn hơn 4, sơ đồ chuyển động được xem xét như sơ đồ ngược dòng hay sơ đồ thuận dòng thuần túy.

Hệ số ψ đối với các sơ đồ ngược dòng nói chung được xác định theo hình P11 của phụ lục (phần dưới). Để sử dụng đồ thị ta tính các tham số không thứ nguyên:

$$P = \frac{\tau_M}{g' - t'} \quad \text{và} \quad R = \frac{\tau_8}{\tau_M} \quad (6.31)$$

Đồ thị hình P11 của phụ lục thuận tiện để tính toán sơ đồ ở hướng tương tác ngược nói chung của các dòng.

Khi các dòng là thuận dòng, theo các tham số tìm được P và R , tính được thông số P_1 :

$$P_1 = \frac{1 - [1 - P(R + 1)]^{1/n}}{R + 1} \quad (6.32)$$

ở đây n - số các lần đổi chiều của bề mặt được tính toán. Trong trường hợp này hệ số ψ được xác định theo các thông số R và P_1 theo đường cong 1 (hình P11 của phụ lục). Có thể sử dụng đồ thị trong trường hợp khác nhau các bề mặt trao đổi nhiệt của các dòng đổi chiều (không quá 20%). Ở giá trị đối với toàn bộ bề mặt $\psi \geq 0,9$. Trong trường hợp ngược lại, độ chênh nhiệt độ cần tính riêng biệt theo các đoạn.

Tính toán Δt ở các bề mặt đốt mà ở đó nhiệt dung của một trong số môi chất thay đổi lớn hoặc thay đổi trạng thái pha môi chất trong các giới hạn của bề mặt, sẽ thực hiện đối với mỗi một trong số các đoạn có các giá trị ổn định của các thông số, toàn bộ bề mặt. Sau đó tính trung bình độ chênh nhiệt độ theo:

$$\Delta t_{tp} = \frac{Q_1 + Q_2 + \dots + Q_n}{\frac{Q_1}{\Delta t_1} + \frac{Q_2}{\Delta t_2} + \dots + \frac{Q_n}{\Delta t_n}} \quad (6.33)$$

Đối với các trường hợp cụ thể của các bề mặt lò hơi có thể áp dụng các đơn giản hoá dưới đây:

Đối với các bộ hâm nước “sôi”, nhiệt độ nước ở đầu ra quy ước lấy bằng:

$$t''_{EK} = t'' + \frac{\Delta h}{8,4}$$

ở đây t'' - nhiệt độ của nước sôi ở áp suất đầu ra bộ hâm nước, °C; $\Delta h = h''_{EK} - h''$ - lượng nhiệt tiêu hao cho hoá hơi, kJ/kg; h'' - entanpi của nước sôi ở áp suất đầu ra bộ hâm nước, kJ/kg; h''_{EK} - entanpi của hỗn hợp hơi nước sau bộ hâm nước, kJ/kg.

Sự đơn giản hoá này là cho phép, khi độ chứa hơi ở đầu ra $x \leq 0,3$, nhiệt độ nước đầu vào bề mặt lớn hơn lớn 180°C, độ chênh nhiệt độ đầu vào các cấp của bộ hâm nước lớn hơn 80°C và ở áp suất lớn hơn 1,4 MPa;

Khi độ ẩm hơi ban đầu cao và tham số $\frac{(1-x)r}{h_{nn} - h_x} < 0,12$, cho phép sử dụng các công thức vẫn thường dùng đối với môi chất một pha, ở đây $(1-x)$ - độ ẩm của hơi đi vào bề mặt đó; r , h_{nn} , h_x - tương ứng là nhiệt ẩm ở đầu vào, kJ/kg.

Nếu điều kiện đó không được thoả mãn, thì cần tính toán theo từng đoạn và sau đó lấy trung bình Δt theo (6.33).

Ví dụ 6.28. Hãy xác định độ chênh nhiệt độ ở bề mặt gia nhiệt của bộ quá nhiệt khi nhiệt độ sản phẩm cháy ở đầu vào $\vartheta' = 1070^\circ\text{C}$, ở đầu ra $\vartheta'' = 956^\circ\text{C}$ ở nhiệt độ hơi đầu vào $t' = 470^\circ\text{C}$ và ở đầu ra $t'' = 519^\circ\text{C}$. Bộ quá nhiệt có sơ đồ chuyển động thuận dòng của môi chất. Hãy tìm sai số trong xác định Δt khi sử dụng công thức đơn giản.

Bài giải: 1. Ta xác định các độ chênh nhiệt độ lớn và nhỏ giữa các môi chất:

$$\Delta t_s = \vartheta' - t' = 1080 - 470 = 610^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_M = \vartheta'' - t'' = 956 - 519 = 437^\circ\text{C};$$

2. Độ chênh nhiệt độ trung bình theo (6.25):

$$\Delta t_{tb} = \frac{610 - 437}{\ln 610/437} = 518,7^\circ\text{C}$$

Bởi vì $\Delta t_s/\Delta t_M = 610/437 = 1,396$, nhỏ hơn 1,7, có thể sử dụng công thức đơn giản (6.26). Trong trường hợp này $\Delta t_{tb} = 0,5(1080 + 956) - 0,5(470 + 519) = 523,5^\circ\text{C}$. Sai số xác định Δt :

$$\varepsilon = \frac{523,5 - 518,7}{518,7} \cdot 100 = 0,81\%$$

điều đó cho phép bởi vì độ chính xác cho phép khi xác định của nhiệt hấp thụ của các bề mặt đốt $\pm 2\%$.

Ví dụ 6.29. Hãy xác định độ chênh nhiệt độ ở bề mặt đốt, ban đầu chuyển động thuận dòng của môi chất, sau đó ngược dòng. Khi giải bài toán lấy: $\vartheta' = 861^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 739^\circ\text{C}$; $t' = 545^\circ\text{C}$; $F = 2690 \text{ m}^2$; $F_{\text{npM}} = 896,7 \text{ m}^2$.

Bài giải: 1. Xác định các thông số A, P và R:

$$A = 896,7/2690 = 0,333;$$

$$P = \frac{545 - 448}{861 - 448} = 0,235;$$

$$R = \frac{861 - 739}{545 - 448} = 1,258$$

2. Xác định độ chênh nhiệt độ ở dòng ngược theo (6.25) và đối với dòng hỗn hợp. Hệ số tính đổi ra theo hình P9 của phụ lục $\psi = 0,994$.

$$\Delta t_s = 861 - 545 = 316^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_M = 739 - 448 = 291^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\text{npT}} = \frac{316 - 291}{\ln(316/291)} = 303,4^\circ\text{C};$$

$$\Delta t = 0,994 \cdot 303,4 = 301,58^\circ\text{C};$$

Ví dụ 6.30. Trong lò hơi một ống xoắn được sử dụng để đưa hơi nước tới via chứa dầu có chùm ống đối lưu có xảy ra đốt nóng nước tới sôi và sự bay hơi của nó đạt tới độ chứa hơi $x = 0,35$. Hãy xác định độ chênh nhiệt độ, nếu biết $\vartheta'' = 680^\circ\text{C}$; $\vartheta' = 1030^\circ\text{C}$; lưu lượng nước $2,78 \text{ kg/s}$; áp suất nước $p = 18,05 \text{ MPa}$; $t' = 300^\circ\text{C}$.

Bài giải: 1. Xác định entanpi của nước ở đầu vào và đầu ra bề mặt đốt và ở nhiệt độ sôi theo các bảng nhiệt động học của nước và hơi nước, xác định:

$$h' = 1336,1 \text{ kJ/kg}; t_{\text{kip}} = 357^\circ\text{C}; h_{\text{kip}} = 1735,4 \text{ kJ/kg}; r = 777,0 \text{ kJ/kg}.$$

Entanpi của nước ở $x = 0,35$ trong phần hâm nước:

$$h'' = h_{\text{kip}} + x \cdot r = 1735,4 + 0,35 \cdot 777,0 = 2007,4 \text{ kJ/kg}.$$

2. Xác định nhiệt hấp thụ của phần hâm nước ở phần không sôi của nó:

$$Q_1 = (h_{\text{kip}} - h')G = 1735,4 - 1336,1) 2,78 = 1110,1 \text{ kJ/s};$$

3. Xác định nhiệt hấp thụ của phần hâm nước ở phần sôi của nó:

$$Q_2 = (h''_{\text{EK}} - h_{\text{kip}})G = (2007,4 - 1735,4) 2,78 = 756,2 \text{ kJ/s};$$

4. Xác định nhiệt độ của sản phẩm cháy trong tiết diện của đường khói ở đó $t = t_{kip}$. Nhiệt dung của sản phẩm cháy thay đổi không lớn, ta lấy:

$$\vartheta_{np} = \vartheta' - \frac{Q_2}{Q_1 + Q_2} (\vartheta' - \vartheta'') = 1030 - \frac{756,2}{1110,1 + 756,2} \times (1030 - 680) = 888^\circ\text{C}$$

5. Xác định độ chênh nhiệt độ ở phần không sôi của phần hâm nước:

$$\Delta t_s = 888 - 357 = 531^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_M = 680 - 300 = 380^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = \frac{531 - 340}{\ln(531/380)} = 451,3^\circ\text{C}$$

6. Như vậy ở phần sôi của phần hâm nước:

$$\Delta t_s = 1030 - 357 = 673^\circ\text{C}; \quad \Delta t_M = 888 - 357 = 531^\circ\text{C}$$

Độ chênh nhiệt độ theo (6.25):

$$\Delta t = \frac{673 - 531}{\ln(673/531)} = 599,2^\circ\text{C}$$

Theo quan hệ đơn giản: $\vartheta = 0,5(1030 + 888) = 959^\circ\text{C}$:

$$\Delta t = 959 - 357 = 602^\circ\text{C}. \text{ Như vậy độ sai lệch không lớn.}$$

7. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình ở bề mặt đốt:

$$\Delta t = \frac{\frac{111,0 + 756,2}{111,0} + \frac{756,2}{451,3 + 599,2}}{2} = 501,5^\circ\text{C}$$

Ví dụ 6.31. Hãy tìm độ chênh nhiệt độ ở cấp 1 bộ quá nhiệt, trong đó có hơi với độ chứa hơi $x = 0,9$.

Ta lấy: $p = 15,1 \text{ MPa}$; $D = 138,89 \text{ kg/s}$; $t'' = 370^\circ\text{C}$, các khí có $\vartheta' = 755^\circ\text{C}$, $\vartheta'' = 488^\circ\text{C}$, chuyển động của môi chất trao đổi nhiệt là ngược dòng.

Bài giải 1: Ta tìm giá trị của tổ hợp $\frac{(1-x)r}{h_{nn} - h_x}$. Theo bảng nhiệt động học của nước và hơi nước ở $p = 15,1 \text{ MPa}$ và $t'' = 370^\circ\text{C}$:

$$h_{n,n} = 2826,9 \text{ kJ/kg}; r = 992,7 \text{ kJ/kg}; t_{sôi} = 343^\circ\text{C}; h'' = 2608,5 \text{ kJ/kg}.$$

$$\text{Trong trường hợp này } h_x = 2608,5 - 0,1 \cdot 992,7 = 2509,5 \text{ kJ/kg, thông số } P = \frac{(1 - 0,9) 992,7}{2826,9 - 2509,5} = 0,313$$

Bởi vì giá trị tham số lớn hơn 0,12 ta tính độ chênh nhiệt độ theo từng phần bề mặt.

2. Xác định nhiệt bay hơi của phần ẩm còn lại:

$$Q_1 = D(1 - x)r = 138,89(1 - 0,9)992,7 = 13787,6 \text{ kJ/s}$$

3. Xác định nhiệt của hơi quá nhiệt:

$$Q_2 = D(h_{n,n} - h'') = 138,89(2826,9 - 2608,5) = 30291,9 \text{ kJ/s}$$

4. Xác định nhiệt độ của sản phẩm cháy ở vị trí bay hơi hoàn toàn ($x = 1$):

$$\begin{aligned} \vartheta_{np} = \vartheta' &= \frac{Q_2}{Q_1 + Q_2} (\vartheta' - \vartheta'') = \\ &= 755 - \frac{30291,9}{13787,6 + 30191,9} (755 - 488) = 571,5^\circ\text{C} \end{aligned}$$

5. Độ chênh nhiệt độ ở phần đầu bề mặt (đoạn bay hơi lượng ẩm):

$$\Delta t_\delta = 571,5 - 343 = 228,5^\circ\text{C}; \Delta t_M = 488 - 343 = 145^\circ\text{C}.$$

$$\Delta t_1 = \frac{228,5 + 145,0}{\ln(228,5/145,0)} = 183,6^\circ\text{C}$$

6. Tương tự ở đoạn quá nhiệt của hơi:

$$\Delta t_\delta = 755 - 370 = 385^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_M = 571,5 - 343 = 228,5^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = \frac{385 - 228,5}{\ln 385/228,5} = 300^\circ\text{C}$$

7. Độ chênh nhiệt độ trung bình ở bề mặt bộ quá nhiệt:

$$\Delta t_{tb} = \frac{\frac{13787,6 + 30291,9}{13787,6} \frac{30291,9}{300}}{\frac{183,6}{300}} = 250,3^\circ\text{C}$$

BÀI TẬP

Bài 6.27. Hệ số hiệu chỉnh và độ chênh nhiệt độ trong bộ quá nhiệt đối lưu thay đổi thế nào khi thay tỷ lệ diện tích đối phần thuận dòng của bề mặt đốt từ 0,333 tới 0,43? Khi giải bài toán lấy $\vartheta' = 532^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 400^\circ\text{C}$; $t' = 350^\circ\text{C}$

Bài 6.28. Xác định độ chênh nhiệt độ trong bộ hâm nước kiểu sôi có chuyển động ngược dòng của môi chất, với độ chứa hơi $x = 0,10$. Lấy $p = 15,1 \text{ MPa}$; $t' = 250^\circ\text{C}$; $\vartheta' = 730^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 340^\circ\text{C}$.

Bài 6.29. Độ chênh nhiệt độ thay đổi thế nào khi tăng độ chứa hơi x từ 0,35 tới 0,4? Các số liệu ban đầu lấy theo ví dụ 6.33.

Bài 6.30. Hãy phân biệt quan hệ của Δt_{npT} và Δt_{npM} trong bộ quá nhiệt tấm màn và ở bộ hâm nước khác nhau như thế nào. Khi giải bài toán lấy: ở bộ quá nhiệt tấm màn $\vartheta' = 997^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 921^\circ\text{C}$; $t' = 443^\circ\text{C}$; $t'' = 46^\circ\text{C}$; trong bộ hâm nước $\vartheta' = 507^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 413^\circ\text{C}$; $t' = 276^\circ\text{C}$; $t'' = 308^\circ\text{C}$.

6.5. CÁC TÍNH TOÁN NHIỆT VÀ THIẾT KẾ BỀ MẶT ĐỐT ĐỐI LƯU

Nhiệt lượng của bề mặt đốt dành cho 1 kg (m^3) nhiên liệu kJ/kg (kJ/m^3) được xác định theo phương trình truyền nhiệt:

$$Q_1 = k\Delta t F/B_p \quad (6.34)$$

Lượng nhiệt hấp thụ này bằng lượng nhiệt do các sản phẩm cháy tỏa ra và được xác định theo hiệu số entanpi của khối ở các biên của bề mặt đốt (theo cân bằng nhiệt):

$$Q_\delta = \varphi (H' - H'' + \Delta\alpha_{kk} H_{kk}^0) \quad (6.35)$$

ở đây H' và H'' - các entanpi của sản phẩm cháy ở đầu vào và đầu ra bề mặt đốt, kJ/kg; H_{kk}^0 - entanpi lý thuyết của không khí lạnh lọt vào, kJ/kg.

Khi tồn tại trong đường khói, ở đó có đặt bề mặt đốt chính, các bề mặt đốt phụ (ví dụ, bố trí ở thành đường khói) cũng cần phải tính cả nhiệt hấp thụ của bề mặt phụ Q_{ph} theo công thức:

$$Q_\delta = \varphi (H' - H'' + \Delta\alpha_{kk} H_{kk}^0) - Q_{ph} \quad (6.35a)$$

Khi cần thiết xác định entanpi và nhiệt độ của sản phẩm cháy sau bề mặt đốt đối lưu ở nhiệt độ đã biết, và entanpi của sản phẩm cháy ở đầu vào bề mặt và hấp thụ nhiệt lượng của nó, công thức (6.35a) biến đổi có dạng:

$$H'' = H' - \frac{Q_\delta - Q_{ph}}{\varphi} + \Delta\alpha_{kk} H_{kk}^0 \quad (6.35b)$$

Dựa vào entanpi H'' và nhờ số liệu của các bảng P3 và P4 tìm được nhiệt độ của sản phẩm cháy sau bề mặt đốt.

Lượng nhiệt hấp thụ của môi chất làm việc trong bề mặt đối lưu tính cho 1kg lưu lượng của môi chất đó Δh (kJ/kg) được xác định theo biểu thức:

$$\Delta h = \frac{Q_T B_p}{D}$$

ở đây, D - lưu lượng môi chất đi qua cấp đã cho của bề mặt đốt, kg/s.

Khi nhiệt lượng hấp thụ của bề mặt do trao đổi nhiệt đối lưu cũng như do bức xạ trực tiếp từ buồng đốt, thì công thức (3.36) có dạng:

$$\Delta h = \frac{(Q_T + Q_I) B_p}{D} \quad (6.36a)$$

Q_I là nhiệt nhận bằng bức xạ trực tiếp từ buồng lửa.

Khi thực hiện tính toán thiết kế, diện tích bề mặt đốt được xác định nhờ phương trình truyền nhiệt:

$$F = \frac{B_p Q_\delta}{k \Delta t} \quad (6.37)$$

Sau khi xác định kích thước chung của bề mặt đốt cần xác định các đặc tính kết cấu của nó.

Lời giải của bài toán này phụ thuộc vào các điều kiện ban đầu nào đã biết hay đã cho trước.

Với các kích thước phủ bì đã cho của đường khói, ở đó có bố trí bề mặt đốt a, b, m^2 và ở bước ngang của ống theo hàng đầu của bề mặt đối lưu s_1, mm , ta xác định được số đoạn (số hàng) của bề mặt ống theo bề rộng của nó:

$$n_c = a/s_1 \cdot 10^{-3} - 1 \quad (6.38)$$

ở đây, a - kích thước thẳng của tiết diện đường khói, mà theo kích thước đó bố trí ống góp phân phối của bề mặt, m .

Với đường kính ống đã cho và tiết diện toàn bộ môi chất đi qua (hơi, nước) $f_{p,c}, m^2$, tổng số ống đảm bảo giá trị đã cho của $f_{p,c}$ bằng:

$$n_0 = f_{p,c} / (0,785 d^2) \quad (6.39)$$

Và tốc độ khối lượng của môi chất làm việc, $kg/(m^2.s)$:

$$\rho w = D / (0,785 d^2_{\text{trong}}) \quad (6.40)$$

Số ống trong một đoạn:

$$n_{TP} = f_{p,c} / (0,785 d^2_{\text{trong}}) = n_0 n_c \quad (6.41)$$

Chiều dài làm việc của đoạn ống thẳng nằm ngang hay thẳng đứng:

$$l_p = h - 2l_3 \quad (6.42)$$

ở đây, l_3 - kích thước khe hở giữa chỗ uốn ống và vách đường khói, m .

Bề mặt đốt của một nhánh ống xoắn, m^2 :

$$F_{\text{net}} = (2l_p + 2\pi R)\pi d \quad (6.43)$$

ở đây, R - bán kính uốn của ống, m ; thường $R = (1,75 \div 2,5)d \cdot 10^{-3} m$. Số lượng nhánh tạo thành bộ xoắn ruột gà dọc theo dòng khói:

$$n_{\text{net}} = F / (F_{\text{net}} n_{TP} n_c) \quad (6.44)$$

Số lượng n_{net} lấy số nguyên hay bội số 0,5.

Chiều sâu của bộ giàn ống dọc theo dòng khói khi bố trí ống kiểu so le:

$$l_n = (4n_{\text{net}} - 2)R + (n_{TP} - 1)s_2 \quad (6.45a)$$

Cũng như vậy khi bố trí ống kiểu song song:

$$l_n = (4n_{\text{net}} - 2)R + 2n_{\text{net}}(n_{TP} - 1)s_2 \quad (6.45b)$$

Ví dụ 6.32. Hãy xác định kích thước bề mặt bộ hâm nước kiểu ống trơn của lò hơi đốt dầu mazut. Khi tính toán lấy theo môi chất khối: $\vartheta' = 496^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 375^\circ\text{C}$, $H' = 9533 \text{ kJ/kg}$; $H'' = 7087 \text{ kJ/kg}$; $\varphi = 0,99$; $Q_{ph} = 4,0 \text{ kJ/kg}$.

Theo môi chất làm việc $t' = 275^\circ\text{C}$, $h' = 1206 \text{ kJ/kg}$; $D = 263,89 \text{ kg/s}$, áp suất $p' = 29,92 \text{ MPa}$, $p'' = 29,63 \text{ MPa}$. Số liệu theo nhiên liệu đốt: $B_p = 19,278 \text{ kg/s}$; $V_r = 13,25 \text{ m}^3/\text{kg}$ (có tính đến tuần hoàn kín các khí); $r_{H_2O} = 0,1168$; $r_n = 0,2566/\alpha = 1,03$. Lò hơi kín khối, áp suất trong đường khối $p = 0,1 \text{ MPa}$.

Sơ bộ lấy kết cấu tiết diện ướt của đường khối $F_r = 63,7 \text{ m}^2$; tiết diện để nước đi qua $f_n = 0,254 \text{ m}^2$; các ống $\phi 32 \text{ mm}$ có bề dày vách 6 mm , số các hàng $z_2 > 10$ phân bố các ống theo kiểu song song có bước $s_1 = 80 \text{ mm}$, $s_2 = 42,5 \text{ mm}$, bề dày hiệu quả của thể tích bức xạ trong chùm ống $s = 0,228 \text{ m}$; kích thước tương đối của thể tích khi lấy sơ bộ $l_0/l_n = 1,04$; bề rộng đường khối 16320 mm , chiều sâu 6360 mm .

Bài giải: 1. Xác định nhiệt lượng hấp thụ bởi bộ hâm nhiệt theo cân bằng nhiệt (xem (6.35)):

$$Q_\delta = (9533 - 7087 + 0) \cdot 0,9936 - 4 = 2426 \text{ kJ/kg}$$

2. Độ tăng entanpi của nước trong bộ hâm nước theo (3.36):

$$\Delta h = \frac{2426 \times 19,278}{263,89} = 177,2 \text{ kJ/kg}$$

3. Entanpi và nhiệt độ nước ở đầu ra bộ hâm nước:

$$h'' = h' + \Delta h = 1206 + 177,2 = 1383,2 \text{ kJ/kg}$$

Theo các bảng nhiệt động của nước và hơi nước ở áp suất $p'' = 29,63 \text{ MPa}$, entanpi này tương ứng với nhiệt độ nước $t'' = 310^\circ\text{C}$.

4. Nhiệt độ trung bình của sản phẩm cháy và nước trong bề mặt:

$$\bar{\vartheta} = 0,5(\vartheta' + \vartheta'') = 0,5(496 + 375) = 435^\circ\text{C} \text{ (708K)}$$

$$t = 0,5(t' + t'') = 0,5(275 + 310) = 292^\circ\text{C}$$

5. Xác định độ chênh nhiệt độ theo (6.27), ở chuyển động giữa các dòng môi chất là ngược dòng:

$$\Delta t_\delta = 496 - 310 = 186^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_M = 375 - 275 = 100^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = \frac{186 - 100}{\ln 186/100} = 138,6^\circ\text{C}$$

6. Xác định tốc độ nước ở đầu vào bộ hâm nước theo (6.8):

$$w_B = \frac{263,89 \times 0,0012546}{0,254} = 1,3 \text{ m/s}$$

Khi đó tốc độ khối lượng của nước:

$$\rho w = 263,89/0,254 = 1040 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

Tốc độ nước tính được là đủ để đảm bảo chế độ không ăn mòn oxy và mức cho phép của nhiệt độ kim loại ống.

7. Tốc độ trung bình của sản phẩm cháy theo (6.7):

$$w_r = \frac{13,25 \times 19,278 \times (435 + 273)}{63,7 \times 273} = 10,4 \text{ m/s}$$

8. Xác định hệ số tản nhiệt bởi đối lưu và bức xạ, tương ứng với 6.3:

$$\alpha_x = 0,2 \times 1,0 \times 1,0 \times \frac{4,999.10^{-5}}{0,032} \left(\frac{10,4 - 0,032}{63,25.10^{-6}} \right)^{0,65} \times 0,634^{0,33} =$$

$$= 81,9.10^{-3} \text{ kW/(m}^2.\text{K)}$$

Ta tìm hệ số toả nhiệt bức xạ. Tương ứng với mục 6.2:

$$t_z = 292 + 60 = 352^\circ\text{C} (625\text{K});$$

$$p_{ns} = 0,1 \times 0,2566 \times 0,228 = 0,00584 \text{ m.MPa};$$

$$k_r = 0,0584 \text{ 1/(m.MPa)}; kps = 0,166; \epsilon = 0,151.$$

Khi đó theo công thức (6.12):

$$\alpha_l = 5,13 \times 10^{-11} \times 0,151 \times 708^3 \frac{1 - \frac{625}{708}}{1 - \frac{625}{708}} = 8,5.10^{-3} \text{ kW/(m}^2.\text{K)}$$

Tính hiệu chỉnh về bức xạ nhiệt của thể tích phía trước đầu vào bộ hâm nước theo (6.14):

$$\alpha'_l = 8,5.10^{-3} \left[1 + 0,3 \times \left(\frac{769}{1000} \right)^{0,25} \times 1,04^{0,07} \right] = 10,9.10^{-3} \text{ kW/(m}^2.\text{K)}$$

10. Hệ số hiệu quả nhiệt của bộ hâm nước theo bảng 6.4:

$$\psi = 0,66 + 0,05 = 0,71$$

11. Hệ số truyền nhiệt (theo bảng 6.2):

$$k = 0,71 \times 92,8.10^{-3} = 65,9.10^{-3} \text{ kW/(m}^2.\text{K)}$$

12. Bề mặt trao đổi nhiệt tính toán của bộ hâm nước theo (6.37):

$$F = \frac{19,278 \times 2426}{65,9 \times 138,6} = 5106 \text{ m}^2$$

Với kích thước tiết diện đường khối và cách phân bố các ống góp phân phối dọc theo mặt trước, số các đoạn song song theo (6.38) bằng:

$$n'_c = 16320/80 - 1 = 203 \text{ đoạn}$$

Với sự tăng khe hở giữa các đoạn ống bên và tường, ta lấy số chẵn, $n_c = 202$ đoạn.

Ở tiết diện để nước đi qua đã cho $f_B = 0,254 \text{ m}^2$, số các ống trong đoạn theo (6.41):

$$n_{TP} = 0,254 / (0,785 \times 20^2 \times 202 \cdot 10^{-6}) = 4$$

13. Diện tích bề mặt của một nhánh theo (6.43) khi:

$$l_p = 6,36 - 2 \times 0,08 = 6,2 \text{ m};$$

$$\text{có } F_{nh} = (2 \times 6,2 + 2 \times 3,14 \times 0,06) \times 3,14 \times 0,032 = 1,284 \text{ m}^2$$

Số lượng nhánh theo dòng khối theo (6.44):

$$n_{nh} = 5106 / (1,284 \times 4 \times 202) = 4,9$$

Chọn $n_{nei} = 5$, khi đó chiều sâu toàn phần của khối ống xoắn theo (6.45b):

$$l_n = (4 \times 5 - 2) \times 0,06 + 2 \times 5 (4 - 1) 0,042 = 2,34 \text{ m}$$

Bởi vì $l_n > 1,4 \text{ m}$, bề mặt thực hiện ở dạng hai khối theo dòng các khối $l_{n1} = 1,36 \text{ m}$ (ba nhánh) và $l_{n2} = 0,86 \text{ m}$ (hai nhánh) có đoạn trống giữa chúng $0,8 \text{ m}$.

Ví dụ 6.33. Hãy xác định bề mặt gia nhiệt cần thiết của bộ hâm nước có cánh trong lò hơi đốt mazut, khi thực hiện tính toán lấy:

Dòng khối: $\theta' = 609^\circ\text{C}$; $\theta'' = 312^\circ\text{C}$; $H' = 10743 \text{ kJ/kg}$; $H'' = 5288 \text{ kJ/kg}$; $Q_{ph\dot{u}} = 105 \text{ kJ/kg}$; môi chất làm việc $t' = 254^\circ\text{C}$; $h' = 1104 \text{ kJ/kg}$; $D = 186,11 \text{ kg/s}$; $p'' = 15,8 \text{ MPa}$; chuyển động tương đối giữa các môi chất: ngược dòng. Các số liệu kết cấu: $F_M/F = 0,817$; $F_{TPM}/F_M = 0,398$; tiêu hao nhiên liệu và hệ số giữ nhiệt: $B_p = 14,528 \text{ kg/s}$; $\varphi = 0,997$. Các kích thước đường khối: bề rộng $a = 18,0 \text{ m}$, chiều sâu $b = 3,32 \text{ m}$; thể tích riêng của các sản phẩm cháy $V_r = 11,84 \text{ m}^3/\text{kg}$, bước ngang $s_1 = 85 \text{ mm}$, bước dọc $s_2 = 45 \text{ mm}$.

Bài giải:

1. Xác định lượng nhiệt hấp thụ của bộ hâm nước theo cân bằng nhiệt bởi (6.32):

$$Q_8 = (10743 - 5288) \times 0,9971 - 105 = 5334 \text{ kJ/kg}$$

2. Độ tăng entanpi của nước trong bộ hâm nước theo (6.36):

$$\Delta h = \frac{5334 \times 14,528}{186,11} = 416,4 \text{ kJ/kg}.$$

3. Entanpi và nhiệt độ nước ở đầu ra bộ hâm nước:

$$h'' = h' + \Delta h = 1104 + 416,4 = 1520,4 \text{ kJ/kg}$$

Ở $p = 15,8 \text{ MPa}$, theo bảng nước và hơi nước, nhiệt độ nước $t'' = 330^\circ\text{C}$.

4. Nhiệt độ trung bình của sản phẩm cháy và nước ở bề mặt:

$$\bar{\theta} = 0,5 (609 + 312) = 460^\circ\text{C} \quad (733\text{K})$$

$$\bar{t} = 0,5(254 + 330) = 292^\circ\text{C}$$

5. Độ chênh nhiệt độ bộ hâm nước:

$$\Delta t = \frac{(609 - 330) - (312 - 254)}{\ln 279/58} = 140,7^\circ\text{C}$$

6. Tương ứng với ví dụ 6.27, hệ số truyền nhiệt trung bình ở bộ hâm nước có cánh là $k_{1b} = 63,62 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

7. Bề mặt đốt tính toán của bộ hâm nước có cánh theo (6.73):

$$F = \frac{14,528 \times 5334}{63,62 \cdot 10^{-3} \times 140,7} = 8657 \text{ m}^2$$

8. Xác định diện tích bề mặt phần cánh:

$$F_M = F(F_M/F) = 8657 \times 0,817 = 7077 \text{ m}^2$$

9. Ta xác định bề mặt ống bộ tiết kiệm ở phần màng:

$$F_M^{TP} = F_M (F_M^{TP}/F_M) = 7077 \times 0,398 = 2817 \text{ m}^2$$

Ở phần ống trơn:

$$F_{TP} = 2817 + 1580 = 4397 \text{ m}^2$$

10. Tiến hành tính toán các đặc tính hình học của bộ hâm nước. Ta lấy tương ứng với các hướng dẫn trong [1], tốc độ khối lượng của nước trong bộ hâm nước $\rho_w = 700 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$.

Khi đó tiết diện cần thiết để nước đi qua:

$$f_n = D/\rho_w = 186,11/700 = 0,266 \text{ m}^2$$

Bởi vì theo điều kiện bài toán $d = 28,4 \text{ mm}$, thì số các ống được mắc song song theo (6.39):

$$n_0 = 0,266 / (0,785 \times 0,02^2) = 846$$

Sự phân bố các ống của bộ hâm nước đặt vuông góc với mặt trước của lò có bước ngang $s_1 = 85 \text{ mm}$ (theo điều kiện bài toán).

Ở phần ống bố trí kiểu so le số các đoạn ống $n_c = 18000/85 - 1 = 210,76$ cái. Ta lấy $n_c = 210$. Số các ống trong đoạn: $n_{TP} = 846/210 = 4,0$.

Xác định tiết diện để khối đi qua và tốc độ của khối ở $l_3 = 0,07 \text{ m}$, $l_1 = 3,32 - 0,07 = 3,25 \text{ m}$.

Tiết diện để khối đi qua theo (6.3):

$$F_r = 18,0 \times 3,32 - 210 \times 3,25 \times 0,028 = 40,65 \text{ m}^2$$

Tốc độ các khối trong khối bộ hâm nước theo (6.7):

$$w_r = \frac{11,84 \times 14,53 (460,5 + 273)}{273 \times 40,65} = 11,36 \text{ m/s}$$

BÀI TẬP

Bài 6.31. Hãy tìm nhiệt độ của sản phẩm cháy sau bộ hâm nước bố trí ống kiểu so le. Khi giải lấy: $\vartheta' = 357^\circ\text{C}$; $H' = 6972 \text{ kJ/kg}$; $\Delta\alpha_{\text{TP}} = 0,02$; $H_{\text{x.B}}^0 = 257,5 \text{ kJ/kg}$; $\varphi = 0,9972$; $B_p = 22,278 \text{ kg/s}$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,072$; $r_n = 0,219$; $\mu_{\text{zl}} = 0,0146 \text{ kJ/kg}$; $V_r = 8,48 \text{ m}^3/\text{kg}$; nhiên liệu đốt là than Nheriongrinxki CC, loại máy nghiền: kiểu búa, làm sạch ống của bộ hâm nhiệt kiểu bi, nhiệt độ môi chất làm việc $t' = 250^\circ\text{C}$; $h' = 1086,5 \text{ kJ/kg}$; $D = 186,11 \text{ kg/s}$, chuyển động của môi chất là ngược dòng. Các đặc tính kết cấu: $F_n = 0,188 \text{ m}^2$; $F_r = 73,3 \text{ m}^2$; $F = 6972 \text{ m}^2$; ống có $\phi 28 \text{ mm}$ với bề dày vách 4 mm ; bước ống $s_1 = 85 \text{ mm}$; $s_2 = 44 \text{ mm}$; tỷ số $l_0/l_n = 1,0$.

Lấy $\varepsilon_1 = 4,47 \text{ m}^2 \cdot \text{K/kW}$ và entanpi các khí ở nhiệt độ $\vartheta = 400, 300$ và 200°C tương ứng có $H = 5078,6; 3755,6$ và $2407,2 \text{ kJ/kg}$.

Bài 6.32. Nhiệt độ sản phẩm cháy sau bộ hâm nước thay đổi thế nào nếu hệ số bám bẩn ε_1 tăng từ $4,47$ tới $6,19 \text{ m}^2 \cdot \text{K/kW}$?

Khi giải bài toán lấy các số liệu cần thiết từ bài 6.31, hệ số tản nhiệt từ khối tới vách α_1 lấy không đổi và $k = 77,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

Bài 6.33. Hãy xác định diện tích bề mặt đốt tính toán cần thiết của cấp 1 bộ quá nhiệt trung gian, được đặt trong đường khối và làm sạch bằng bi. Khi thực hiện các tính toán lấy với khối: $\vartheta' = 697^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 496^\circ\text{C}$; $H' = 13746 \text{ kJ/kg}$; $H'' = 9533 \text{ kJ/kg}$; $Q_{\text{phụ}} = 327 \text{ kJ/kg}$; $\Delta\alpha_{\text{TP}} = 0$; $\varphi = 0,9936$; $B_p = 18,278 \text{ kg/s}$; $V_r = 13,25 \text{ m}^3/\text{kg}$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,1168$; $r_n = 0,2566$; nhiên liệu đốt là mazut, hệ số dư không khí sau buồng đốt $\alpha_1 \leq 1,03$; môi chất làm việc: $D = 216,11 \text{ kg/s}$; $t' = 310^\circ\text{C}$; $h' = 2882,3 \text{ kJ/kg}$; $p' = 4,12 \text{ MPa}$; $p'' = 4,07 \text{ MPa}$; số liệu kết cấu chọn sơ bộ $F_n = 0,975 \text{ m}^2$; $F_r = 49,2 \text{ m}^2$; các ống $\phi 50 \text{ mm}$ có bề dày vách 4 mm , bố trí các ống theo kiểu song song có các bước $s_1 = 92$ và $s_2 = 80 \text{ mm}$; $z \geq 10$; $s = 0,195 l_0/l_n = 2,284$.

Bài 6.34. Bể mặt đốt cần thay đổi thế nào nếu độ tăng entanpi của hơi ở cấp ra của bộ quá nhiệt trung gian tăng từ $\Delta h = 157,3$ kJ/kg (bài 6.33) tới $\Delta h = 200$ kJ/kg? Entanpi của sản phẩm cháy lấy ở các nhiệt độ $\vartheta = 900, 800$ và 700°C tương ứng $H_t = 7268,3; 6380,7; 5505,6$ kJ/kg. Hệ số truyền nhiệt lấy theo bài 6.33, $k = 68,9 \cdot 10^{-3}$ kJ/(m².K), số liệu theo nhiên liệu và nước cũng lấy theo bài 6.33.

Chương 7

CÁCH TÍNH TOÁN BỘ SẤY KHÔNG KHÍ KIỂU ỐNG (ТБП) VÀ KIỂU HOÀN NHIỆT (РБП)

7.1. NHIỆT HẤP THỤ GIỚI HẠN CỦA BỘ SẤY KHÔNG KHÍ MỘT CẤP, ĐỘ CHÈNH NHIỆT ĐỘ

Sự thay đổi nhiệt độ gia nhiệt không khí và nhiệt độ sản phẩm cháy trong bộ sấy không khí được xác định từ phương trình cân bằng:

$$t_{r,B} - t'_s = (\vartheta'_s - \vartheta_{yx}) \frac{(Vc)_r}{(Vc)_B}$$

ở đây $t_{r,B}$, t'_s , $(\vartheta'_s, \vartheta_{yx})$ - nhiệt độ của không khí nóng và không khí ở đầu vào bộ sấy của sản phẩm cháy ở đầu vào và đầu ra bộ sấy, °C, $(Vc)_r$, $(Vc)_B$ - các nhiệt dung khối lượng tổng của các sản phẩm cháy và không khí, kJ/(kg.K)

Khi sản phẩm cháy và không khí hoàn toàn đi qua bộ sấy thì tỷ số:

$$(Vc)_r / (Vc)_B > 1 \text{ và vì vậy } (t_{r,B} - t'_s) > (\vartheta'_s - \vartheta_{yx})$$

Với tăng sự hấp thụ nhiệt bộ sấy, độ chênh nhiệt độ giữa các môi chất (khí - không khí) ở đầu “nóng” bộ sấy bị giảm. Theo lý thuyết nó có thể đạt tới không (0). Nhiệt hấp thụ của bộ sấy mà ở nó có độ chênh nhiệt độ ở đầu “nóng” bằng 0 được gọi là nhiệt hấp thụ, giới hạn $[Q]_{g,h}$, có thể được xác định theo biểu thức:

$$[Q]_{g,h} = \frac{\vartheta_{yx} \frac{(Vc)_r''}{(Vc)_r' + 0,5\Delta\alpha_s(Vc)_B''} - \left[\frac{(Vc)_B'}{(Vc)_B''} + \frac{0,5\Delta\alpha_s(Vc)_B'}{(Vc)_r' + 0,5\Delta\alpha_s(Vc)_B''} \right]}{\frac{1}{\bar{\beta}(Vc)_B''} - \frac{1}{(Vc)_r' + 0,5\Delta\alpha_s(Vc)_B''\varphi}} \quad (7.2)$$

ở đây: (') và (') là các chỉ số xác định các giá trị đại lượng ở đầu vào và đầu ra bộ sấy;

$\bar{\beta}$ - hệ số dư trung bình của không khí ở bộ sấy, $\bar{\beta} = \beta'' + (\Delta\alpha_s/2)$;

$\Delta\alpha_s$ - dòng không khí lọt sang khí ở bộ sấy;

β'' - hệ số dư không khí ở đầu ra bộ sấy; φ - hệ số giữ nhiệt.

Để tính toán $[Q]_{g,h}$ cần chọn sơ bộ nhiệt độ cần thiết của không khí nóng hay của khối ở đầu vào bộ sấy và từ cân bằng nhiệt cho bộ sấy, tính các giá trị khác của nhiệt độ, sau đó xác định các nhiệt dung khối lượng của khối và không khí.

Lượng nhiệt hấp thụ giới hạn thực của một cấp bộ sấy $[Q]_{th}$ ngoài tỷ số $(Vc)_r/(Vc)_B$ còn phụ thuộc vào độ chênh nhiệt độ tối thiểu ở đầu “nóng” Δt_M và bằng:

$$[Q]_{th} = [Q]_{g,h} - \frac{\Delta t_M \frac{(Vc)_r'}{(Vc)_r' + 0,5\Delta\alpha_s(Vc)_B''}}{1 - \frac{1}{\beta(Vc)_B''} - \frac{1}{[(Vc)_r' + 0,5\Delta\alpha_s(Vc)_B'']\varphi}}$$

Độ gia nhiệt lớn nhất (giới hạn) của không khí $[t_{r,B}]_{th}$ ở một cấp của bộ sấy với các $[Q]_{th}$, ϑ_{yx} , t'_B đã cho, loại bộ sấy, β , tìm theo công thức:

$$[t_{r,B}]_{th} = \frac{[Q]_{th}}{\beta(Vc)_B''} + t'_B \frac{(Vc)_B'}{(Vc)_B''} \quad (7.4)$$

Độ chênh nhiệt độ đối với dòng cắt nhau xác định theo (6.31) và phụ thuộc vào số lượng các lần đổi chiều của dòng, hướng tương đối của chuyển động môi chất (thuận hay ngược dòng), các sơ đồ nối dòng theo môi chất khối và các điều kiện hoà trộn trong các dòng và giữa chúng. Việc tính đến các yếu tố này thực hiện bằng cách đưa vào hệ số hiệu chỉnh ψ . Từ đó tính ra độ chênh nhiệt độ, theo công thức $\Delta t_s = \psi \Delta t_{s,T}$,

ở đây $\Delta t_{s,T}$ - độ chênh nhiệt độ ở sơ đồ ngược dòng, được xác định theo công thức (6.27).

Hệ số ψ tìm được theo hình P11 của phụ lục. Để sử dụng hình P11 cần xác định các tham số:

$$P = \tau_M / (\vartheta' - t'); R = \tau_\delta / \tau_M \quad (7.5)$$

ở đây: τ_M - sự thay đổi (sự giảm) nhiệt độ khi môi chất này đi qua bề mặt gia nhiệt mà ở đó nhiệt độ nhỏ hơn, °C;

τ_δ - sự thay đổi nhiệt độ của môi chất thứ hai, °C.

Ví dụ 7.1. Hãy tìm lượng nhiệt hấp thụ giới hạn của 1 cấp của bộ sấy không khí và nhiệt độ không khí nóng sau nó khi đốt than Nheriongrinxki. Lấy: $\Delta t_M = 55^\circ\text{C}$; $t'_B = 50^\circ\text{C}$; $\vartheta_{yx} = 142^\circ\text{C}$; $\alpha_{yx} = 1,28$; $\Delta\alpha_s = 0,03$; $\beta'' = 1,17$; $\varphi = 0,9972$; các entanpi lý thuyết của không khí và sản phẩm cháy ở các nhiệt

độ khác nhau có các giá trị sau đây, kJ/kg (theo phụ lục, bảng P3, nhiên liệu số 16).

Nhiệt độ, °C	100	200	300	400
Entanpi H_r^0	971,3	1967,8	2993,6	4048,6
Entanpi H_B^0	858,3	1725,0	2608,4	3508,5

Bài giải:

1. Chọn sơ bộ nhiệt độ không khí nóng $t_{r,B} = 270^\circ\text{C}$ và xác định lượng nhiệt hấp thụ cân bằng ứng với nó của bộ sấy không khí ở $t_{r,B} = 270^\circ\text{C}$

Entanpi lý thuyết của không khí $H_{r,B}^0 = 2343,4 \text{ kJ/kg}$, còn ở $t_B = 50^\circ\text{C}$; $H_B^0 = 429,2 \text{ kJ/kg}$.

$$\text{Khi đó, } Q_8 (\beta'' + \Delta\alpha_s/2) (H_{r,B}^0 - H_B^0) = \\ = (1,17 + 0,03/2) (2343,4 - 429,2) = 2286,3 \text{ kJ/kg.}$$

2. Ta xác định entanpi và nhiệt độ của sản phẩm cháy ở đầu vào bộ sấy không khí:

$$H' = H_{yx} + Q_8/\varphi - \Delta\alpha_s H_{k,k}^0$$

ở đây, $H_{k,k}^0$ - entanpi của không khí lọt, kJ/kg, nhiệt độ của nó đối bộ sấy kiểu ống được xác định ở $t_{ib} = 0,5(270 + 50) = 160^\circ\text{C}$ và bằng 1378,4 kJ/kg.

Entanpi của khối thải, ở $\vartheta_{yx} = 142^\circ\text{C}$ và hệ số dư không khí $\alpha_{yx} = 1,28$, $H_{yx} = 1732,1 + 2268,3/0,9972 - 0,03 \times 1378,4 = 3965,4$.

Ở $\alpha'_s = 1,28 - 0,03 = 1,25$ giá trị thu được H' , tương ứng nhiệt độ khối ở đầu vào bộ sấy $\vartheta'_s = 325^\circ\text{C}$.

3. Hệ số dư không khí trung bình ở bộ sấy:

$$\bar{\beta} = \beta'' + 0,5\Delta\alpha_s = 1,17 + 0,5 \times 0,03 = 1,185$$

4. Xác định nhiệt dung khối lượng của sản phẩm cháy và không khí ở đầu vào và ra bộ sấy, kJ/(kg.K):

$$(Vc)'_r = 3965,4/325 = 12,201; (Vc)''_r = 1732,1/142 = 12,198$$

$$(Vc)'_B = 429,2/50 = 8,584; (Vc)''_B = 2343,4/270 = 8,679$$

5. Lượng nhiệt hấp thụ lý thuyết của bộ sấy không khí theo (7.2).

Giá trị phụ trợ:

$$A = (Vc)'_r + 0,5\Delta\alpha_s (Vc)''_B = 12,201 + 0,5 \times 0,03 \times 8,679 = \\ = 12,331 \text{ kJ/(kg.K)}$$

$$[Q]_{gh} = \frac{142 \frac{12,198}{12,331} - 50 \frac{8,584}{8,679} + \frac{0,5 \times 0,03 \times 8,584}{12,331}}{\frac{1}{1,185 \times 8,679} - \frac{1}{12,331 \times 0,997}} = 5691,5 \text{ kJ/kg}$$

6. Xác định theo (7.3) lượng nhiệt hấp thụ giới hạn khi $\Delta t_M = 55^\circ\text{C}$:

$$[Q]_{th} = 5691,5 - \frac{55 \times \frac{12,201}{12,331}}{\frac{1}{1,185 \times 8,679} - \frac{1}{12,331 \times 0,997}} = 2270,67 \text{ kJ/kg}$$

7. Theo (7.4) ta xác định nhiệt độ giới hạn của không khí nóng:

$$[t_{r,B}]_{th} = \frac{2270,67}{1,185 \times 8,679} + 50 \frac{8,584}{8,679} = 270,2^\circ\text{C}$$

Ví dụ 7.2. Hãy tính toán tỉ lệ khối bao nhiêu cần thiết đi vào bộ sấy kiểu hoàn nhiệt để đảm bảo $t_{r,B} = 400^\circ\text{C}$. Khi sử dụng sơ đồ “phần đuôi tách riêng”? Độ chênh nhiệt độ ở đầu “nóng”. Lấy $\Delta t_M = 50^\circ\text{C}$; $\vartheta_{yx} = 130^\circ\text{C}$; $t'_B = 50^\circ\text{C}$; $\beta = 1,13$; $\alpha'_s = 1,25$; $\alpha_{yx} = 1,45$; $\varphi = 0,997$ (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 5).

Bài giải:

1. Xác định entanpi của không khí và khối (kJ/kg), ở các nhiệt độ khác nhau (các giá trị lý thuyết H^0_r và H^0_B xem ở bảng P3 của phụ lục).

Nhiệt độ, $^\circ\text{C}$	200	300	400
H_r ở $\alpha = 1,25$	1918	3942,3	6076,8
H_r ở $\alpha = 1,45$	2059,2	4229,0	—

2. Xác định nhiệt lượng hấp thụ của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt phía không khí ở các nhiệt độ đã cho của không khí nóng và lạnh. Ta lấy sơ bộ tỉ lệ khối đi qua bộ sấy kiểu hoàn nhiệt, $x_r = 0,85$, khi đó $\Delta\alpha_s = (1,45 - 1,25)0,85 = 0,170$;

$$Q_8 = (1,13 + 0,170/2)(2873 - 353) = 3062 \text{ kJ/kg}$$

3. Xác định entanpi và nhiệt độ các khí ở đầu vào bộ sấy kiểu hoàn nhiệt, ở $\vartheta_{yx} = 130^\circ\text{C}$ và $\alpha_{yx} = 1,45$ entanpi của khối thải $H_{yx} = 1430,3 \text{ kJ/kg}$:

$$H'_s = 1430,3 + \frac{3062}{0,85 \times 0,997} - \frac{0,200}{2} 2873 = 4719,9 \text{ kJ/kg}$$

Entanpi này ở $\alpha'_s = 1,25$ tương ứng nhiệt độ khối:

$$\vartheta'_s = 400 + \frac{4719,9 - 3942,3}{6076,8 - 2942,3} (600 - 400) = 472,9^\circ\text{C}$$

4. Tỷ số nhiệt dung khối lượng trung bình của khối và không khí ở $x_r = 0,85$:

$$(Vc)_r/(Vc)_B = (400 - 50)/(479,2 - 130) = 1,021$$

Ở giá trị đã cho $\Delta t_M = 50^\circ\text{C}$:

$$\vartheta'_s = 400 + 50 = 450^\circ\text{C}$$

$$(Vc)_r/(Vc)_B = (400 - 50)/(450 - 130) = 1,094$$

Do đó, tỷ lệ phần khối đi qua bộ sấy kiểu hoàn nhiệt bằng:

$$x_r = 0,85 \times \frac{1,094}{1,021} = 0,911$$

5. Kiểm tra các giá trị thu được:

Độ lọt không khí vào bộ sấy kiểu hoàn nhiệt:

$$\Delta\alpha_s = (1,45 - 1,25) 0,911 = 0,182$$

Lượng nhiệt hấp thụ của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt bằng:

$$Q_6 = (1,13 + 0,182/2)(2873 - 353) = 3077 \text{ kJ/kg}$$

Entanpi và nhiệt độ khối ở đầu vào bộ sấy kiểu hoàn nhiệt:

$$H'_s = 1430,3 + \frac{3077}{0,9109 \times 0,997} - \frac{0,200}{2} 2873 = 4495,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\vartheta'_s = 400 + \frac{4495,3 - 3942,3}{6076,8 - 3942,3} 200 = 451,8^\circ\text{C}$$

Độ chênh nhiệt độ ở đầu "nóng":

$$\Delta t_M = 451,8 - 400 = 51,8^\circ\text{C} \text{ so với giá trị đã cho } \Delta t_M = 50^\circ\text{C}.$$

Ví dụ 7.3. Hãy xác định độ chênh nhiệt độ trong bộ sấy không khí, kiểu ống, không khí lưu động 3 lần đổi chiều. Lấy $\vartheta'_r = 285^\circ\text{C}$; $\vartheta_{yx} = 142^\circ\text{C}$; $t_{r,B} = 221^\circ\text{C}$; $t'_R = 50^\circ\text{C}$. Độ chênh nhiệt độ thay đổi thế nào khi giảm số lần đổi chiều xuống còn là 2.

Bài giải: Tương ứng với (7.5) ta tìm được các thông số P và R:

$$P = \frac{285 - 142}{285 - 50} = 0,608; \quad R = \frac{221 - 50}{285 - 142} = 1,196$$

Theo hình P11 ở phụ lục (đường cong 3) ta tìm được $\psi = 0,96$.

Ta xác định được độ chênh nhiệt độ ở ngược dòng theo (6.1):

$$\Delta t_{s,T} = \frac{(142 - 50) - (285 - 221)}{\ln 92/64} = 77,2^\circ\text{C}$$

Độ chênh nhiệt độ thực ở bộ sấy ba lần đổi chiều:

$$\Delta t = 77,2 \times 0,96 = 74,1^\circ\text{C}$$

Khi giảm số lượng các lần đổi chiều tới 2 thì hệ số hiệu chỉnh $\psi = 0,905$

(hình P11, đường cong 2):

$$\Delta t = 77,2 \times 0,905 = 69,9^{\circ}\text{C}$$

Do đó, sự giảm lượng các lần đổi chiều từ ba tới hai ở các điều kiện chấp nhận, làm giảm độ chênh nhiệt độ tính toán tới $4,2^{\circ}\text{C}$ (6%):

BÀI TẬP

Bài 7.1. Nhiệt độ giới hạn của không khí nóng thay đổi bao nhiêu khi tái tuần hoàn 3% các sản phẩm cháy trước bộ sấy không khí? Các số liệu ban đầu lấy theo ví dụ 7.1.

Bài 7.2. Người ta cho nhiệt độ sản phẩm cháy ở đầu vào bộ sấy không khí một cấp $\vartheta'_s = 350^{\circ}\text{C}$. Hãy xác định nhiệt độ cân bằng của khối thải đối với các phương án thực hiện bộ sấy không khí kiểu ống và kiểu có tái tuần hoàn khi đốt than nâu Nazarovski (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 15). Lấy: $\Delta t_M = 45^{\circ}\text{C}$; $t'_B = 35^{\circ}\text{C}$; $\alpha = 1,20$; $\beta'' = 1,23$; $\varphi = 0,9972$; độ lọt không khí ở bộ sấy kiểu ống là 0,03, ở bộ sấy kiểu hoàn nhiệt là 0,20.

Bài 7.3. Lượng nhiệt hấp thụ giới hạn thực của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt khi xuất hiện trong đường khối lò hơi độ lọt không khí với lượng $\Sigma\Delta\alpha = 0,06$? Lấy $\vartheta_{yx} = 150^{\circ}\text{C}$; $t' = 50^{\circ}\text{C}$; $\Delta t_M = 40^{\circ}\text{C}$; $\varphi = 0,9972$; $\alpha_{T1} = 1,03$; $\alpha_{T2} = 1,09$ (khi có lọt không khí), độ lọt không khí ở bộ sấy kiểu hoàn nhiệt $\Delta\alpha_{s,h,n} = 0,20$; $\beta'' = 1,03$. Lấy $t_{r,B}$ ở phương án đầu bằng 300°C .

Bài 7.4. Có thể hay không ở bộ sấy kiểu ống một cấp đảm bảo gia nhiệt không khí tới $t_{r,B} = 280^{\circ}\text{C}$ khi đốt than Kuznhekski (phụ lục, bảng P11, nhiên liệu số 6) với Δt_M không nhỏ hơn 35°C ? Các tính toán lấy $\Delta t_s = 115^{\circ}\text{C}$; $t'_B = 30^{\circ}\text{C}$; $\alpha_{yx} = 1,23$; $\alpha' = 1,20$; $\beta'' = 1,14$; $\varphi = 0,9972$.

Bài 7.5. Nhiệt độ không khí nóng thay đổi thế nào trong bộ sấy kiểu hoàn nhiệt được đặt trong “đường khối bị phân chia” nếu phần các sản phẩm cháy qua bộ sấy kiểu hoàn nhiệt giảm từ 0,911 tới 0,80? Các số liệu còn lại lấy theo ví dụ 7.2.

Bài 7.6. Xác định các hệ số hiệu chỉnh đối với độ chênh nhiệt độ ψ thay đổi như thế nào khi tăng đồng thời nhiệt độ đầu vào (nhiệt độ đầu ra tương ứng) của sản phẩm cháy ở bộ sấy kiểu ống tới 20°C , các nhiệt độ không khí vẫn không đổi. Khi giải bài toán lấy các số liệu ban đầu $\vartheta' = 410^{\circ}\text{C}$; $\vartheta_{yx} = 150^{\circ}\text{C}$; $t'_B = 50^{\circ}\text{C}$. Bài toán giải đối với hai phương án của bộ sấy không khí: dòng cắt giao nhau bốn lần và hai lần.

7.2. CÁC THÔNG SỐ TRUYỀN NHIỆT TRONG BỘ SẤY KHÔNG KHÍ KIỂU ỐNG (TBII) VÀ KIỂU HOÀN NHIỆT (PBII)

Hệ số truyền nhiệt của bộ sấy không khí kiểu ống

$$K_{\text{BT}} = \xi / (1/\alpha_B + 1/\alpha_r) \quad (7.6)$$

ở đây α_B , α_r - các hệ số tỏa nhiệt từ sản phẩm cháy tới thành và từ thành tới không khí; ξ - hệ số sử dụng.

Đối với các bộ sấy không khí kiểu ống thẳng đứng dòng không khí không đổi chiều (không đặt các tấm khói trung gian) các hệ số sử dụng được lấy như sau:

Dạng nhiên liệu	Cấp lạnh	Cấp nóng
Antraxit, than bùn, các than nâu	0,9	0,75
Mazut	0,85	0,90
Tất cả các nguyên liệu rắn và khí	0,90	0,90

Khi có các băng ống trung gian, trong phạm vi giới hạn bộ sấy không khí, hệ số sử dụng giảm so với các giá trị chỉ ra ở trên tới 0,15 khi đổi chiều một lần có một băng trung gian và loại đổi chiều hai lần có hai băng ống trung gian tới 0,05 ở loại hai lần đổi chiều có ba băng ống trung gian và ở bốn lần đổi chiều có hai băng ống trung gian.

Để xác định α_r và α_B ta sử dụng biểu thức:

$$\alpha_r = \alpha_K + \alpha_L \quad (7.7)$$

ở đây α_K và α_L - các hệ số tỏa nhiệt bởi đối lưu và bức xạ (kW/m^2). Các giá trị của chúng được xác định theo 6.2.

Giá trị α_L được tính toán theo bề dày hiệu quả của lớp bức xạ $s_{\text{eff}} = 0,8d_i$ ở nhiệt độ bám bản $t_z = 0,5(\bar{\theta}_r + \bar{t}_B)$. Tuy nhiên do giá trị α_L nhỏ người ta bỏ qua giá trị của nó khi tính bộ sấy không khí một cấp.

Trong trường hợp lưu động dọc bề mặt ống, tính toán α_L thực hiện theo (6.15), khi đó d_z lấy bằng đường kính trong của ống.

Hệ số tỏa nhiệt từ vách ống tới không khí khi lưu động ngang ống, ta xác định tương tự như ở (6.10).

Tốc độ không khí ở khoảng không giữa các ống được xác định theo công thức:

$$w_B = B_p \beta_s V_B^0 (t + 273)/(273F_B) \quad (7.8)$$

ở đây β_s - hệ số dư không khí ở bộ sấy:

$$\beta_s = \beta'' + \frac{\Delta\alpha_s}{2} + \beta_{px}$$

β_{px} - lượng tái tuần hoàn không khí nóng ở bộ sấy; F_B - diện tích để không khí đi qua, m^2 , được xác định theo (6.3).

Đối với các bộ sấy không khí kiểu hoàn nhiệt hệ số truyền nhiệt được tính toán theo công thức:

$$k = \xi\Pi / (1/x_r\alpha_r + 1/x_B\alpha_B) \quad (7.9)$$

ở đây: x_r và x_B - tỷ lệ các bề mặt đốt hay tiết diện ướt để sản phẩm cháy và không khí đi qua: $x_r = F_r/F_{B\Pi}$; $x_B = F_B/F_{B\Pi}$; F_r , F_B , $F_{B\Pi}$ - các tiết diện để sản phẩm cháy, không khí đi qua và nhiệt dung đi qua tổng của bộ sấy hoàn nhiệt; Π - hệ số hiệu chỉnh tính đến độ không ổn định của quá trình trao đổi nhiệt, đối với bộ sấy hoàn nhiệt có tấm lót và bề dày của các tấm $0,6 \div 1,2$ mm thì hệ số Π phụ thuộc vào tốc độ quay của rôto: ở $n = 1$ vg/ph lấy $\Pi = 0,97$; ở $n \geq 1,5$ vg/ph lấy $\Pi = 1,0$; ξ - hệ số sử dụng bề mặt đốt, lấy bằng 0,8 khi $\Delta\alpha_{PB\Pi} \geq 0,20$, lấy bằng 0,9 khi $\Delta\alpha_{PB\Pi} \leq 0,15$, nếu giá trị $\Delta\alpha_{PB\Pi}$ nằm ở trong khoảng giữa $0,15 \div 0,20$ thì giá trị ξ được nội suy.

Các hệ số toả nhiệt theo phía khối và không khí của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt xác định theo công thức:

$$\alpha = A \frac{\lambda}{d} \left(\frac{w \cdot d_e}{v} \right)^{0,8} Pr^{0,4} C_v \quad (7.10)$$

ở đây A - hệ số phụ thuộc vào loại tấm lót như sau:

- Tấm lót lượn sóng, có gân tăng cường trao đổi nhiệt, khi tính phần nóng bộ sấy kiểu hoàn nhiệt, nếu chiều cao tổng các chỗ gấp của 2 tấm liền kề $a + b = 24$ mm, lấy $A = 0,027$; khi $a + b = 4,8$ mm, lấy $A = 0,037$. Khi ghép chung tấm lượn sóng cùng với tấm phẳng, khi tính phần nóng bộ sấy kiểu hoàn nhiệt, lấy $A = 0,027$. Khi dùng các tấm phẳng và tấm lượn sóng đây, khi tính phần lạnh lấy $A = 0,021$.

- Khi dùng các tấm có tráng men, hệ số toả nhiệt phần nóng của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt giảm 0,5% so với hệ số toả nhiệt của tấm không tráng men. Khi các tấm lót phần lạnh có tráng men dùng chế tạo tấm lót trung gian nhẵn và lượn sóng, tức là kiểu sắp xếp của phần nóng, thì lấy $A = 0,027$.

Hệ số C_v chỉ đưa vào khi gia nhiệt không khí: $C_v = (T/T_{ct})^{0,5}$

ở đây T , T_{ct} - nhiệt độ không khí và nhiệt độ thành các tấm lót, K.

Nhiệt độ trung bình của thành các tấm lót:

$$t_{tb} = (\vartheta_r x_r + t_B x_B) / (x_r + x_B)$$

Độ chênh nhiệt độ ở bộ sấy kiểu hoàn nhiệt được tính theo các công thức bài 6.4.

Ví dụ 7.4. Hãy xác định hệ số toả nhiệt từ vách tới không khí đối với bộ sấy không khí kiểu ống từ các ống có đường kính ngoài 40 mm, bề dày vách 1,6 mm, phân bố các ống kiểu so le với các bước $s_1 = 60$ và $s_2 = 42$ mm. Khi giải bài toán lấy: $F_B = 44 \text{ m}^2$; $z_2 > 10$; $\beta''_s = 1,17$; $\Delta\alpha_s = 0,03$; $t'_B = 50^\circ\text{C}$; $t_{t,H} = 221^\circ\text{C}$. Các số liệu ban đầu theo nhiên liệu: $B_p = 22,278 \text{ kg/s}$; $V^0_H = 6,47 \text{ m}^3/\text{kg}$; Hệ số toả nhiệt thay đổi thể nào khi chuyển sang các bước ống $s_1 = 52$ và $s_2 = 40$ mm và vẫn giữ nguyên tốc độ không khí.

Bài giải: 1. Ta tìm tốc độ không khí trung bình theo (7.8) và ở nhiệt độ không khí trung bình $t_B = 0,5 (50 + 221) = 135,5^\circ\text{C}$ có:

$$w_B = 22,278 (1,17 + 0,03/2) \cdot 6,47 (135,5 + 273) / (273 \cdot 44) = 5,8 \text{ m/s}$$

2. Ta xác định hệ số toả nhiệt từ vách ống tới không khí ở phương án đầu. Sơ bộ ta tính các hệ số hiệu chỉnh C_s và C_z (xem bài 6.2); $\sigma'_2 = 1,29$; $\varphi = 1,722$; $C_s = 0,275 \times 1,722^{0,5} = 0,361$; $C_z = 1,0$, bởi vì $z_2 > 10$.

Ở $t_B = 135,5^\circ\text{C}$ các đặc tính vật lý của không khí:

$$\nu = 27,318 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \lambda = 3,348 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K});$$

Theo (6.8) hệ số toả nhiệt:

$$\begin{aligned} \alpha_B &= 1,0 \cdot 0,361 \frac{3,438 \cdot 10^{-5}}{0,04} \left(\frac{5,8 \times 0,04}{27,318 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,60} \cdot 0,69^{0,33} \\ &= 62,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

3. Như vậy ở các bước ống $s_1 = 52$ và $s_2 = 40$ mm nếu vẫn đảm bảo tốc độ không khí ở phương án này chỉ thay đổi hệ số hiệu chỉnh C_s : $\sigma'_2 = 1,193$; $\varphi = 1,557$; $C_s = 0,34 \cdot 1,557^{0,1} = 0,355$:

$$\alpha_K = \alpha_{K0} \frac{C_s}{C_{s0}} = 62,5 \frac{0,355}{0,361} = 61,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Do đó, sử dụng các bước “hẹp” sẽ làm giảm một chút hệ số toả nhiệt từ thành ống tới không khí (trong trường hợp này tới 1,7%). Trong khi đó bố trí gọn làm tăng bề mặt đốt lên tới $\frac{60 \times 42}{52 \times 40} = 1,21$ lần, có nghĩa tới 21% ở trong thể tích này.

Ví dụ 7.5. Hệ số toả nhiệt từ thành ống vào không khí thay đổi thế nào khi tăng đường kính ống từ $\phi 40$ mm, bề dày vách 1,6 mm tới $\phi 51$ mm, bề dày thành 1,5 mm? Khi giải lấy $F_B = 42,3 \text{ m}^2$; phân bố ống kiểu so le có bước $s_1 = 60$ và $s_2 = 42$ mm; $z_2 > 10$; $B_p = 46,917 \text{ kg/s}$; $V_B^0 = 3,35 \text{ m}^3/\text{kg}$; $\beta'' = 1,06$; $\Delta\alpha_{BH} = 0,03$; $t_B = 50^\circ\text{C}$; $t_{LB} = 311^\circ\text{C}$. Khi chuyển sang các ống $\phi 51$ mm vẫn đảm bảo kích thước căn ống (khoảng cách giữa các lỗ). Theo hướng chéo ($s'_2 - d$) và tốc độ không khí.

Bài giải: 1. Theo (7.8) ta tìm tốc độ trung bình của không khí. Ở nhiệt độ trung bình của không khí $t_{tb} = 0,5 (50 + 311) = 180,5^\circ\text{C}$:

$$w_B = 46,917 (1,06 + 0,032) \cdot 3,35 (180,5 + 273) / (273 \cdot 42,3) = 6,63 \text{ m/s}$$

2. Xác định hệ số toả nhiệt từ vách tới không khí ở các ống $\phi 40$ mm. Ở chính các đặc tính kết cấu như ở ví dụ 7.4 giá trị $C_s = 0,361$ có thông số vật lý ở $t_{tb} = 180,5^\circ\text{C}$; $\nu = 32,538 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $\lambda = 3,758 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K})$; $\text{Pr} = 0,69$.

$$\alpha_{B0} = 1,0 \times 0,361 \cdot \frac{3,758 \cdot 10^{-5}}{0,04} \left(\frac{0,04 \times 6,63}{32,538 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,6} \cdot 0,69^{0,33} = 66,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

3. Cũng như vậy với các ống $\phi 51$ mm. Từ các điều kiện cân bằng các cầu nối giữa các lỗ ở hướng chéo, ta thu được như sau. Ở phương án đầu bước đường chéo:

$$s'_2 = \sqrt{(60/2)^2 + 42^2} = 51,614 \text{ mm, khi đó cầu } \Delta s = 51,614 - 40 = 11,614 \text{ mm}$$

Ở các ống $\phi 51$ mm, $s'_2 = 11,614 + 51 = 62,614$ mm, có nghĩa ở 1,213 lần lớn hơn. Nếu thay đổi ở tỷ số các giá trị các bước dọc và ngang như vậy, thì ta có $s_1 = 72,8$ và $s_2 = 50,95$ mm. Ta lấy các bước $s_1 = 73$ và $s_2 = 51$ mm, ở các bước này, $\sigma'_2 = 1,23$; $\varphi = 1,878$; $C_s = 0,275 \times 1,878^{0,5} = 0,377$;

$$\begin{aligned} \alpha_B &= 1,0 \times 0,377 \cdot \frac{3,758 \cdot 10^{-5}}{0,051} \left(\frac{0,051 \times 6,63}{32,538 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,6} \cdot 0,69^{0,33} = \\ &= 66,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

Hay bằng cách khác:

$$\begin{aligned} \alpha_B &= \alpha_{B0} = \frac{C_s}{C_{s0}} \left(\frac{0,040}{0,051} \right)^{0,4} = \\ &= 66,7 \cdot 10^{-3} \frac{0,377}{0,361} \cdot 0,784^{0,4} = 63,15 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

Như vậy với các điều kiện so sánh trên, sự tăng đường kính ống làm tăng

kích thước bề mặt phủ bì và dung tích kim loại của nó, hiệu quả trao đổi nhiệt giảm. Tuy nhiên đối với các nhiên liệu nhiều tro, khi đốt cần phải tăng tiết diện để khói đi qua tránh bị bởi tro lấp kín ống, cần phải tăng đường kính ống lên.

Ví dụ 7.6. Hãy xác định hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới thành ống đối với bộ sấy không khí kiểu ống, có số liệu kết cấu như sau: Các ống có đường kính ngoài 40 mm, bề dày thành 1,6 mm, $w_r = 7,7$ m/s; $r_{H_2O} = 0,068$; $r_n = 0,208$; $\mu_{zl} = 0,0146$ kg/kg; máy nghiền tốc độ trung bình; $\vartheta' = 281^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 142^\circ\text{C}$; $t'_B = 50^\circ\text{C}$; $t''_B = 221^\circ\text{C}$.

Bài giải: Ta xác định hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới thành ống. Nhiệt độ trung bình của sản phẩm cháy ở $\bar{\vartheta}_r = 0,5(281 + 142) = 211,5^\circ\text{C}$. Các thông số vật lý của sản phẩm cháy $\bar{\vartheta} = 211,5^\circ\text{C}$ và $r_{H_2O} = 0,068$; $\nu = 33,014 \cdot 10^{-6} \cdot 0,995 = 32,85 \cdot 10^{-6}$ m²/s; $\lambda = 4,107 \cdot 10^{-3} = 4,005 \cdot 10^{-3}$ kW/(m.K); $Pr = 0,651$.

Hệ số toả nhiệt bởi đối lưu:

$$\alpha_k = 0,023 \frac{4,005 \cdot 10^{-3}}{0,0368} \left(\frac{7,7 \times 0,0368}{32,85 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} \times 0,651^{0,4} = 29,7 \cdot 10^3 \text{ kW/(m}^2\text{.K)}$$

Để xác định hệ số toả nhiệt bởi bức xạ, sơ bộ ta lấy hệ số bức xạ ϵ . Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ $s = 0,9d_{BN} = 0,9 \cdot 0,37 = 0,0333$ m; $p_n s = 0,1 \cdot 0,208 \cdot 0,0333 = 0,69 \cdot 10^{-3}$ m.MPa.

Theo (4.14) và (4.17), tìm được các hệ số làm yếu bức xạ k_r và k_{zl} :

$$k_r = 86,9 \text{ l/(m.MPa)}; k_{zl} = 142,7 \text{ l/(m.MPa)}.$$

Giá trị $k_{ps} = 0,0665$.

Hệ số bức xạ theo (4.11): $\epsilon = 1 - e^{0,0665} = 0,064$.

3. Hệ số toả nhiệt bởi bức xạ xác định theo (6.12). Nhiệt độ trung bình của thành ống $t_z = t_{ct} = 0,5(\bar{t} + \bar{\vartheta}_r) = 0,5(135,5 + 211,5) = 173,5^\circ\text{C}$ hay 446,5K. Nhiệt độ trung bình của các khối $T_r = 211,5 + 273 = 484,5\text{K}$

$$\alpha_r = 5,13 \cdot 10^{-11} \times 0,064 \times 484,5^3 \frac{1 - \left(\frac{446,5}{484,5} \right)^4}{1 - \frac{446,5}{484,5}} = 1,3 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)}$$

Tương ứng với (7.7):

$$\alpha_l = 5,13 \cdot 10^{-11} + 1,3 \cdot 10^{-3} = 31,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)}$$

Từ các kết quả thu được rõ ràng thấy phần trao đổi nhiệt bởi bức xạ bằng 4,2%, độ chính xác tính toán nhỏ hơn.

Ví dụ 7.7. Hệ số truyền nhiệt trong bộ sấy không khí kiểu ống thẳng đứng thay đổi thế nào khi đặt hai bảng ống trung gian vào trong cấp có hai dòng? Khi tiến hành tính toán lấy: tốc độ sản phẩm cháy 11,1 m/s; tốc độ không khí 8,7 m/s; các ống có đường kính ngoài 40 mm có độ dày 1,6 mm; bố trí ống kiểu so le trong dòng không khí có các bước: $s_1 = 60$ và $s_2 = 42$ mm; $z > 10$; nhiên liệu: than Đonhexki. Nhiệt độ khối và không khí ở bộ sấy: $\vartheta' = 329^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 165^\circ\text{C}$; $t'_B = 66^\circ\text{C}$; $t''_B = 332^\circ\text{C}$.

Từ các tính toán sơ bộ suy ra: hệ số toả nhiệt từ dòng khối tới thành ống $\alpha'_k = 38,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha'_l = 2,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$. Toả nhiệt từ vách ống vào không khí $\alpha'_k = 78,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

Bài giải:

1. Hệ số toả nhiệt tổng từ phía khối theo (7.7):

$$\alpha_r = 38,2 \cdot 10^{-3} + 2,2 \cdot 10^{-3} = 40,4 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

2. Xác định hệ số truyền nhiệt ở phương án đầu (bỏ qua các bảng ống trung gian):

$$k_0 = \frac{0,09}{\frac{1}{78,2 \cdot 10^{-3}} + \frac{1}{40,4 \cdot 10^{-3}}} = 240 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

3. Xác định hệ số truyền nhiệt ở phương án có đặt hai bảng ống trung gian, trường hợp này hệ số sử dụng giảm tới 0,15 và bằng 0,75. Ở phương án này

$$k = 24 \cdot 10^{-3} \cdot 0,75/0,90 = 20,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Ở trường hợp đã cho khi đặt hai bảng ống trung gian trong bộ sấy không khí ba lần đổi chiều hệ số truyền nhiệt giảm tới 1,2 lần. Khi khối chuyển động bên trong ống và không khí lưu động từ ngoài tỷ số α_p/α_r bằng 1,935.

Ví dụ 7.8. Hãy xác định hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới thành trong bộ sấy không khí kiểu hoàn nhiệt (cấp nóng), lấy các số liệu ban đầu sau: $\vartheta' = 376^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 180^\circ\text{C}$; $t'_B = 111^\circ\text{C}$; $t'' = 132^\circ\text{C}$; $V_B = 10,08 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V^0_r = 10,9 \text{ kg/s}$; $F_r = 56,6 \text{ m}^2$; hút không khí vào bộ sấy $\Delta\alpha_s = 0,20$; $\alpha_s = 1,03$; $d_{ek} = 9,6 \text{ mm}$; loại tấm lót là loại tăng cường trao đổi nhiệt phần nóng, nhiên liệu không tro.

Bài giải:

1. Xác định thể tích trung bình của khối trong bộ sấy kiểu hoàn nhiệt. Vì sự lọt không khí vào bộ sấy kiểu hoàn nhiệt tập trung ở phần bên trên và bên dưới nên giả thiết bộ trao đổi nhiệt chỉ lọt không khí phía trên, tức là hệ số thừa không khí trung bình trong đường khí $\alpha_s = \alpha' + \Delta\alpha_s/2 = 1,03 + 0,2/2 = 1,13$.

Xác định thể tích hơi nước và khí ba nguyên tử:

$$V_r = 10,9 + 1,0161(1,13 - 1) \cdot 10,08 = 12,23 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 1,42 + 0,0161(1,13 - 1) \cdot 10,08 = 1,44 \text{ m}^3/\text{kg}$$

2. Xác định phân thể tích hơi nước và các khí ba nguyên tử:

$$r_{\text{H}_2\text{O}} = 1,44/12,23 = 0,118; \quad r_{\text{RO}_2} = 1,52/12,23 = 0,124$$

$$r_n = 0,118 + 0,124 = 0,242$$

3. Hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới vách ống xác định theo (7.10).
Các thông số vật lý của môi trường có kể đến hiệu chỉnh: $v = 41,19 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$;
 $\lambda = 4,66 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K})$; $\text{Pr} = 0,654$:

$$\begin{aligned} \alpha_k &= 0,037 \frac{4,66 \cdot 10^{-5}}{0,0096} \left(\frac{8,8 \times 0,0096}{41,19 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} 0,654^{0,4} = \\ &= 67,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

5. Tương tự ví dụ 7.6 ta xác định hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy vào vách ống bởi bức xạ. Bề dày hiệu quả của thể tích bức xạ:

$$s = 0,9 \cdot 0,0096 = 0,00864 \text{ m}$$

$$\text{Tích } p_n s = 0,1 \cdot 0,242 \cdot 0,00864 = 0,000209 \text{ MPa} \cdot \text{m}$$

Hệ số làm yếu bức xạ bởi khí ba nguyên tử:

$$k_r = 168,01 \quad 1/(\text{m} \cdot \text{MPa})$$

Bề dày quang học của lớp bức xạ:

$$kps = 168,0 \cdot 0,209 \cdot 10^{-3} = 0,035$$

Các nhiệt độ tính toán trung bình:

$$T_r = 278 + 273 = 551 \text{ K}$$

$$T_z = [278 + 0,5(111 + 132)]0,5 + 273 = 200 + 273 = 473 \text{ K}$$

Hệ số toả nhiệt:

$$\alpha_l = 5,13 \cdot 10^{-11} \cdot 0,035 \cdot (551)^3 \cdot \frac{1 - \left(\frac{473}{551}\right)^{3,6}}{1 - \frac{473}{551}} = 0,9 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

6. Hệ số tổng của toả nhiệt từ phía khối theo (7.7):

$$\alpha_T = 67,7 \cdot 10^{-3} + 0,9 \cdot 10^{-3} = 68,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Ví dụ đã cho cho thấy toả nhiệt bởi bức xạ trong phần nóng của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt có thể bỏ qua do nhỏ. Ở ví dụ đã cho nó vào cỡ 1,3% giá trị α_1 .

BÀI TẬP

Bài 7.7. Hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới thành ống thay đổi thế nào khi chuyển sang các ống $\phi 51$ mm bề dày $\delta = 1,5$ mm thay cho ống $\phi 40$ mm với $\delta = 1,6$ mm? Các số liệu ban đầu lấy theo ví dụ 7.8 ở các tính toán tính đến sự thay đổi tiết diện để khói đi qua có kể đến các ống có đường kính $\phi 40$ mm có các bước $s_1 = 60$; $s_2 = 42$ mm, còn khi chuyển sang $\phi 51$ mm cần có bước là $s_1 = 73$ và $s_2 = 51$ mm, bỏ qua hệ số toả nhiệt bởi bức xạ.

Bài 7.8. Hãy tìm hệ số toả nhiệt từ thành bộ sấy kiểu hoàn nhiệt vào không khí ở phần lạnh của bộ sấy không khí, lấy các số liệu ban đầu như sau: $t' = 70^\circ\text{C}$; $t'' = 111^\circ\text{C}$; $\theta' = 180^\circ\text{C}$; $\theta'' = 138^\circ\text{C}$; $V_B^0 = 10,08 \text{ m}^3/\text{kg}$; $\beta_s^0 = 1,03$. Độ lọt khí vào bộ sấy kiểu hoàn nhiệt $\Delta\alpha = 0,20$; $F_B = 51,9 \text{ m}^2$; $d_s = 11,3 \text{ mm}$; loại đệm kiểu nóng $l/d_s > 50$; $B_p = 20,083 \text{ kg/s}$

Bài 7.9. Hãy tìm hệ số truyền nhiệt ở bộ sấy không khí kiểu ống thẳng đứng (cấp ra) có hai lần đổi chiều môi chất (trong cấp có một bảng trung gian). Khi tiến hành các tính toán lấy: tốc độ sản phẩm cháy $w_r = 10,9 \text{ m/s}$; tốc độ không khí 8 m/s ; các ống có đường kính ngoài 40 mm có bề dày thành $1,6 \text{ mm}$; phân bố ống kiểu so le có các bước $s_1 = 60$ và $s_2 = 42 \text{ mm}$; $z > 10$; nhiên liệu là than đá, $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,07$; $r_n = 0,219$; $\mu_{n1} = 0,0146 \text{ kg/kg}$; máy nghiền kiểu búa, $\theta' = 493^\circ\text{C}$; $\theta'' = 357^\circ\text{C}$; $t'_B = 221^\circ\text{C}$; $t''_B = 391^\circ\text{C}$. Hệ số toả nhiệt thay đổi như thế nào, nếu thực hiện bậc ở dạng hai khối riêng biệt, không có bảng trung gian.

7.3. TÍNH TOÁN NHIỆT HẤP THỤ PHẦN "LẠNH" VÀ PHẦN "NÓNG" CỦA BỘ SẤY KHÔNG KHÍ

Việc tách phần "lạnh" của bộ sấy không khí được thực hiện sau khi chọn kích thước điển hình của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt, loại tấm lót của nó. Ở đầu vào phần "nóng" nhiệt độ tấm lót, $^\circ\text{C}$ cần lớn hơn nhiệt độ đọng sương $5 \div 10^\circ\text{C}$, có nghĩa là cần thoả mãn điều kiện:

$$t_{ct} \geq t_p + (5 \div 10) \quad (7.11)$$

Đó là điều kiện đảm bảo không có ăn mòn kim loại ở phần "nóng" của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt.

Nhiệt độ điểm đọng sương phụ thuộc vào các tính chất nhiên liệu và khi đốt các nhiên liệu rắn có lưu huỳnh ở dạng bột có thể tìm theo quan hệ (5.31).

Khi đốt mazut có lưu huỳnh, với hệ số dư không khí $1,03 \div 1,05$, nhiệt độ điểm đọng sương phụ thuộc vào hàm lượng lưu huỳnh trong nhiên liệu và có thể

xác định theo mục 5.2.1.

Khi đốt các nhiên liệu dạng khí có lưu huỳnh, điểm đọng sương của khói có thể tìm theo (7.12) ở điều kiện hàm lượng lưu huỳnh trong khói được tính như biểu thức đã đưa ra:

$$S_{rp}^p = \frac{5987m.q}{Q_c^H} \quad (7.12)$$

ở đây m - số nguyên tử lưu huỳnh trong phân tử của các thành phần có chứa lưu huỳnh; q - phần trăm thể tích của thành phần chứa lưu huỳnh H_2S .

Nhiệt độ thực của kim loại tấm lót t_{ct} , °C phụ thuộc vào nhiệt độ sản phẩm cháy, không khí nóng, các điều kiện trao đổi nhiệt từ hướng khí và không khí và được xác định theo công thức:

$$t_{ct} = \frac{x_r \alpha_r \vartheta'_r + x_B \alpha_B \vartheta'_B}{x_r \alpha_r + x_B \alpha_B} \quad (7.13)$$

ở đây: ϑ' , và t'_B - các nhiệt độ của sản phẩm cháy ở đầu ra phần tính toán bộ sấy kiểu hoàn nhiệt và không khí ở đầu vào phần này, °C;

α_r và α_B - các hệ số tỏa nhiệt trong phần khói và không khí của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt.

Ở phương trình (7.13) các nhiệt độ t_B và ϑ có quan hệ với nhau. Điều đó thấy rõ từ các quan hệ nhiệt độ do các sản phẩm khói mang đi Q'_s (kJ/kg) và do không khí hấp thụ, Q^B_s (kJ/kg) trong bộ sấy không khí kiểu quay:

$$Q'_s = (H'_s - H''_s) + \frac{\Delta\alpha_s}{2} H'^0_{r,B} + \frac{\Delta\alpha_s}{2} H'^0_{B} \varphi \quad (7.14)$$

$$Q^B_s = \bar{\beta}_s (H'^0_{r,B} - H'^0_B) \quad (7.15)$$

Khi tính toán bộ sấy không khí kiểu quay theo các phần, đợt lọt không khí được phân chia đều giữa các phần "lạnh" và phần "nóng". Đối với phần đầu entanpi khi khí lọt được xác định theo nhiệt độ của không khí lạnh. Đối với phần thứ hai theo nhiệt độ của không khí nóng. Tính giá trị β_s theo mục 7.2. Nhiệt độ không khí ở đầu vào phần "nóng" ở mức mà ở đó giá trị cực tiểu t_{ct} là lớn nhất t_p liên quan với sự xác định hấp thụ nhiệt phần lạnh của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt. Bài toán này giải được bằng phương pháp lập hoặc bằng đồ thị giải tích, nếu tính toán đồng thời một vài giá trị (ba bốn) nhiệt độ yêu cầu của không khí.

Khi thực hiện bộ sấy không khí kiểu ống có các khối lạnh thay thế được hay tráng men, cách chọn nhiệt hấp thụ của chúng cũng tương tự. Tuy nhiên, công thức xác định nhiệt độ tối thiểu của kim loại ống có dạng sau:

$$t_{cl} = \frac{0,8\alpha_r\theta'' + \alpha_B t_B'}{0,95\alpha_r + \alpha_B} \quad (7.16)$$

Ví dụ 7.9. Hãy tìm nhiệt độ của các sản phẩm cháy ở đầu ra phần "nóng" của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt và nhiệt độ không khí ở đầu vào phần này, xuất phát từ các điều kiện chống bị ăn mòn của phần "nóng" của bộ sấy. Hãy xác định chiều cao cần thiết của tấm lót phần "lạnh" của bộ sấy. Khi giải bài toán lấy nhiên liệu là mazut chứa lưu huỳnh (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 19) có $S^p = 1,4\%$; hệ số dư không khí trong khối trước bộ sấy $\alpha' = 1,03$, độ hụt không khí $\Delta\alpha_s = 0,16$; tỷ số lượng không khí với lượng cần thiết lý thuyết ở đầu ra từ bộ sấy $\beta'' = 1,03$; nhiệt độ khối thải $\theta_{yx} = 150^\circ\text{C}$; nhiệt độ không khí ở đầu vào 80°C ; các hệ số toả nhiệt:

$$\alpha_{r,1}^{r,1} = 67,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}); \quad \alpha_{B,1}^{r,1} = 53,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\alpha_{r,1}^{r,1} = 47,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}); \quad \alpha_{B,1}^{r,1} = 37,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$x_r = x_B = 0,458; \quad \varphi = 0,997; \quad B_p = 19,048 \text{ kg/s};$$

Tần số quay của rôto bộ sấy $n > 1,5$ vg/ph; số lượng bộ sấy $n_s = 2$ cái.

Bề mặt đốt tới 1 m chiều cao rôto $F_{yp} = 20290 \text{ m}^2$. Vỏ bộ sấy kín.

Bài giải: 1. Xác định các hệ số dư không khí ở phần lạnh bộ sấy:

Hệ số dư không khí ở đầu ra từ bộ sấy:

$$\alpha_{yx} = \alpha' + \frac{\Delta\alpha_s}{2} = 1,03 + 0,16/2 = 1,11$$

2. Các giá trị entanpi lý thuyết và toàn phần của sản phẩm cháy được xác định trên cơ sở số liệu nhiên liệu (bảng P3 của phụ lục, nhiên liệu số 19).

Entanpi, kJ/kg	Nhiệt độ, °C	
	200	400
H_r^0	3148	6469
H_B^0	2780	5656
H_r ở $\alpha = 1,11$	3453,8	7091,2
H_r ở $\alpha = 1,19$	3676,2	7543,6

3. Xác định lượng hấp thụ nhiệt theo cân bằng của phần "lạnh" bộ sấy. Sơ bộ ta lấy 4 giá trị nhiệt độ không khí sau phần "lạnh" bộ sấy: $t_s = 130; 120; 110$ và 100°C . Các giá trị này của nhiệt độ tương ứng với các entanpi lý thuyết của không khí $H_B^0 = 1807,0; 1668,0; 1529,0$ và $1390,0 \text{ kJ/kg}$.

Lượng nhiệt hấp thụ theo cân bằng nhiệt của phần "lạnh" bộ sấy phía không khí theo (7.15):

- ở $t_{1s} = 130^{\circ}\text{C}$ $Q^{x.1}_{\delta} = 1,11 (1807,0 - 1112,0) = 771,5 \text{ kJ/kg}$;
- ở $t_{1s} = 120^{\circ}\text{C}$ $Q^{x.1}_{\delta} = 1,11 (1668,0 - 1112,0) = 617,3 \text{ kJ/kg}$;
- ở $t_{1s} = 110^{\circ}\text{C}$ $Q^{x.1}_{\delta} = 462,9 \text{ kJ/kg}$ vì ở $t_{1s} = 100^{\circ}\text{C}$ $Q^{x.1}_{\delta} = 308,6 \text{ kJ/kg}$

4. Xác định nhiệt độ của các sản phẩm cháy ở đầu vào phần "lạnh" bộ sấy (đầu ra từ phần "nóng"). Ta có công thức (7.14):

$$H'_s = H_{yx} + Q_{\delta} / \varphi - 0,5 \Delta \alpha_s H^0_s$$

Entanpi của các khối thải ở $\alpha_{yx} = 1,19$ và $\vartheta_{yx} = 150^{\circ}\text{C}$ (sau khi trộn với dòng không khí ở cuối phần "lạnh" với $t'_B = 80^{\circ}\text{C}$):

$$H_{yx} = 3676,2 \frac{150}{200} = 2752,2 \text{ kJ/kg}$$

Ta tìm các giá trị entanpi của khối ở đầu vào phần "lạnh" của bộ sấy:

- ở $t_{1s} = 130^{\circ}\text{C}$:

$$H'_s = 2752,2 + \frac{771,5}{0,997} - 0,08 \cdot 1112,0 = 3441,8 \text{ kJ/kg}$$

Ở entanpi này và $\alpha' = 1,11$ nhiệt độ khối:

$$\vartheta' = 200 \frac{3441,8}{3435,8} = 199,3^{\circ}\text{C}$$

- ở $t_{1s} = 120^{\circ}\text{C}$

$$H'_s = 3287 \text{ kJ/kg}; \quad \vartheta' = 190,3^{\circ}\text{C}$$

- ở $t_{1s} = 110^{\circ}\text{C}$

$$H'_s = 2977,6 \text{ kJ/kg}; \quad \vartheta' = 172,4^{\circ}\text{C}$$

5. Theo (7.13) ta xác định nhiệt độ vách ở phần "nóng" của bộ sấy:

- ở $t_{1s} = 130^{\circ}\text{C}$

$$t_{ct} = \frac{0,458 \times 67,1 \cdot 10^{-3} \times 199,3 + 0,458 \times 53,0 \cdot 10^{-3} \times 130}{0,458 \times 67,1 \cdot 10^{-3} + 0,458 \times 53,0 \cdot 10^{-3}} = 168,7^{\circ}\text{C}$$

- ở $t_{1s} = 120^{\circ}\text{C}$ $t_{ct} = 159,3^{\circ}\text{C}$

- ở $t_{1s} = 110^{\circ}\text{C}$ $t_{ct} = 149,9^{\circ}\text{C}$

- ở $t_{1s} = 100^{\circ}\text{C}$ $t_{ct} = 140,4^{\circ}\text{C}$

6. Ta tìm được nhiệt độ cho phép của kim loại tấm lót trong bộ sấy.

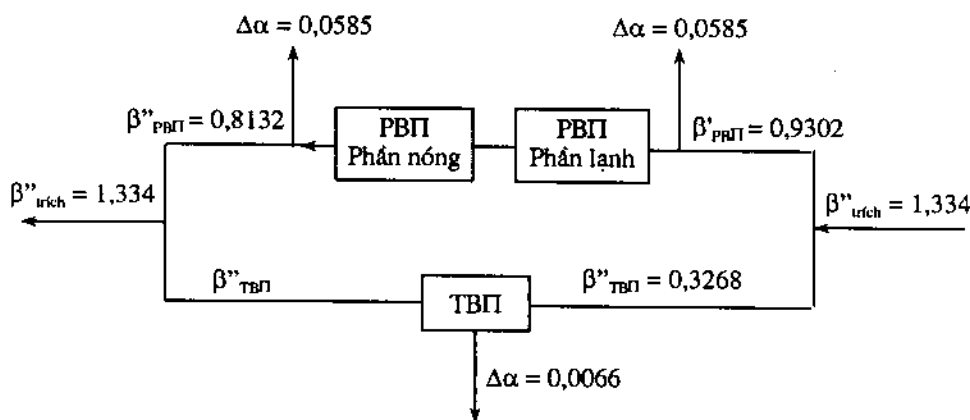
Nhiệt độ điểm đọng sương đối với mazut có hàm lượng lưu huỳnh đã cho $S^p = 1,4\%$ xác định theo hình P12; $t_p = 137^{\circ}\text{C}$.

Khi đó nhiệt độ cho phép của thành lớp lót:

$$[t_{ct}] = 137 + 10 = 147^{\circ}\text{C}$$

7. Nhiệt độ cần thiết của không khí ở đầu vào phần "nóng" của bộ sấy tương ứng $t_{ct} = 147^\circ\text{C}$ bằng:

$$t'_s = 100 + \frac{147 - 140,4}{149,9 - 140,4} \times 10 = 104,6^\circ\text{C}$$



Hình 7.1. Phân bố không khí dư ở các đường không khí song song với bộ sấy kiểu hoàn nhiệt PBP và bộ sấy kiểu ống TBP.

8. Lượng nhiệt hấp thụ ở phần "lạnh" của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt (theo không khí):

$$Q_{x,l}^1 = 1,11(1453,7 - 1112,0) = 379,3 \text{ kJ/kg}$$

Ở đây entanpi lý thuyết của không khí ở $t_s = 104,6^\circ\text{C}$

$$H_s^0 = 2780 \frac{104,6}{200} = 1453,6 \text{ kJ/kg}$$

Ở tiêu hao nhiên liệu $B_p = 19,048 \text{ kg/s}$, lượng nhiệt hấp thụ toàn phần của phần "lạnh" $Q_{x,l} = 379,3 \cdot 19,048 = 7224,7 \text{ kJ/s}$.

9. Xác định hệ số truyền nhiệt trong phần "lạnh" của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt. Hệ số sử dụng bề mặt ở $\Delta\alpha = 0,16$:

$$\xi = 0,80 + \frac{0,20 - 0,16}{0,20 - 0,15} (0,90 - 0,80) = 0,88$$

Theo (7.9) hệ số truyền nhiệt:

$$k = \frac{0,88 \times 1,0}{\frac{1}{0,458 \times 47,6 \cdot 10^{-3}} + \frac{1}{0,458 \times 37,8 \cdot 10^{-3}}} = 8,49 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

10. Xác định độ chênh nhiệt độ ở phần “lạnh” của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt. Entanpi và nhiệt độ khối ở đầu vào bộ sấy:

$$H'_{x,l} = 2757,2 + \frac{379,3}{0,997} - 0,08 \times 1112,0 = 3048,6 \text{ kJ/kg}$$

$$\vartheta'_{x,l} = 200 \frac{3048,6}{3453,8} = 176,5^\circ\text{C}$$

Độ chênh nhiệt độ theo (6.29):

$$\Delta t = \frac{(176,5 + 104,6) - (150 - 80)}{\ln 71,9/70} = 70,95^\circ\text{C}$$

11. Bề mặt cần thiết và chiều cao phần “lạnh” của bộ sấy:

$$F_{x,l} = \frac{Q_{x,l}}{k\Delta t} = \frac{7224,7}{8,49 \cdot 10^{-3} \times 70,95} = 11994 \text{ m}^2$$

$$h_{x,l} = \frac{F_{x,l}}{n_s F_{y\pi}} = \frac{11994}{2 \times 20290} = 0,3 \text{ m}$$

Ta thu được chiều cao tối thiểu cần thiết của phần “lạnh” bộ sấy, nếu có dự trữ chống ăn mòn giá trị có thể lớn hơn một chút, tuy nhiên sự tăng $h_{x,l}$ lại yêu cầu tăng cường bảo vệ chống ăn mòn nhiệt độ thấp trong phần này của bề mặt.

Ví dụ 7.10. Hãy xác định nhiệt độ của sản phẩm cháy ở đầu ra phần “nóng” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt cần có để không có sự ăn mòn lớp đệm kim loại bởi axit sunfuric khi đốt than chứa lưu huỳnh có các đặc tính sau:

$A^p = 22,3\%$; $S^p = 3,1\%$; $Q^p_H = 20934 \text{ kJ/kg}$; $B_p = 17,4 \text{ kg/s}$; $\alpha_{\text{no}} = 0,85$. Khi tính toán lấy: $\alpha'_s = 1,20$; $\Delta\alpha_s = 0,16$; $\vartheta'_s = 400^\circ\text{C}$; $x_s = x_B = 0,458$; hệ số toả nhiệt $\alpha'^l_s = 61,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha'^l_B = 49,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; hệ số sử dụng $\xi = 0,88$; nhiệt độ $t_{r,B} = 340^\circ\text{C}$; $\beta''_s = 1,20$. Xác định chiều cao cần thiết của phần nóng của bộ sấy khi bề mặt gia nhiệt cho 1 m chiều cao rôto là 13850 m^2 , số lượng bộ sấy cho 1 lò hơi là 2 và tần số quay rôto $n = 2,2 \text{ vg/ph}$.

Bài giải:

1. Các hệ số dư không khí trong dòng khối và dòng không khí ở phần nóng bộ sấy, sau khi dòng không khí lọt qua trên sàng phía “nóng” của rôto $\alpha_{r,l} = 1,2 + 0,5 \cdot 0,16 = 1,28$. Bởi vì vỏ rôto kín, nên hệ số dư không khí này không đổi ở “phần nóng” cũng như phần lạnh, trước điểm lọt không khí ở phần “lạnh”.

Hệ số dư không khí tương đối ở đường không khí:

$$\bar{\beta}_{r,l} = \beta''_s + 0,5\Delta\alpha_s = 1,2 + 0,5 \times 0,16 = 1,28$$

2. Entanpi của khối và không khí ở các nhiệt độ tính toán:

Entanpi, kJ/kg	Nhiệt độ, °C	
	200	400
H^0_r	1792,1	3563,0
H^0_B	1477,9	3006,1
H_r ở $\alpha = 1,20$	2024,7	4164,2
H_r ở $\alpha = 1,28$	2142,9	4404,7
H_B ở $\alpha = 1,28$	1891,7	3847,8

3. Xác định nhiệt hấp thụ theo cân bằng nhiệt của phần “nóng” bộ sấy ở các nhiệt độ không khí tính toán ở đầu ra, ở các phương án sau: $t_s = 110^\circ\text{C}$ (phương án 1), 100°C (phương án 2) và 90°C (phương án 3). Các giá trị này tương ứng với entanpi lý thuyết không khí tương ứng $H^0_r = 812,8$ (phương án 1); 739,0 (phương án 2) và 665,1 kJ/kg (phương án 3). Entanpi thể tích không khí nóng cần thiết theo lý thuyết, theo mục 2, bằng $H^0_{r,B} = 2547,6$ kJ/kg.

Phương án 1: $Q^{r1}_s = \bar{\beta}_{r,1} (H^0_{r,B} - H^0_r) = 1,28(2547,6 - 812,8) = 2220,5$ kJ/kg

Phương án 2: $Q^{r1}_s = 2315,0$ kJ/kg

Phương án 3: $Q^{r1}_s = 2409,6$ kJ/kg

Entanpi của khối ở đầu ra “phần nóng” bộ sấy được xác định theo (7.14):

$$H''_r = H'_r - Q^{r1}_s/\varphi + (\Delta\alpha/2)H^0_{r,B}$$

Ở nhiệt độ ở đầu vào bộ sấy $\vartheta'_r = 400$. Entanpi của khối $H'_r = 4164,2$ kJ/kg.

Phương án 1: $H''_r = 4164,2 - 2220,5/0,996 + (0,16/2) \cdot 2547,6$ kJ/kg.

Phương án 2: $H''_r = 2043,7$ kJ/kg.

Phương án 3: $H''_r = 1948,7$ kJ/kg.

4. Các entanpi của khối sau phần “nóng” bộ sấy tương ứng với nhiệt độ của khối ở $\alpha = 1,28$.

Phương án 1: $\vartheta''_{r,1} = \frac{2150,6}{2142,9} \cdot 200 = 200,7^\circ\text{C}$

Phương án 2: $\vartheta''_{r,1} = 190,7^\circ\text{C}$

Phương án 3: $\vartheta''_{r,1} = 181,9^\circ\text{C}$

5. Xác định nhiệt độ điểm đọng sương đối với nhiên liệu đã cho. Hàm lượng lưu huỳnh và độ tro nhiên liệu % kg/MJ:

$$S^p_s = \frac{S^p}{Q_s \cdot 10^{-3}} = \frac{3,1}{20,934} = 0,148$$

$$A^p_s = \frac{A^p}{Q_s \cdot 10^{-3}} = \frac{22,3}{20,934} = 1,065$$

Ở áp suất riêng phần của hơi nước ở trong khối $r_{H_2O} = 0,090$, nhiệt độ ngưng đọng theo bảng hơi nước $t_{ng} = 43,4^\circ\text{C}$.

Theo (5.31) ta xác định nhiệt độ điểm đọng sương:

$$t_p = 43,4 + \frac{202\sqrt[3]{0,148}}{1,23^{0,85} \cdot 1,065} = 132^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ cho phép của vách:

$$[t_{ct}] = 132 + 10 = 142^\circ\text{C}$$

Điều kiện này tương ứng chế độ nhiệt độ không khí ở đầu vào:

$$t'_B = 90 + \frac{100 - 90}{150,3 - 141} (142 - 141) = 91^\circ\text{C}$$

7. Ta xác định $Q^{r,l}_8$ và nhiệt độ khối sau phần nóng bộ sấy ở chế độ này:

Giá trị $t'_B = 91^\circ\text{C}$ tương ứng với entanpi không khí $H^{0'}_B = 672,4 \text{ kJ/kg}$, khi đó:

$$Q^{r,l}_8 = 1,28 (2547,6 - 672,4) = 2400,2 \text{ kJ/kg}$$

$$H''_t = 4164,2 - 2400,2 / 0,996 + (0,16/2) \cdot 2547,6 = 1958,2 \text{ kJ/kg}$$

Ở entanpi này và $\alpha = 1,28$:

$$9''_{r,l} = \frac{1958,2}{2142,9} \cdot 200 = 182,2^\circ\text{C}$$

8. Độ chênh nhiệt độ ở phần “nóng” bộ sấy và hệ số truyền nhiệt:

$$\Delta t = \frac{(182,8 - 91) - (400 - 340)}{\ln 91,8/60} = 74,8^\circ\text{C}$$

$$k = \frac{0,88 \cdot 1,0}{\frac{10^3}{0,458 \times 61,6} + \frac{10^3}{0,458 \times 49,5}} = 11,06 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

ở đây hệ số sử dụng $\xi = 0,88$ và $\Pi = 1,0$ bởi vì $n > 1,5$ vg/ph.

8. Bề mặt đốt và chiều cao phần “nóng” bộ sấy:

$$F_{r,l} = \frac{B_p Q^{r,l}_8}{k \Delta t} = \frac{17,444 \times 2400,2}{11,06 \cdot 10^{-3} \times 74,8} = 50610 \text{ m}^2$$

$$h_{r,l} = \frac{F_{r,l}}{n_s F_{y\pi}} = \frac{50610}{2 \times 13850} = 1,827 \text{ m}$$

BÀI TẬP

Bài 7.10. Theo số liệu ví dụ 7.11, hãy tìm nhiệt độ gia nhiệt sơ bộ cần thiết không khí ở đầu vào bộ sấy kiểu hoàn nhiệt t'_B , xuất phát từ điều kiện tránh lấp kín lớp lót phần “lạnh” của bộ sấy bởi tro dính, thì nhiệt độ kim loại lớp lót cần không thấp hơn $t_{ct} = t_p - 35^\circ\text{C}$. Có phù hợp hơn hay không chiều cao đã có sẵn của phần “lạnh” bộ sấy theo các điều kiện làm việc không bị ăn mòn của phần “nóng” của bộ sấy ở nhiệt độ t'_B mới?

Bài 7.11. Hãy xác định chiều cao cần thiết của phần “lạnh” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt từ điều kiện làm việc không gì của phần “nóng”. Lấy nhiệt độ khói thải $\vartheta_{yx} = 120^\circ\text{C}$; $t'_B = 60^\circ\text{C}$; các số liệu còn lại theo ví dụ 7.9.

Bài 7.12. Hãy tìm nhiệt độ sản phẩm cháy ở đầu ra phần “nóng” của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt từ điều kiện làm việc không bị ăn mòn, khi đốt cháy than cám antraxit (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 5). Khi giải lấy: $\vartheta_{yx} = 120^\circ\text{C}$; $t'_B = 50^\circ\text{C}$; $\alpha' = 1,20$; $\Delta\alpha_s = 0,16$; $\beta'' = 1,1$; $\alpha_r^{r,l} = 62,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_B^{r,l} = 49,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0454$ ở $\alpha_{yx} = 1,36$; $p = 0,1 \text{ MPa}$; $\varphi = 0,9972$; $x_r = x_B = 0,458$.

Bài 7.13. Chiều cao cần thiết của phần “lạnh” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt thay đổi như thế nào, nếu độ tro của than antraxit cho thành phần làm việc tăng từ 30,2 theo bài 7.12 tới 40%? Lấy: $\alpha_r^{r,l} = 43,5 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_B^{r,l} = 34,3 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\varphi = 0,98$; $x_r = x_B = 0,458$; $\beta = 44,9 \text{ kg/s}$; diện tích bề mặt đốt cho 1 m chiều cao phần “lạnh” là 10.000 m^2 , số lượng các thiết bị $n_s = 2$.

Bài 7.14. Hãy tìm nhiệt độ cần thiết của sản phẩm cháy ở đầu vào phần thay thế được của bộ gia nhiệt không khí kiểu ống (ТБП) khi đốt than gầy Donhexki (phụ lục, bảng P1, nhiên liệu số 4). Khi giải lấy:

$\alpha' = 1,20$; $\Delta\alpha_s = 0,015$; $\beta'' = 1,20$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,066$; $\alpha_{\text{tro}} = 0,85$; $\vartheta_{yx} = 150^\circ\text{C}$; $t'_B = 66^\circ\text{C}$; $\alpha_r = 40,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\alpha_B = 77,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\varphi = 0,996$.

7.4. TÍNH TOÁN NHIỆT CÁC BỘ SẤY KHÔNG KHÍ

Khi tính nhiệt kiểm tra lượng nhiệt hấp thụ của bộ sấy không khí Q_s (kJ/kg), được xác định theo các biểu thức, giống như đối với tất cả các bề mặt đốt kiểu ống xoắn ruột gà :

$$Q_s = k_s \Delta t_s F / B_p \quad (7.17)$$

Ở các tính toán nhiệt thiết kế của bộ sấy không khí và ở các nhiệt độ đã cho của sản phẩm cháy hay của không khí, ta xác định bề mặt đốt cần thiết:

$$F_s = \frac{Q_s B_p}{k_s \Delta t_s} \quad (7.18)$$

Khi đặt bộ sấy không khí ở đường khối song song và xác định phân lưu lượng của khối qua một trong số các đường khối đó thì entanpi của khối sau đó là:

$$H'' = H' - Q_{\delta} / (x \cdot \varphi) + \Delta\alpha_s H_s^0, \quad (7.19)$$

ở đây $\Delta\alpha_{np} = \alpha'' - \alpha'$ - giá trị độ lọt không khí ở một đường khối. Khi đó độ lọt tuyệt đối bằng $\Delta\alpha_s = (\alpha'' - \alpha')x$.

Lượng nhiệt hấp thụ của BPI đặt trong đường khí về phía không khí bằng:

$$Q_{\delta} = (\beta'' + \Delta\alpha_s/2) (H_{r,B}^0 - H_{r,B}^0) \quad (7.20)$$

ở đây, β'' - hệ tương đối của hệ số dư không khí tương đối ở đầu ra từ bộ sấy.

Khi xác định tốc độ của sản phẩm cháy ở các đường khối theo (6.7) cần đưa vào hiệu chỉnh cho phân khối x đi qua đường khí đó, khi đó:

$$w_r = \frac{V_r B_p x (\bar{\beta} + 273)}{F_B 273} \quad (7.21)$$

ở đây, F_B - tiết diện ướt để khối lưu thông qua bề mặt bộ sấy, m^2 . Lưu lượng không khí qua bề mặt bộ sấy bố trí ở đường khí song song, được xác định với việc sử dụng hệ số tương đối trung bình của hệ số dư không khí ở bề mặt đó:

$$\bar{\beta} = \beta'' + 0,5\Delta\alpha_s$$

Ví dụ 7.1. Hãy thực hiện tính toán kết cấu cấp vào của bộ sấy không khí kiểu ống (TBPI) đối với lò hơi đốt than đá Nheriungrinxki. Bộ sấy không khí cần đảm bảo gia nhiệt không khí từ 50 tới 221°C; nhiệt độ sản phẩm cháy ở đầu vào 281°C ($H_r' = 3511,4$ kJ/kg), bỏ qua toả nhiệt bức xạ từ sản phẩm cháy tới thành. Khi thực hiện các tính toán lấy: Các ống có đường kính ngoài 40 mm, bề dày của thành 1,6 mm và phân bố so le với các bước $s_1 = 60$ và $s_2 = 42$ mm; sơ đồ giao cắt hai lần, với một bảng ống trung gian; tiết diện để khối đi qua $F_r = 45$ m^2 ; $F_B = 44$ m^2 ; $z_2 > 10$; tiêu hao nhiên liệu $B_p = 22,278$ kg/s; $V_B^0 = 6,47$; $\beta'' = 1,17$; các hệ số dư không khí ở đường khối $\alpha_r' = 1,28$ và $\theta = 200^\circ C$; $H_r = 2516$ kJ/kg.

Bài giải:

1. Ta xác định lượng nhiệt hấp thụ của cấp theo cân bằng nhiệt. Ở các nhiệt độ không khí $t_B' = 50$ và $t_B'' = 221^\circ C$ entanpi lý thuyết của không khí $H_B^0 = 429,1$ kJ/kg và $H_{r,B}^0 = 1910,4$ kJ/kg; $\Delta\alpha_s = \alpha'' - \alpha' = 1,28 - 1,25 = 0,03$.

Theo (7.15): $Q_{\delta} = (1,17 + 0,03/2)(1910,4 - 429,2) = 1755,2$ kJ/kg.

2. Ta xác định entanpi và nhiệt độ của khối thải ở $\alpha = 1,25$ entanpi của khối ở đầu vào bộ sấy không khí $H'_{\alpha} = 3511,4$ kJ/kg. Nhiệt độ trung bình của không khí $t_{tb} = 0,5(50 + 221) = 135,6^{\circ}\text{C}$; entanpi lý thuyết của không khí ở nhiệt độ này $H^0_{tb} = 1166,0$ kJ/kg.

Tương đương với (7.14):

$$H_{yx} = 3511,4 - \frac{1755,2}{0,9972} + 0,03 \times 1166,0 = 1786,3 \text{ kJ/kg}$$

ở $\alpha_{yx} = 1,28$ entanpi này tương ứng với nhiệt độ $\vartheta_{yx} = 142^{\circ}\text{C}$.

3. Xác định độ chênh lệch nhiệt độ trung bình ở bộ sấy (TBII). Theo (7.5) ta tìm được các thông số tính toán của dòng:

$$P = \frac{281 - 142}{281 - 50} = 0,602; \quad R = \frac{221 - 50}{281 - 142} = 1,23$$

Theo hình P11 (phụ lục) hệ số hiệu chỉnh $\psi = 0,90$. Theo (6.25) độ chênh nhiệt độ ở dòng ngược:

$$\Delta t_{s,ng} = \frac{(142 - 50) - (281 - 221)}{\ln 92/60} = 74,9^{\circ}\text{C}$$

Độ chênh nhiệt độ thực ở dòng cắt nhau theo (6.27):

$$\Delta t = 74,9 \cdot 0,90 = 67,4^{\circ}\text{C}$$

4. Xác định hệ số toả nhiệt từ thành vào không khí. Các thông số vật lý của không khí ở $t_B = 135,5^{\circ}\text{C}$ (bảng P9 phụ lục); $\nu = 27,318 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $\lambda = 3,438 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K})$; $Pr = 0,69$; hệ số hiệu chỉnh cho hình học của chùm ống:

$$\text{Bước đường chéo } s'_2 = \sqrt{(60/2)^2 + 42^2} = 51,61 \text{ mm}$$

$$\text{Các bước tương đối: } \sigma_1 = 60/40 = 1,5; \quad \sigma_2 = 51,61/40 = 1,29$$

$$\text{Thông số } \varphi_{\sigma} = \frac{1,5 - 1}{1,29 - 1} = 1,724; \quad C_s = 0,275 \times 1,724^{0,5} = 0,361$$

Hệ số hiệu chỉnh cho số lượng các hàng ống $C_z = 1,0$ bởi vì $z_2 > 10$.

Tốc độ không khí ở bộ sấy kiểu ống theo (7.8):

$$w_B = \frac{22,278 \times 6,47(1,17 + 0,03 \times 2)(135,5 + 273)}{273 \times 44,0} = 5,8 \text{ m/s}$$

Hệ số toả nhiệt từ thành ống vào không khí theo (6.8):

$$\begin{aligned} \alpha_B &= 0,361 \times 1,0 \frac{3,438 \cdot 10^{-5}}{0,04} \left(\frac{5,8 \times 0,040}{27,318 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,6} 0,69^{0,33} = \\ &= 62,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

5. Xác định hệ số toả nhiệt ở chuyển động dọc trong các ống từ sản phẩm cháy tới thành.

Nhiệt độ trung bình của sản phẩm cháy $\bar{\theta} = 0,5 (281 + 142) = 211,5^\circ\text{C}$

Các thông số vật lý của sản phẩm cháy (bảng P9 và hình P4 phụ lục):

$$\nu = 32,849 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \quad \lambda = 4,107 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K}); \quad \text{Pr} = 0,68.$$

Tốc độ trung bình của khối trong các ống theo (6.7):

$$w_r = \frac{8,91 \times 22,278 (211,5 + 273)}{273 \times 45,0} = 7,8 \text{ m/s}$$

Hệ số toả nhiệt tới thành bên trong theo (6.15): $\alpha_r = 31,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

6. Tìm hệ số sử dụng bộ sấy. Do trong bộ sấy kiểu ống có một bảng ống trung gian $\xi = 0,90 - 0,15 = 0,75$.

Hệ số truyền nhiệt trong bộ sấy không khí kiểu ống.

$$k = \frac{0,75}{\frac{1}{62,6 \cdot 10^{-3}} + \frac{1}{31,1 \cdot 10^{-3}}} = 15,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

7. Bề mặt đốt cần thiết của bộ sấy:

$$F_s = \frac{1755,2 \times 22,278}{15,5 \cdot 10^{-3} \times 67,4} = 37190 \text{ m}^2$$

8. Bề mặt đốt tính được cho phép xác định các đặc tính hình học của bộ sấy không khí.

Số lượng ống trong bộ sấy không khí:

$$n = \frac{F_r}{0,785 d_t^2} = \frac{45,0}{0,785 \times 0,037^2} = 42300$$

Chiều cao ống:

$$h = \frac{\pi n \cdot d}{F} = \frac{42300 \times 3,14 \times 0,040}{37190} = 7,0 \text{ m}$$

Số lượng ống trong một hàng ngang theo dòng không khí, bước ngang 60 mm và ở chiều cao một dòng $h_x = 7,0/2 = 3,5 \text{ m}$:

$$n_1 = \frac{h_x (s_1 - d)}{F_B} = \frac{3,5(0,06 - 0,04)}{44} = 628$$

Số lượng các ống theo chiều sâu của khối, dọc theo dòng không khí:

$$z_2 = \frac{n_1}{n} = \frac{628}{42300} = 67.$$

Ví dụ 7.12. Hãy xác định bề mặt cần thiết của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt và các kích thước của phần “lạnh” và phần “nóng” đối với lò hơi có năng suất 186,11 kg/s đốt mazut có chứa lưu huỳnh, biết rằng nhiệt độ của sản phẩm cháy trong bộ sấy không khí cần giảm từ 340 đến 155°C và theo các điều kiện chống ăn mòn của phần “nóng”, nhiệt độ không khí ở đầu vào phần này cần bằng 117°C.

Khi thực hiện các tính toán lấy:

$$V_B^0 = 10,31 \text{ m}^3/\text{kg}; \quad V_r^0 = 11,08 \text{ m}^3/\text{kg}; \quad V_{H_2O}^0 = 1,34 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$B_p = 13,944 \text{ kg/s}; \quad \alpha' = 1,03; \quad \alpha_{yx} = 1,19; \quad \beta'' = 1,03$$

$$F_{r,l}^0 = 31,5 \text{ m}^2; \quad F_{r,B}^0 = 21,4 \text{ m}^2; \quad F_{r,r}^0 = 28,4 \text{ m}^2$$

$$F_{x,B}^0 = 19,36 \text{ m}^2; \quad x_r = 0,542; \quad x_B = 0,375; \quad d_{EKB}^{\text{nóng}} = 9,6 \text{ mm}$$

$$d_{EKB}^{\text{lạnh}} = 11,3 \text{ mm}; \quad t_B' = 70^\circ\text{C}; \quad \varphi = 0,9971; \quad \psi_{x,l} = 0,76$$

$$\psi_{r,l} = 0,80; \quad n = 2,2 \text{ vg/ph}; \text{ ở phần “nóng” có lớp đệm tăng cường.}$$

Bài giải:

1. Entanpi của sản phẩm cháy của không khí ở các nhiệt độ 200 và 400°C:

Entanpi, kJ/kg	Nhiệt độ, °C	
	200	400
H_r^0	3094	6359,7
H_B^0	2746,5	5589,5
H_r ở $\alpha = 1,03$	3176,4	6527,4
H_r ở $\alpha = 1,11$	3396,1	6974,5
H_r ở $\alpha = 1,19$	3615,8	7421,7

2. Xác định nhiệt hấp thụ theo cân bằng nhiệt bộ sấy không khí. Ta đánh giá sơ bộ nhiệt độ cân có của không khí nóng, suy ra từ biểu thức:

$$(\vartheta' - \vartheta'')V_r^0 \bar{\alpha}_r = (t_{r,B} - t_B')V_B^0 \bar{\beta}$$

$$t_{r,B} \cong \frac{(340 - 155) 11,08 \times 1,11}{10,31 \times 1,11} + 70 = 268,8^\circ\text{C}$$

Để tính toán ta lấy: $t_{r,B} = 271^\circ\text{C}$ khi đó, $H_{r,B}^0 = 3741,5 \text{ kJ/kg}$. Entanpi không khí ở đầu vào bộ sấy không khí $H_B^0 = 961,3 \text{ kJ/kg}$.

Entanpi của sản phẩm cháy ở đầu vào PBII và ở đầu ra từ nó ở $\alpha' = 1,03$ và $\vartheta' = 340^\circ\text{C}$:

$$H_r' = 3176,4 + \frac{6527,4 - 3176,4}{400 - 200} (340 - 200) = 5522,1 \text{ kJ/kg}$$

Ở $\alpha_{yx} = 1,19$ và $\vartheta_{yx} = 155^\circ\text{C}$ có:

$$H_{yx} = 3615,8 \frac{155}{200} = 2802,2 \text{ kJ/kg}$$

Theo (7.14) ta tìm lượng nhiệt hấp thụ từ hướng khói:

$$Q'_s = [5522,1 - 2802,2 + 0,08 (3741,5 + 961,3)] 0,9971 \text{ kJ/kg}$$

Ta kiểm tra giá trị $t_{r,B}$, nếu sử dụng (7.15):

$$H^0_{r,B} = Q'_s/\beta_s + H^0_B = 3087,1/1,11 + 961,3 = 3742,5 \text{ kJ/kg}$$

Entanpi này tương ứng với nhiệt độ $t_{r,B} = 270^\circ\text{C}$.

3. Xác định lượng nhiệt hấp thụ theo cân bằng nhiệt phần “lạnh” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt ở $t_s = 117^\circ\text{C}$. Entanpi lý thuyết của không khí $H^0_s = 1606,7 \text{ kJ/kg}$. Theo (7.15) lượng nhiệt hấp thụ $Q^{x,1}_s = 1,11(1606,7 - 961,3) = 716,4 \text{ kJ/kg}$.

4. Nhiệt độ sản phẩm cháy ở đầu vào phần “lạnh” của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt nếu sử dụng (7.14) ta có:

$$H_s = H_{yx} + Q_s/\phi - \Delta\alpha_s/2H^0_B = 2802,2 + 716,4/0,977 - 0,08 \times 961,3 = 3444 \text{ kJ/kg}$$

Entanpi này tương ứng ở nhiệt độ $\theta_s = 203^\circ\text{C}$.

5. Độ chênh nhiệt độ ở phần “lạnh” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt:

$$\Delta t_{ts} = \frac{(203 - 117) - (155 - 70)}{\ln 86/85} = 85,5^\circ\text{C}$$

6. Ta tìm hệ số toả nhiệt từ thành lớp lót “lạnh” tới không khí. Nhiệt độ trung bình của không khí $t_{tb} = 0,5(70 + 117) = 93,5^\circ\text{C}$. Tốc độ không khí theo (7.8):

$$w_B = \frac{13,944 \times 10,31 \times 1,11 (93,5 + 273)}{273 \times 19,36} = 11,1 \text{ m/s}$$

Các thông số vật lý của không khí ở $t_B = 93,5^\circ\text{C}$

$$\nu = 22,5 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \quad \lambda = 3,137 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m.K}); \quad \text{Pr} = 0,69$$

Hiệu chỉnh nhiệt độ cho hệ số toả nhiệt:

$$C_t = \left(\frac{T}{T_{CT}} \right)^{0,5} = \left(\frac{93,5 + 273}{179 + 273} \right)^{0,5} = 0,9466$$

ở đây T_{CT} được lấy bằng $0,5(203 + 155) + 273 = 452\text{K}$.

Hệ số toả nhiệt hướng không khí theo (7.10):

$$\begin{aligned} \alpha_B &= 0,027 \frac{3,137 \cdot 10^{-5}}{0,0113} \left(\frac{1,11 \times 0,0113}{22,5 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} 0,69^4 \cdot 0,9466 \\ &= 60,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

7. Xác định hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới thành.

Thể tích các khí và áp suất riêng phần của hơi nước ở $\alpha = 1,11$:

$$V_r = 11,08 + 1,0161 (1,11 - 1) \cdot 10,31 = 12,23 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 1,34 + 0,0161 (1,11 - 1) 10,31 = 1,358 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$r_{\text{H}_2\text{O}} = 1,358/12,23 = 0,111$$

Tốc độ sản phẩm cháy ở phần khí bộ sấy kiểu hoàn nhiệt:

$$w_r = \frac{12,23 \times 13,944 (179 + 273)}{273 + 28,4} = 9,95 \text{ m/s}$$

Các đặc tính vật lý của sản phẩm cháy:

$$\nu = 29,42 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \lambda = 3,827 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K}); \text{Pr} = 0,676$$

Hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy:

$$\alpha_B = 0,027 \frac{3,827 \cdot 10^{-5}}{0,0113} \left(\frac{9,95 \times 0,0113}{29,42 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} 0,676^{0,40} = 57,4 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

8. Hệ số truyền nhiệt ở phần “lạnh” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt theo (7.9):

$$k = \frac{0,76 \times 1,0}{\frac{1}{0,542 \times 57,4 \cdot 10^{-3}} + \frac{1}{0,375 \times 60,7 \cdot 10^{-3}}} = 10,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

9. Xác định bề mặt đốt cần thiết và chiều cao phần “lạnh” theo (7.18):

$$F_{x,y} = \frac{716,4 \times 13,944}{10,0 \cdot 10^{-3} \times 85,5} = 11680 \text{ m}^2$$

Suất bề mặt gia nhiệt bộ sấy kiểu hoàn nhiệt có đường kính 9,8 m tương ứng với 1 m chiều cao là 9750 m². Khi đó ta có (ở $n_s = 2$):

$$h_{x,y} = \frac{11680}{9750 \times 2} = 0,6 \text{ m}$$

10. Xác định các nhiệt độ trung bình của dòng khói và dòng không khí và độ chênh nhiệt độ ở phần “nóng” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt:

$$\overline{t_{r,y}} = 0,5 (270 + 117) = 193,5^\circ\text{C}; \overline{\theta_{r,y}} = 0,5 (340 + 203) = 271,5^\circ\text{C}$$

$$t_{ct} = 0,5 (193,5 + 271,5) = 232,5^\circ\text{C}$$

Theo (6.27) độ chênh nhiệt độ:

$$\Delta t = \frac{(203 - 117) - (340 - 270)}{\ln 86/70} = 77,7^\circ\text{C}$$

11. Hệ số truyền nhiệt từ vách tới không khí ở phần “nóng” của bộ sấy:

Tốc độ khối là:

$$w_r = \frac{10,31 \times 1,11 \times 13,944 (193,5 + 273)}{273 + 21,4} = 12,7 \text{ m/s}$$

Các đặc tính vật lý của không khí ở $\bar{t} = 193,5^\circ\text{C}$:

$$\nu = 34,15 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \lambda = 3,85 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K}); \text{Pr} = 0,69.$$

Hiệu chỉnh nhiệt độ:

$$C_t = \left(\frac{193,5 + 273}{232,5 + 273} \right)^{0,5} = 0,96$$

Hệ số toả nhiệt vào không khí:

$$\begin{aligned} \alpha_B &= 0,037 \frac{3,85 \cdot 10^{-5}}{0,0096} \left(\frac{12,7 \times 0,0096}{34,15 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} \times 0,69^{0,4} \times 0,96 \\ &= 85,4 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

12. Hệ số toả nhiệt từ khối tới thành ở phần “nóng” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt.

Tốc độ sản phẩm cháy:

$$w_r = \frac{12,23 \times 13,944 (271,5 + 273)}{273 + 31,5} = 10,8 \text{ m/s}$$

Các đặc tính vật lý của sản phẩm cháy ở $\bar{\theta} = 271,5^\circ\text{C}$:

$$\nu = 40,40 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \lambda = 4,60 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K}); \text{Pr} = 0,656$$

Hệ số toả nhiệt từ khối vào lớp lót bộ sấy:

$$\begin{aligned} \alpha_K &= 0,037 \frac{4,60 \cdot 10^{-5}}{0,0096} \left(\frac{10,8 \times 0,0096}{40,40 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} \times 0,656^{0,4} \\ &= 80,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

13. Lượng nhiệt hấp thụ của phần “nóng” bộ sấy:

$$Q^{r,y}_\sigma = Q'_\sigma - Q^{x,y}_\sigma = 3087,1 - 716,4 = 2370,7 \text{ kJ/kg.}$$

14. Hệ số toả nhiệt ở phần “nóng” bộ sấy:

$$\begin{aligned} k_{Bn} &= \frac{0,80 \times 1,0}{\frac{1}{0,542 \times 80,0 \cdot 10^{-3}} + \frac{1}{0,375 \times 85,4 \cdot 10^{-3}}} \\ &= 14,75 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

15. Bề mặt tính toán và chiều cao phần “nóng”:

$$F_{r,y} = \frac{2370,7 \times 13,944}{14,75 \cdot 10^{-3} \times 77,7} = 28844 \text{ m}^2$$

Suất điện tích bề mặt của 1 m chiều cao bộ sấy PBIT-9,8 là 12070 m², khi đó chiều cao phần “nóng” (ở n₂ = 2):

$$h_{r,y} = \frac{28844}{2 \times 12070} = 1,2 \text{ m.}$$

Ví dụ 7.13. Hãy xác định nhiệt độ không khí nóng và khối sau bộ sấy không khí kiểu hoàn nhiệt và kiểu ống được mắc vào hai đường khói song song theo sản phẩm cháy và không khí. Khi tiến hành tính toán ta lấy các số liệu ban đầu sau đây: đường khói $\alpha' = 1,20$; $\alpha'' = 1,35$; $\vartheta' = 392^\circ\text{C}$ và $H' = 4078 \text{ kJ/kg}$, phần các khí đi qua bộ sấy kiểu hoàn nhiệt $x_p = 0,78$; phần khối đi qua bộ sấy kiểu ống $x_T = (1 - 0,78) = 0,22$; $\alpha''_{s2} = 1,23$; hệ số $\varphi = 0,996$; đường không khí: hệ số dư không khí tổng ở đầu ra $\beta'' = 1,133$; phần không khí lạnh đi vào bộ sấy kiểu hoàn nhiệt, $\omega = 0,74$ cũng như tới bộ sấy kiểu ống $(1 - \omega) = 0,26$; nhiệt độ không khí ở đầu vào $t'_B = 66^\circ\text{C}$; $H'^0_B = 483,8 \text{ kJ/kg}$; các đặc tính kết cấu của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt: phần tiết diện khối và không khí ở bộ sấy kiểu hoàn nhiệt $x_r = x_B = 0,458$; tiết diện bộ sấy kiểu hoàn nhiệt: $F^{x,y}_r = F^{x,y}_H = 25,4 \text{ m}^2$; $F^{x,y}_B = 22,5 \text{ m}^2$; bề mặt gia nhiệt $F_{r,y} = 49952 \text{ m}^2$ và $F_{x,y} = 12240 \text{ m}^2$; các đường kính tương đương của lớp lót $d^{x,y}_{ckb} = 9,6 \text{ mm}$ và $d^{x,y}_{ckb} = 9,8 \text{ mm}$; hệ số sử dụng $\xi_{s1} = 0,85$.

Các đặc tính kết cấu của bộ sấy kiểu ống: các ống $\phi 40 \text{ mm}$, bề dày 1,6 mm, bước ống $s_1 = 60$; $s_2 = 42 \text{ mm}$; tiết diện ướt của đường không khí $F_B = 5,78 \text{ m}^2$; tiết diện để khối đi qua $F_r = 5,7 \text{ m}^2$, bề mặt gia nhiệt tổng $F_{s2} = 6410 \text{ m}^2$. Bộ sấy kiểu ống có 4 đường không khí (hai đoạn riêng biệt có tấm trung gian cho mỗi một), khi đó $\xi_{s2} = 0,85$; các đặc tính nhiên liệu, sản phẩm cháy và không khí $B_p = 17,44 \text{ kg/s}$; $V^0_B = 5,55 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_r = 7,16 \text{ m}^3/\text{kg}$; $r_{H_2O} = 0,09$.

Bài giải: 1. Entanpi của không khí và khối ở vùng tính toán của nhiệt độ:

Entanpi, kJ/kg	Nhiệt độ, °C			
	100	200	300	400
H^0/H^0_B	853,4/733	1729/1478	2634/2236	3534/3006
H_r ở $\alpha = 1,20$	1000	2024	3081	4164
H_r ở $\alpha = 1,275$	1055	2135	3249	4392
H_r ở $\alpha = 1,35$	1110	2248	3416	4614
H_r ở $\alpha = 1,23$	1022	2068	3148	4257

2. Xác định hệ số dư không khí ở bộ sấy kiểu hoàn nhiệt và bộ sấy kiểu ống:

Các độ lợt không khí tuyệt đối ở bộ sấy kiểu ống:

$$\Delta\alpha_{s1} = (\alpha''_{s1} - \alpha'_t) x = (1,35 - 1,20) \cdot 0,78 = 0,117;$$

Độ lọt tuyệt đối ở bộ sấy kiểu ống:

$$\Delta\alpha_{s2} = (\alpha''_{s2} - \alpha'_t) x = (1,23 - 1,20) \cdot 0,22 = 0,007;$$

Giá trị β' ở đầu vào cả hai bộ sấy không khí:

$$\beta'_{obs} = \beta'' + (\Delta\alpha_{s1} + \Delta\alpha_{s2}) = 1,133 + (0,117 + 0,007) = 1,257$$

Giá trị β' ở đầu vào bộ sấy kiểu hoàn nhiệt:

$$\beta'_{s1} = \beta'_{obs} \omega = 1,257 \cdot 0,74 = 0,930$$

Giá trị β' ở đầu vào bộ sấy kiểu ống:

$$\beta'_{s2} = \beta'_{obs} (1 - \omega) = 1,257 \cdot 0,26 = 0,327;$$

Giá trị $\beta'_{s1} = \beta'_{s1} - \Delta\alpha_{s1} = 0,930 - 0,117 = 0,813;$

Giá trị $\beta'_{s2} = \beta'_{s2} - \Delta\alpha_{s2} = 0,327 - 0,007 = 0,320$

Ta kiểm tra giá trị cho chúng:

$$\beta''_{obs} = 0,813 + 0,320 = 1,133$$

Điều đó tương ứng với giá trị đã cho β''_{obs} .

3. Các tính toán bộ sấy không khí hoàn nhiệt.

a) Tính toán phần “nóng” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt: Để đánh giá lượng nhiệt hấp thụ của phần “nóng” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt, ta lấy sơ bộ $t_{r,B} = 362^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí ở đầu vào phần “nóng” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt là 124°C . Các nhiệt độ này tương ứng với entanpi của không khí $H^0_{r,B} = 2713,4 \text{ kJ/kg}$ và $H^0_{\text{KKnóng}} = 911,8 \text{ kJ/kg}$.

Theo (7.15), lượng nhiệt hấp thụ cân bằng của phần “nóng”:

$$Q^{r,y}_o = 0,872 (2713,4 - 911,8) = 1571 \text{ kJ/kg}$$

Xác định tốc độ trung bình của không khí. Nhiệt độ trung bình của không khí ở phần “nóng” bộ sấy kiểu hoàn nhiệt:

$$\overline{t^{r,y}} = 0,5(t_{r,B} + t_{np}) = 0,5 (362 + 124) = 243^\circ\text{C}.$$

Theo (7.8), tốc độ của không khí:

$$w_B = \frac{0,872 \times 5,5 \times 17,44 (243 + 273)}{273 \times 25,4} = 6,3 \text{ m/s}$$

Xác định hệ số toả nhiệt từ kim loại lớp lót tới không khí. Theo bảng P9 của phụ lục ta tìm được các tính vật lý của không khí ở $\overline{t}_B = 243^\circ\text{C}$:

$$\nu = 40,56 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \lambda = 4,146 \cdot 10^{-5} \text{ kW} \cdot (\text{m} \cdot \text{K}); \text{Pr} = 0,69.$$

Theo (7.10), ta tính được hệ số toả nhiệt:

$$\alpha_B = 0,037 \frac{4,146 \cdot 10^{-5}}{0,0096} \left(\frac{6,3 \times 0,0096}{40,56 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,8} 0,69^{0,4}$$

$$= 47,6 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Xác định nhiệt độ của khối sau phần "nóng" của bộ sấy kiểu hoàn nhiệt. Theo (7.19) ta tìm được entanpi của khối sau phần "nóng" bộ sấy kiểu hoàn nhiệt. Ở nhiệt độ khối ở đầu vào $\vartheta' = 392^\circ\text{C}$ và $\alpha'_r = 1,20$; $H'_r = 4077 \text{ kJ/kg}$:

$$H''_r = 4078 - \frac{1571}{0,996 \times 0,78} + 0,075 \times 2713,4 = 2259 \text{ kJ/kg}$$

Điều đó tương ứng ở $\alpha = 1,275$; $\vartheta' = 211^\circ\text{C}$.

Tốc độ trung bình của sản phẩm cháy ở phần "nóng" bộ sấy kiểu hoàn nhiệt. Nhiệt độ trung bình của khối:

$$\bar{\vartheta} = 0,5 (\vartheta' + \vartheta_{np}) = 0,5 (392 + 211) = 301^\circ\text{C}.$$

Theo (6.21), tốc độ của các sản phẩm cháy:

$$w_r = \frac{7,16 \times 17,44 \times 0,78 (301 + 273)}{273 \times 25,4} = 8,05 \text{ m/s}$$

Xác định hệ số toả nhiệt từ sản phẩm cháy tới kim loại của lớp lót bộ sấy. Ta lấy $\alpha_r = \alpha_K$, bỏ qua giá trị α_i vì không đáng kể. Các tính chất vật lý của sản phẩm cháy ở $\bar{\vartheta} = 301^\circ\text{C}$; $\nu = 43,9 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $\lambda = 4766 \cdot 10^{-5} \text{ kW/(m} \cdot \text{K)}$; $\text{Pr} = 0,64$.

Theo (7.10), hệ số toả nhiệt bởi đối lưu:

$$\alpha_r = 0,0037 \frac{4,766 \cdot 10^{-5}}{0,0096} \left(\frac{8,05 \times 0,0096}{43,9 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} 0,64^{0,4}$$

$$= 60,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Hệ số truyền nhiệt ở phần "nóng" bộ sấy theo (7.6):

$$k = \frac{0,85 \times 1,0}{\frac{1}{47,6 \cdot 10^{-3} \times 0,458} + \frac{1}{60,8 \cdot 10^{-3} \times 0,458}} = 10,4 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Độ chênh nhiệt độ ở phần "nóng" bộ sấy theo (6.25):

$$\Delta t = \frac{(211 - 124) - (392 - 362)}{\ln 82/30} = 53,5^\circ\text{C}.$$

Lượng nhiệt hấp thụ ở phần "nóng" bộ sấy theo (7.12):

$$Q_{r,T} = \frac{10,4 \cdot 10^{-3} \times 53,5 \times 49952}{17,44} = 1593 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Độ lệch } \Delta Q = \left| \frac{Q_T^{r,y} - Q_\delta^{r,y}}{Q_\delta^{r,y}} \right| \cdot 100 = 1,4\% - \text{nhỏ hơn cho phép (2\%)}. \text{ Tính}$$

toán không cần chính xác thêm.

b) Tính toán phần "lạnh" bộ sấy. Lượng nhiệt hấp thụ của phần "lạnh" của bộ sấy.

Nhiệt độ không khí $t'_b = 66^\circ\text{C}$ tương ứng với entanpi $H^0_b = 483,8 \text{ kJ/kg}$:

$$Q^{x,y}_\delta = 0,872 (911,8 - 483,8) = 373 \text{ kJ/kg}.$$

Tốc độ trung bình của không khí ở phần "lạnh" bộ sấy. Nhiệt độ trung bình $t_{tb} = 0,5 (124 + 66) = 95^\circ\text{C}$. Tốc độ trung bình của không khí:

$$w_B = \frac{0,872 \times 5,55 \times 17,44 (95 + 273)}{273 + 22,5} = 5,05 \text{ m/s}$$

Hệ số toả nhiệt từ kim loại lớp lót tới không khí. Các tính chất vật lý của không khí ở $t_{tb} = 95^\circ\text{C}$; $\nu = 22,7 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $\lambda = 3,149 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\text{Pr} = 0,69$;

$$\begin{aligned} \alpha_B &= 0,021 \frac{3,149 \cdot 10^{-5}}{0,0098} \left(\frac{5,05 \times 0,0098}{22,7 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} \times 0,69^{0,4} \\ &= 27,25 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

Entanpi và nhiệt độ sản phẩm cháy sau phần "lạnh" của bộ sấy:

$$H_{yx} = 2259 - \frac{373}{0,996 \times 0,78} + 0,075 \cdot 483,8 = 1815 \text{ kJ/kg}$$

Ở $\alpha_{yx} = 1,35$, nhiệt độ khối ở đầu ra từ bộ sấy $t'' = 162^\circ\text{C}$.

Tốc độ trung bình của khối ở phần "lạnh" bộ sấy. Nhiệt độ trung bình $\bar{\vartheta} = 0,5(211 + 162) = 186^\circ\text{C}$. Tốc độ trung bình:

$$w_r = \frac{7,16 \times 17,44 \times 0,78 (186 + 273)}{22,5 \times 273} = 7,2 \text{ m/s}$$

Hệ số toả nhiệt từ khối vào vách ở phần "lạnh" của bộ sấy: ở $\bar{\vartheta} = 186^\circ\text{C}$; $\nu = 29,66 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $\lambda = 3,811 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $\text{Pr} = 0,667$;

$$\begin{aligned} \alpha_r &= 0,021 \frac{3,811 \cdot 10^{-5}}{0,0098} \left(\frac{7,2 \times 0,0098}{29,66 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} \cdot 0,667^{0,4} \\ &= 34,9 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

Hệ số truyền nhiệt ở phần "lạnh" của bộ sấy:

$$k = \frac{0,85 \times 1,0}{\frac{1}{0,458 \times 27,25 \cdot 10^{-3}} + \frac{1}{0,458 \times 34,9 \cdot 10^{-5}}} = 5,95 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Độ chênh nhiệt độ ở phần “lạnh” của bộ sấy:

$$\Delta t = \frac{(162 - 66) - (211 - 124)}{\ln 96/87} = 91^\circ\text{C}$$

Lượng nhiệt hấp thụ của phần “lạnh”:

$$Q^{x,y}_T = \frac{5,95 \cdot 10^{-3} \times 91 \times 12240}{17,44} = 380 \text{ kJ/kg}$$

Độ sai số tính toán $\left(1 - \frac{373}{380}\right) \cdot 100 = 1,85\%$, điều đó cho phép.

4. Tính toán bộ sấy không khí kiểu ống.

a) Lượng nhiệt hấp thụ theo cân bằng nhiệt của bộ sấy kiểu ống. Ta lấy $t_{r,B} = 300^\circ\text{C}$, khi đó $H^0_r = 2236 \text{ kJ/kg}$; Hệ số dư không khí trong bình ở bộ sấy kiểu ống:

$$\beta_{ib} = 0,327 - 0,5 \times 0,007 = 0,3235;$$

$$Q_s = 0,3235 (2236 - 483,8) = 566,8 \text{ kJ/kg.}$$

b) Tốc độ trung bình của không khí ở bộ sấy.

Nhiệt độ trung bình $\bar{t} = 0,5 (t_{r,B} + t'_{r,B}) = 0,5 (300 + 66) = 183^\circ\text{C}$, ở nhiệt độ này $H^0_{ib} = 1351,4 \text{ kJ/kg}$. Tốc độ trung bình của không khí:

$$w_B = \frac{0,3235 \times 5,55 \times 17,44 (183 + 273)}{5,78 \times 273} = 9,05 \text{ m/s}$$

c) Hệ số toả nhiệt từ thành ống vào không khí.

Các thông số vật lý của không khí:

$$\nu = 32,91 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \lambda = 3,246 \cdot 10^{-5} \text{ kW/(m.K)}; \text{Pr} = 0,69;$$

Các hiệu chỉnh C_s và C_z :

$$\sigma'_{z_2} = 1,29; \varphi = \frac{1,5 - 1}{1,29 - 1} = 1,724; C_s = 0,275 \cdot 1,724^{0,5} = 0,361.$$

Số các hàng $z_2 > 10$, vì vậy $C_z = 1,0$.

Hệ số toả nhiệt:

$$\alpha_B = 0,361 \cdot 1,0 \frac{3,246 \cdot 10^{-5}}{0,04} \left(\frac{9,05 \times 0,04}{32,91 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,6} \times 0,69^{0,33} = 68,94 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

d) Entanpi và nhiệt độ khối sau bộ sấy kiểu ống.

$$H_{yx} = 4078 - \frac{566,8}{0,996 \times 0,22} + 0,0066 \times 1351,4 = 1500 \text{ kJ/kg}$$

ở $\alpha_{yx} = 1,23$ entanpi này tương ứng $\vartheta_{yx} = 146^\circ\text{C}$.

e) Nhiệt độ trung bình của khối.

Nhiệt độ trung bình $\vartheta = 0,5 (392 + 146) = 269^\circ\text{C}$. Tốc độ trung bình khối:

$$w_r = \frac{7,16 \times 17,44 \times 0,22 (2693 + 273)}{5,7 \times 273} = 9,56 \text{ m/s}$$

f) Hệ số toả nhiệt từ khối tới thành ống.

Các thông số vật lý của khối ở $\bar{\vartheta} = 269^\circ\text{C}$:

$$\nu = 40,03 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \lambda = 4,52 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K}); \text{Pr} = 0,648;$$

$$\alpha_k = 0,023 \cdot \frac{4,52 \cdot 10^{-5}}{0,0268} \left(\frac{9,56 \times 0,0368}{40,03 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} \cdot 0,648^{0,4}$$

$$= 34,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

g) Hệ số truyền nhiệt ở bộ sấy kiểu ống:

$$k = \frac{0,85}{\frac{1}{34,0 \cdot 10^{-3}} + \frac{1}{68,9 \cdot 10^{-3}}} = 19,35 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

h) Độ chênh nhiệt độ trong bộ sấy kiểu ống.

Để xác định hệ số hiệu chỉnh, ta tìm các thông số:

$$R = \frac{\tau_s}{\tau_M} = \frac{\vartheta' - \vartheta_{yx}}{t_{rB} - t_B} = \frac{392 - 146}{300 - 66} = 1,056;$$

$$P = \frac{\tau_M}{\vartheta' - t} = \frac{300 - 66}{192 - 66} = 0,718$$

Theo hình P11 (phụ lục) ở chuyển động giao cắt bốn lần $\psi = 0,94$. Độ chênh nhiệt độ ở dòng ngược:

$$\Delta t_{ng} = \frac{(392 - 300) - (146 - 66)}{\ln 92/80} = 85,7^\circ\text{C}$$

Độ chênh nhiệt độ thực tế $\Delta t = 85,7 \cdot 0,94 = 80,6^\circ\text{C}$.

i) Lượng nhiệt hấp thụ của bộ sấy không khí kiểu ống.

$$Q_r = \frac{19,35 \cdot 10^{-3} \times 80,6 \times 6410}{17,44} = 573 \text{ kJ/kg}$$

Sai số tính toán $\left(1 - \frac{566,8}{573}\right) 100 = 1,08\%$, điều đó cho phép.

Do đó, sau bộ sấy kiểu hoàn nhiệt $t_{r,B} = 362^\circ\text{C}$ và $\vartheta_{yx} = 157^\circ\text{C}$, còn sau bộ sấy kiểu ống $t_{r,B} = 300^\circ\text{C}$ và $\vartheta_{yx} = 146^\circ\text{C}$. Nhiệt độ trung bình chung của không khí nóng $t_{r,B} = 0,74 \cdot 362 + 0,26 \cdot 300 = 345,9^\circ\text{C}$, của khối thải $\vartheta_{yx} = 0,78 \cdot 157 + 0,22 \cdot 146 = 154,6^\circ\text{C}$.

BÀI TẬP

Bài 7.15. Hãy xác định bề mặt đốt cần thiết của bộ sấy không khí kiểu ống, đối với lò hơi khối 300 MW, với điều kiện làm mát sản phẩm cháy từ $\vartheta' = 375^\circ\text{C}$ tới $\vartheta_{yx} = 150^\circ\text{C}$. Khi tiến hành tính toán ta lấy: $t_B = 50^\circ\text{C}$, các ống có đường kính 40 mm, bề dày 1,6 mm và phân bố các ống kiểu so le có bước $s_1 = 60$ và $s_2 = 41$ mm; sơ đồ mắc các ống bốn lần có hai tấm bằng ống trung gian $z_2 > 10$; tốc độ không khí $w_B = 8,7$ m/s, tốc độ khối $w_r = 11,1$ m/s; $\alpha' = 1,20$; $\alpha'' = 1,23$; $\beta'' = 1,16$; $\varphi = 0,9972$. Tiêu hao nhiên liệu $B_p = 17,444$ kg/s; $r_{H_2O} = 0,091$; các entanpi lý thuyết của sản phẩm cháy và không khí ở 200°C : $H_r^0 = 1729,1$ kJ/kg; $H_B^0 = 1477,9$ kJ/kg, ở 400°C : $H_r^0 = 3564,0$ kJ/kg. $H_B^0 = 3006,1$ kJ/kg.

Bài 7.16. Bề mặt đốt cần thiết của bộ sấy không khí kiểu ống thay đổi thế nào khi chuyển sang các bước $s_1 = 52$ và $s_2 = 40$ mm nếu giữ các tốc độ khối và không khí theo bài 7.15?

Bài 7.17. Hãy tìm sự phụ thuộc nhiệt độ không khí vào lưu lượng không khí ω đi qua bộ sấy không khí được mắc song song theo sản phẩm cháy và không khí. Khi tiến hành tính toán lấy các phân lưu lượng không khí (so với lưu lượng không khí đi vào buồng đốt, $\beta'' = 1,20$) là $\omega = 0,20$; 0,25 và 0,30; phần lưu lượng khối $x = 0,2$ ở tất cả các phương án. Các giá trị của hệ số dư không khí ở đường khối $\alpha' = 1,2$ và $\alpha'' = 1,205$. Các số liệu kết cấu bộ sấy kiểu ống và các đặc tính nhiên liệu lấy theo ví dụ 7.15. Hệ số α_K lấy không đổi (theo phương án từ $\omega = 0,2$). Entanpi các khí ở $\alpha = 1,205$ bằng: ở 100°C là $H_r = 1004$ kJ/kg, ở 200°C là $H_r = 2032$ kJ/kg.

Bài 7.18. Nhiệt độ khối thải thay đổi thế nào khi sử dụng sơ đồ dẫn cấp, cho dòng không khí qua hành trình đầu 80%, các hành trình còn lại 20% - qua đường ống không khí đi vòng có hoà trộn ở phía trước hành trình thứ hai. Lấy các số liệu ban đầu theo ví dụ 7.13 có sử dụng hệ số truyền nhiệt; nhiệt độ không khí đi vào bộ sấy kiểu ống lấy bằng 30°C .

TÍNH TOÁN CÁC BỀ MẶT ĐỐT ĐỐI LƯU - BỨC XẠ

8.1. CÁC ĐẶC TÍNH HÌNH HỌC CỦA CÁC BỀ MẶT ĐỐT ĐỐI LƯU - BỨC XẠ

Các bề mặt đối lưu - bức xạ bao gồm các bề mặt đốt kiểu màn, giàn feston, các ống dẫn hơi, các chùm ống lò hơi hấp thụ nhiệt đối lưu của sản phẩm cháy, và nhiệt bức xạ từ buồng đốt.

Số các tấm màn z_1 được xác định theo công thức:

$$z_1 = a/s_1 - 1 \quad (8.1a)$$

nếu khoảng cách từ các tấm biên tới các tường bên của đường khói bằng khoảng cách giữa các đoạn (bước s_1); và:

$$z_1 = a/s_1 \quad (8.1b)$$

nếu khoảng cách từ các tấm biên tới các tường bên bằng nửa bước $s_2/2$.

Trong các công thức (8.1a) và (8.1b): a - bề rộng mặt trước buồng đốt, m.

Số các ống được mắc song song ở giàn ống màn hình được xác định từ điều kiện: độ tin cậy làm việc của kim loại ở tốc độ khối lượng cho phép $\rho_w = 800 \div 1100 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$:

$$n = \frac{D \cdot n_n}{0,785 d_1^2 z_1 \rho_w} \quad (8.2)$$

ở đây: d_1 - đường kính trong của ống, m (thường đối với các bộ quá nhiệt hơi ta chọn các ống có đường kính ngoài 32, 36, 38, 42 mm có bề dày thành 4,5 ÷ 7,0 mm); D - lưu lượng môi chất làm việc, đi qua bề mặt, kg/s; n_n - số các dòng song song của môi chất làm việc theo bề rộng đường khói (thường $n_n = 1$ hay 2).

Chiều sâu tấm màn được xác định bởi bước dọc s_2 , số các ống được mắc song song n ở tấm màn (đoạn) và số các lần đổi chiều của tấm màn z_x dọc theo khói:

$$c = [(n - 1) s_2 + d] n_x + \Delta c (z_x - 1)$$

ở đây: Δc - khoảng cách giữa hai đường đổi chiều của tấm màn.

Tiết diện để sản phẩm cháy đi qua:

$$F_r = a.b - z_1.b.d_k \quad (8.3)$$

Khi tính toán tấm màn, ta sử dụng các khái niệm diện tích bề mặt sau:

Bề mặt toàn phần, m^2 , được xác định gấp đôi diện tích bề mặt đi qua trục các ống của đoạn và giới hạn bởi bề mặt tạo thành bên ngoài của các ống ngoài cùng:

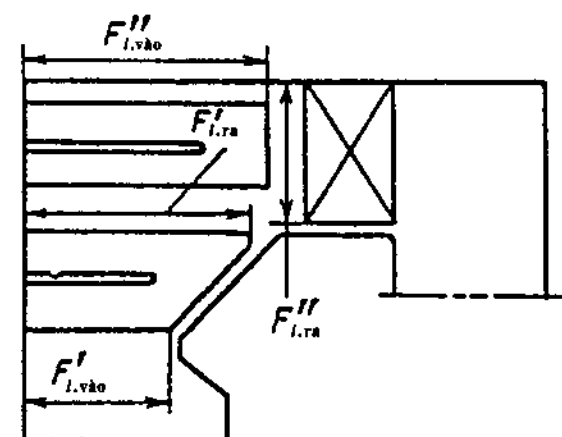
$$F_s = 2z_1h_s c; \quad (8.4)$$

Bề mặt tính toán của tấm màn $F_p = F_s x$, ở đây x - hệ số góc (hình P1 của phụ lục).

Các bề mặt hấp thụ bức xạ của các tiết diện vào và ra $F_{l.vào}$, F_s (hình 8.1).

Hệ số góc từ tiết diện vào tới tiết diện ra:

$$\varphi = \sqrt{\left(\frac{c}{s_1}\right)^2 + 1} - \frac{c}{s_1} \quad (8.5)$$



Hình 8.1. Xác định bề mặt bức xạ của các tiết diện đầu vào và đầu ra của bề mặt tấm màn của bộ quá nhiệt.

Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ:

$$s = \frac{1,8}{\frac{1}{h_s} + \frac{1}{c} + \frac{1}{s_1}} \quad (8.6)$$

Khi tính toán giàn feston cần phân biệt các bề mặt sau đây:

Bề mặt trao đổi nhiệt toàn phần:

$$F_\phi = \pi d.z_1 z_2 h_{r.o} \quad (8.7)$$

ở đây: z_1 và z_2 - số lượng các ống trong một hàng và số các hàng theo đường khối; $h_{r,o}$ - chiều cao tính toán của cửa khí ở đó có giàn feston.

Bề mặt hấp thụ bức xạ, m^2 :

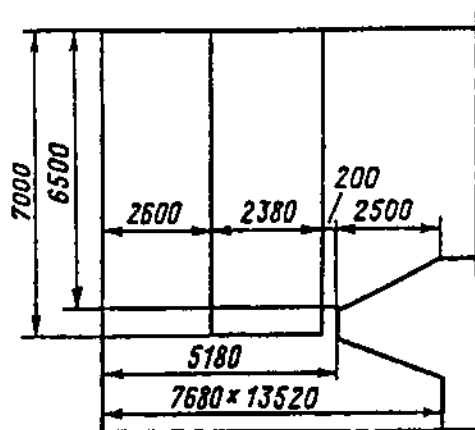
$$F_{l,\phi} = a \cdot h_{r,o} \cdot x_{\phi} \quad (8.8)$$

ở đây x_{ϕ} - hệ số góc của giàn feston, xác định theo hình P1 của phụ lục, ở số ống $z_2 \geq 5$, $x_{\phi} = 1$.

Ví dụ 8.1. Hãy xác định các kích thước bề mặt tính toán của bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu (kiểu tấm màn) được bố trí ở phần trên của buồng đốt. Các số liệu ban đầu: ống $\phi 32$ mm, bề dày 5 mm, số lượng các đoạn theo bề rộng đường khối là 22, số lượng các ống trong một tấm 30, bề rộng đường khối 13520 mm, bước dọc của ống $s_2 = 35$ mm; các kích thước phủ bì của bề mặt chỉ ra trên hình 8.2, các kích thước tấm màn ở trên hình 8.3.

Bài giải: 1. Ta xác định bề mặt tính toán của bộ quá nhiệt. Do hình dạng phức tạp của tấm bởi sự tồn tại của cả ba hàng ống được giàn theo chiều cao, bề mặt đốt của tấm được xác định theo từng phần. Do các bước dọc tương đối của ống $s_2/d = 35/32 = 1,09$, hệ số góc của tấm theo hình P1 của phụ lục $x = 0,98$. Khi xác định các kích thước tính toán của tấm màn với kích thước dài theo các trục đường ống, cần thiết cộng thêm kích thước đường kính d , mm. Khi đó từ hình 8.3 ta có: phần trên của tấm: $c_1 = 1015 + 32 = 1047$ mm; phần trung bình thứ nhất; $c_1 = 945 + 32 = 977$ mm; phần trung bình thứ hai; $c_1 = 875 + 32 = 907$ mm; phần dưới $c_1 = 805 + 32 = 837$ mm. Chiều cao phần dưới bằng $700 + 0,5 \cdot 32 = 716$ mm.

Các kích thước bề mặt phân đoạn được xác định theo đường đối chiều đầu tiên của màn và sau đó gấp đôi. Phần mặt phẳng ống giữa hai đường đối chiều của màn được tìm riêng và bổ sung vào bề mặt đại. Kích thước "khe hở" giữa các đường đối chiều của màn $\Delta c = 350 - 32 = 318$ mm. Bề mặt các ống nối (các đoạn nằm ngang) được xác định theo nửa chu vi ống. Do đó, kích thước bề mặt



Hình 8.2. Các kích thước phủ bì của bộ quá nhiệt tấm chắn.

thu được tăng gấp đôi (đoạn bị đốt từ 2 phía bởi khối) và nhân với số các phân đoạn của bề mặt tấm màn.

Từ đó ta có:

$$F_s = [1,047 \cdot 3,3 + (0,977 + 0,907) \cdot 1,5 + 0,837 \cdot 0,716 + 0,5 \cdot 3,14 \cdot 0,032 (0,907 + 0,977 + 1,047)] \cdot 2 \cdot 0,98 \cdot 2 \cdot 22 + 0,318 \cdot 0,952 \cdot 0,98 \cdot 2 \cdot 22 + 0,5 \cdot 3,14 \cdot 0,032 \cdot 0,318 \cdot 2 \cdot 22 = 621 \text{ m}^2.$$

2. Ta xác định tiết diện để môi chất làm việc đi qua. Đường kính trong của ống $d_i = 32 - 10 = 22 \text{ mm}$; $f_s = 0,785 \cdot 0,022^2 \cdot 30 \cdot 22 = 0,251 \text{ m}^2$.

3. Ta tìm tiết diện để khối đi qua. Bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu theo hình 8.2 có các đoạn với khối lưu động bao khác nhau - ngang và dọc. Đối với đoạn lưu động bao ngang:

$$F_{r,ng} = 6,5 \cdot 13,52 - 0,032 \cdot 22 \cdot 6,5 = 83,3 \text{ m}^2$$

Đối với đoạn lưu động bao dọc:

$$F_{r,d} = 5,18 \cdot 13,52 - 0,032 \cdot 2,38 \cdot 22 = 68,36 \text{ m}^2$$

4. Các bước tương đối của ống:

Bước ngang trung bình bằng $s_1 = a(z_1 + 1) = 13520 / (22 + 1) = 588 \text{ mm}$.

Khi đó:

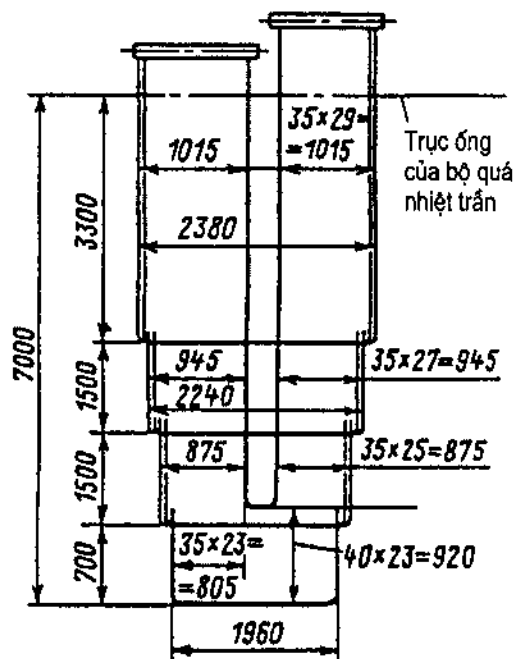
$$\sigma_1 = 588/32 = 18,38; \sigma_2 = 35/32 = 1,094.$$

5. Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ theo (8.6):

$$s = \frac{1,8}{\frac{1}{7,0} + \frac{1}{2,38} + \frac{1}{0,588}} = 0,795 \text{ m}$$

6. Hệ số φ_s ở đầu vào tiết diện ra của tấm chắn theo (8.5):

$$\varphi_s = \sqrt{\left(\frac{2,38}{0,588}\right)^2 + 1} - \frac{2,38}{0,588} = 0,122$$



Hình 8.3. Các kích thước tấm bộ quá nhiệt tấm màn.

7. Bề mặt các cửa khối vào và ra (xem hình 8.2):

$$F_{l,v} = (7,0 + 2,38) \cdot 13,52 = 126,8 \text{ m}^2$$

$$F_{l,r} = 6,5 \cdot 13,52 = 87,9 \text{ m}^2$$

8. Bề mặt đốt được lưu động bao dọc và ngang:

$$F_{s,d} = F_s \frac{h_d}{h_s} = 621 \frac{7,0 - 6,5}{7,0} = 44,4 \text{ m}^2$$

$$F_{s,ng} = F_s - F_{s,d} = 621 - 44,4 = 576,6 \text{ m}^2$$

Ví dụ 8.2. Đối với lò hơi có năng suất hơi $D = 277,78 \text{ kg/s}$, ta chọn số lượng các tấm của bộ quá nhiệt tấm màn z_1 , bước ngang s_1 và số lượng các ống ở một tấm. Khi tính toán, lấy tốc độ khối lượng cho phép $1000 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{s)}$, các ống $\phi 32 \text{ mm}$ có bề dày 6 mm và bước dọc $s_2 = 35 \text{ mm}$. Cho rằng theo các điều kiện vận chuyển, chiều sâu đoạn ở các trục ống cần không lớn quá 3000 mm ; bán kính uốn ống lấy bằng 135 mm . Lưu lượng hơi qua bộ quá nhiệt bằng 93% năng suất hơi định mức của lò này, có tính đến sự làm việc của bộ làm mát hơi kiểu phun, được đặt sau nó bộ quá nhiệt, bề rộng đường khối ở vùng bộ quá nhiệt tấm màn 16000 mm .

Bài giải: 1. Xác định tiết diện cần thiết để hơi đi qua. Lưu lượng hơi qua bộ quá nhiệt $D_{s2}/(\rho w)_n = 258,33/1000 = 0,258 \text{ m}^2$.

2. Xác định số lượng ống trong 1 tấm. Bề rộng cực đại của một đường đôi chiều $(300 - 135/2)/2 = 1365 \text{ mm}$. Với bước ống $s_2 = 35 \text{ mm}$, số lượng các ống $n_c = 1365/35 + 1 = 40$ cái.

3. Xác định số lượng các tấm màn $z_1 = 0,258/(0,785 \cdot 0,02^2 \cdot 40) = 20,6$ tấm. Ta lấy $z_1 = 20$ cái.

Do đó, bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu tấm màn cần có 20 tấm với số lượng các ống ở mỗi tấm 40 cái, khi đó tốc độ khối lượng của hơi bằng $(\rho w)_n = 1000 (20,6/20) = 1028 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{s)}$.

4. Bước ngang của các tấm màn trong đường khối theo (8.1b):

$$s_1 = 16\,000/20 = 800 \text{ mm}$$

Ví dụ 8.3. Trong lò hơi có giàn feston, hai hàng tạo thành bởi các ống của giàn sau buồng đốt, bề rộng của nó $18,0 \text{ m}$. Hãy xác định các đặc tính hình học tính toán của diện tích giàn feston, bề mặt đốt của nó, nếu cho: đường kính ống 60 mm ; bề dày 6 mm ; bố trí các ống kiểu song song có các bước $s_1 = 140$ và $s_2 = 250 \text{ mm}$; chiều cao ống của giàn feston $6,5 \text{ m}$.

Bài giải: 1. Xác định bề mặt gia nhiệt của giàn feston theo (8.7). Số lượng các ống ở một hàng:

$$n = (18\,000/140) - 1 = 127,5 \text{ cái. Ta lấy } n = 128 \text{ cái.}$$

$$F_{\phi} = 3,14 \cdot 0,060 \cdot 128 \cdot 2 \cdot 6,5 = 313,5 \text{ m}^2.$$

2. Xác định bề mặt đốt bởi bức xạ của giàn feston. Hệ số góc của giàn feston có hai hàng ở $s_1/d = 140/60 = 2,33$. Theo hình P1 của phụ lục (đường cong) đối với hàng đầu $x_1 = 0,54$. Đối với giàn feston hai hàng

$$x_{\phi} = x_1 + (1 - x_1) x_1 = 0,54 + (1 - 0,54) \cdot 0,54 = 0,788.$$

Theo (8.8) ta có:

$$F_{1,\phi} = 18,0 \cdot 6,5 \cdot 0,788 = 92,2 \text{ m}^2$$

3. Tiết diện để khói đi qua theo (6.3):

$$F_r = 18,0 \cdot 6,5 - 128 \cdot 6,5 \cdot 0,060 = 67,1 \text{ m}^2$$

4. Các bước tương đối của ống trong giàn feston:

$$\sigma_1 = 140/60 = 2,33; \quad \sigma_2 = 250/60 = 4,17$$

5. Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ trong giàn feston theo (6.6):

$$s = 0,9 \cdot 0,060 \left[\frac{4 \times 140 \times 250}{3,14 \times 60^2} - 1 \right] = 0,614 \text{ m.}$$

BÀI TẬP

Bài 8.1. Hãy tính toán các đặc tính hình học của bộ quá nhiệt đối lưu - bức xạ có dạng T, của lò hơi khối 800 MW, được bố trí ở đường khói ngang chuyển tiếp. Bộ quá nhiệt đối lưu - bức xạ có hai đường quạt đối chiều, đầu tiên hơi qua tấm ở giữa của đường khói (nửa bề rộng), sau đó các tấm bên. Số lượng tổng các tấm theo bề rộng một đường khói 40 cái, mỗi đoạn bao gồm 18 ống với đường kính 42 mm có bề dày thành 7 mm được phân bố với bước dọc $s_2 = 45$ mm. Bề rộng đường khói 30,44 m. Các kích thước cơ bản của một tấm màn ở một phần đường khói thể hiện trên hình 8.4.

Bài 8.2. Bề mặt đốt, các tiết diện để hơi đi qua, bề dày hiệu quả của lớp bức xạ trong bộ quá nhiệt đối lưu - bức xạ của lò hơi có năng suất hơi $D = 186,11$ kg/s sẽ là bao nhiêu, khi sử dụng các ống có các đường kính khác nhau: $\phi 32$ mm với bề dày 5 mm; $\phi 36$ mm có bề dày 6 mm và $\phi 38$ mm có bề dày 6 mm? cho rằng ở bề rộng đường khói 18000 mm, khoảng cách giữa các ống 3 mm. Bề mặt đốt đơn giản coi là không tính bề mặt các ống dẫn cách; bán kính

uốn của ống ở tất cả phương án lấy 135 mm. Số lượng các ống một tấm là 20 cái; chiều cao đoạn 7000 mm.

Bài 8.3. Cần thiết sử dụng các ống nào để giảm diện tích bề mặt đốt của bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu vào cỡ 1,5 ÷ 1,6 lần? Các đoạn tấm giàn ống mảnh có kích thước là bao nhiêu và có bao nhiêu tấm giàn ống mảnh? Ở phương án đầu 56 tấm có chiều sâu 3800 mm từ các ống $\phi 32$ mm, bề dày 6 mm, bán kính uốn của ống 135 mm. Bề rộng đường khối 31,0 m.

Hướng dẫn giải: Khi giải bài toán hãy xem xét các đường kính ống 36, 38, 42 mm, có khe hở giữa các ống 3 mm, bề dày tăng với gia số là 0,5 mm, thực hiện điều kiện độ bền như nhau - là tỷ số bề dày thành δ với đường kính ngoài $\delta/d = \text{const}$.

Bài 8.4. Ở các độ sâu khác nhau của các tấm của bộ quá nhiệt đối lưu - bức xạ, hãy chọn bước giữa các đoạn s_1 mà ở đó hệ số góc từ đầu vào tới đầu ra φ , sẽ bằng 0,10. Lấy chiều sâu của các đoạn là 2,0 và 3,0 m.

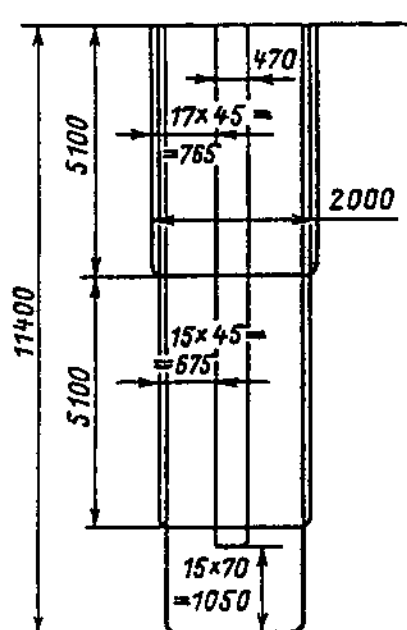
8.2. BỘ HẤP THU NHIỆT CỦA CÁC BỀ MẶT ĐỐT ĐỐI LƯU VÀ BỨC XẠ

Lượng nhiệt Q_o , kJ/kg, do sản phẩm cháy toả ra khi làm mát chúng ở bề mặt đốt từ nhiệt độ ở đầu vào θ' tới nhiệt độ ở đầu ra θ'' được xác định bởi phương trình cân bằng:

$$Q_o = (H' - H'') \varphi - Q_{bs} \quad (8.9)$$

ở đây H' , H'' - entanpi của sản phẩm cháy ở các nhiệt độ θ' và θ'' , kJ/kg; Q_{bs} - lượng nhiệt theo cân bằng bề mặt bổ sung, kJ/kg.

Lượng nhiệt $Q_{1,s}$, kJ/kg, do bề mặt hấp thụ (tấm chắn giàn feston) ở kết quả bức xạ trực tiếp từ thể tích buồng đốt được xác định như hiệu năng lượng nhiệt cấp qua tiết diện vào $Q_{1,vào}$ và bức xạ cho các bề mặt khác qua tiết diện ra $Q_{1,ra}$:



Hình 8.4. Các kích thước của đoạn bộ quá nhiệt tấm màn (cho bài 8.1).

$$Q_{l,s} = Q_{l,vào} - Q_{l,ra} \quad (8.10)$$

Khi đó:

$$Q_{l,vào} = q_{l,s} \cdot F_{l,vào} / B_p \quad (8.11a)$$

$$Q_{l,ra} = Q_{l,vào} (1 - \varepsilon) \varphi / \beta + 5,67 \cdot 10^{-11} \varepsilon \cdot F_{l,ra} T_{tb}^4 \xi_n / B_p \quad (8.11b)$$

ở đây $q_{l,s}$ - cường độ dòng nhiệt ở vùng cửa ra của buồng đốt, kW/m²; được lấy từ tính toán buồng đốt hay khi không có nó được xác định theo công thức:

$$q_{l,s} = \beta \eta_B B_p Q_i / F_{CT} \quad (8.12)$$

β - hệ số tính đến trao đổi nhiệt tương hỗ giữa buồng đốt và các tấm màn (hình P2 của phụ lục); η_B - hệ số độ không đều hấp thụ nhiệt buồng đốt theo chiều cao ở vùng cửa sổ ra lấy theo hình P3 (phụ lục); Q_i ; F_{CT} - nhiệt bức xạ hấp thụ, kJ/kg, của các bề mặt tường buồng đốt, m²; ε - hệ số bức xạ của sản phẩm cháy ở nhiệt độ khối trung bình được xác định theo biểu thức (4.11); ξ_n - hệ số hiệu chỉnh, phụ thuộc vào dạng nhiên liệu, được lấy bằng 0,5 khi đốt than và mazut; lấy bằng 0,7 khi đốt khí tự nhiên và 0,2 khi đốt đá phiến.

Nếu giàn feston (chùm ống lò hơi) có số các hàng theo chiều sâu $z_2 \geq 5$, thì nhiệt bức xạ từ buồng đốt hoàn toàn hấp thụ bởi bề mặt này. Ở số lượng các hàng nhỏ hơn, nhiệt bức xạ của giàn feston được xác định theo công thức:

$$Q_{l,\phi} = q_{l,\phi} F_{l,\phi} / B_p \quad (8.13a)$$

ở đây $F_{l,\phi}$ - bề mặt hấp thụ bức xạ của giàn feston, m² được xác định theo (8.8); $q_{l,\phi}$ - cường độ dòng nhiệt trong vùng giàn feston, kW/m²; được xác định từ tính toán lò hơi hay theo (8.12).

Nếu giàn feston được đặt sau các tấm màn:

$$Q_{l,\phi} = Q_{l,ra} x_\phi \quad (8.13b)$$

Môi chất làm việc trong các ống sẽ hấp thụ toàn bộ lượng nhiệt (bức xạ và đối lưu). Số gia entanpi của môi chất bằng:

$$\Delta h = (Q_G + Q_l) \times (B_p / D) \quad (8.14)$$

ở đây D - lưu lượng môi chất qua bề mặt, kg/s.

Ví dụ 8.4. Hãy xác định lượng nhiệt hấp thụ của tấm màn bộ quá nhiệt và số gia entanpi của khối. Khi tiến hành các tính toán lấy nhiệt độ khối $\vartheta' = 1060^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 950^\circ\text{C}$; entanpi $H' = 11983$ kJ/kg; $H'' = 10605$ kJ/kg, môi chất làm việc $t' = 417^\circ\text{C}$; $p' = 14,96$ MPa; $p'' = 14,67$ MPa; $h' = 3047$ kJ/kg; $\varphi = 0,996$; $D = 136,81$ kg/s; $q_{l,s} = 69,7$ kW/m²; $F_{l,vào} = 52$ m²; $F_{l,ra} = 45$ m². Nhiên liệu là than đá; $B_p = 9,76$ kg/s; bề dày hiệu quả của lớp bức xạ $s = 0,84$ m; áp

suất ở đường khối 0,1 MPa; $r_{H_2O} = 0,091$; $r_n = 0,231$; $\mu_{z1} = 0,023$; $\varphi_s = 0,14$. Loại máy nghiền tốc độ trung bình; nhiệt hấp thụ phụ của các bề mặt khác trong vùng bố trí tấm màn $Q_{ph} = 91$ kJ/kg.

Bài giải: 1. Ta xác định theo (8.9) lượng nhiệt hấp thụ theo cân bằng nhiệt của bộ quá nhiệt tấm màn:

$$Q_{\sigma} = (11983 - 10605) 0,996 - 91 = 1281,5 \text{ kJ/kg}$$

2. Nhiệt độ trung bình của sản phẩm cháy:

$$\vartheta_{tb} = (1060 + 950) 0,5 = 1006^{\circ}\text{C};$$

$$T_{tb} = 1005 + 273 = 1278 \text{ K}$$

3. Xác định hệ số bức xạ của thể tích khối nằm giữa các tấm màn của bộ quá nhiệt tấm màn (theo số liệu bài 4.1):

$$\text{Tích } p_{n,s} = 0,1 \cdot 0,231 \cdot 0,84 = 0,0194 \text{ m.MPa}$$

Hệ số làm yếu bức xạ:

$$k_r = 10,56 \text{ 1/(m.MPa)}; k_{z1} = 74,76 \text{ 1/(m.MPa)};$$

Bề dày quang học của dòng khối bụi:

$$kps = (10,56 \cdot 0,231 + 74,76 \cdot 0,0227) 0,1 \cdot 0,84 = 0,347$$

Hệ số bức xạ:

$$\varepsilon = 1 - e^{-0,347} = 0,293$$

4. Theo (8.11a) xác định nhiệt qua mặt phẳng tiết diện vào của tấm màn.

$$Q_{l,vào} = 69,7 \cdot 52,0/9,76 = 371,7 \text{ kJ/kg}$$

5. Như vậy, ở tiết diện đầu ra của tấm màn:

$$Q_{l,ra} = \frac{371,4(1 - 0,293)0,14}{0,97} + \frac{5,67 \cdot 10^{-11} \times 0,293 \times 45,0 \times 12784 \times 0,5}{9,76}$$

$$= 140,8 \text{ kJ/kg}$$

ở đây hệ số hiệu chỉnh $\beta = 0,97$ ở $\vartheta = 1060^{\circ}\text{C}$ - theo hình P2 của phụ lục.

6. Nhiệt hấp thụ bức xạ của tấm màn từ buồng đốt theo (8.10):

$$Q_{l,s} = 371,4 - 140,8 = 230,6 \text{ kJ/kg}$$

7. Sự tăng entanpi hơi ở tấm màn:

$$\Delta h_s = (1281,5 + 230,6) \frac{9,76}{136,81} = 107,9 \text{ kJ/kg}$$

Entanpi và nhiệt độ hơi ở đầu ra tấm màn:

$$h''_s = 3043,9 + 107,9 = 3151,8 \text{ kJ/kg}; \quad t''_s = 446^{\circ}\text{C}.$$

Ví dụ 8.5. Hệ số bức xạ trong tấm màn của bộ quá nhiệt, hệ số góc và sự hấp thụ nhiệt bức xạ từ buồng đốt thay đổi thế nào khi thay đổi bước ngang giữa các tấm của bộ quá nhiệt từ $s_1 = 600$ tới $s_1 = 1200$ mm? Khi thực hiện tính toán lấy: $\vartheta' = 1212^\circ\text{C}$; $\vartheta'' = 1080^\circ\text{C}$; áp suất ở đường khói $p = 0,1$ MPa; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,1188$; $r_n = 0,2566$; chiều cao đoạn tấm màn $h_s = 9000$ mm; chiều sâu của đoạn $c = 2800$ mm;

Bài giải: 1. Phương án đầu với $s_1 = 600$ mm. Nhiệt độ trung bình của sản phẩm cháy:

$$\vartheta_{tb} = (1212 + 1080) \cdot 0,5 = 1146^\circ\text{C} \text{ hay } T_{tb} = 1146 + 273 = 1419\text{K}$$

Tích $p_n s = 0,1 \cdot 0,257 \cdot 0,843 = 0,0216$ m.MPa, ở đây bề dày hiệu quả của lớp bức xạ:

$$s = \frac{1,8}{\frac{1}{9,0} + \frac{1}{2,8} + \frac{1}{0,6}} = 0,843 \text{ m}$$

Hệ số làm yếu bức xạ $k_r = 9,438 \text{ (m.Mpa)}^{-1}$ và bề dày quang học của dòng khí:

$$k_{ps} = k_r p_n s = 9,438 \cdot 0,1 \cdot 0,2566 \cdot 0,843 = 0,204$$

Hệ số bức xạ:

$$\varepsilon = 1 - e^{-0,204} = 0,185$$

2. Phương án 2 có $s_1 = 1200$ mm. Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ:

$$s = \frac{1,8}{\frac{1}{9,0} + \frac{1}{2,8} + \frac{1}{1,2}} = 1,383 \text{ m}$$

Tích $p_n s = 0,1 \cdot 0,257 \cdot 1,383 = 0,355$ m.MPa. Hệ số làm yếu bức xạ và bề dày quang học của lớp bức xạ $k_r = 7,26 \text{ (m.Mpa)}^{-1}$;

$$k_{ps} = 7,26 \cdot 0,1 \cdot 0,2566 \cdot 1,383 = 0,258$$

Hệ số bức xạ:

$$\varepsilon = 1 - e^{-0,258} = 0,227$$

Do đó, trong trường hợp đã cho sự tăng bước ngang giữa các tấm màn gấp 2 lần làm tăng hệ số bức xạ của thể tích khí vào cỡ 1,23 lần.

Ví dụ 8.6. Hãy xác định nhiệt hấp thụ của giàn feston hai hàng được đặt ở đầu ra từ buồng đốt lò hơi và là hệ thống ống dẫn của giàn sau của buồng đốt.

Khi tiến hành các tính toán lấy các ống dẫn $\phi 133$ mm, bề dày 6 mm, bố trí kiểu song song, bước ngang $s_1 = 750$ mm, bước dọc $s_2 = 150$ mm, các kích thước đường khói $a = 9200$ mm và $b = 5000$ mm; nhiên liệu là than nâu; $B_p =$

10,09 kg/s; $\theta' = 1012^\circ\text{C}$; $\theta'' = 1003^\circ\text{C}$; $q_{1,\phi} = 96,3 \text{ kW/m}^2$ và entanpi đầu ra $H'' = 6701,8 \text{ kJ/kg}$.

Bài giải: 1. Xác định bề mặt bức xạ giàn feston. Hệ số góc của giàn feston (hình P1 của phụ lục) ở $s_1/d = 750/60 = 12,5$; $x_\phi = 0,2 + (1 - 0,2) \cdot 0,2 = 0,36$; $F_{1,\phi} = 9,2 \cdot 5,0 \cdot 0,36 = 16,56 \text{ m}^2$.

2. Nhiệt hấp thụ bức xạ của giàn feston từ buồng đốt:

$$Q_{1,\phi} = 96,3 \cdot 16,56 / 10,09 = 158,05 \text{ kJ/kg}$$

3. Nhiệt hấp thụ của các ống giàn feston (do trao đổi nhiệt với khói):

$$Q_\sigma = (6785,9 - 6701,8) \cdot 0,9935 = 83,6 \text{ kJ/kg}$$

4. Nhiệt hấp thụ toàn phần của các ống giàn feston.

$$Q_\phi = Q_{1,\phi} + Q_\sigma = 158,05 + 83,6 = 241,65 \text{ kJ/kg}$$

Như đã thấy ở giàn feston hai hàng, lượng nhiệt thu được bởi bức xạ từ buồng đốt có thể vượt quá lượng nhiệt thu được từ sản phẩm cháy bởi đối lưu và bức xạ giữa các ống.

BÀI TẬP

Bài 8.5. Lượng nhiệt bức xạ từ buồng đốt do bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu nhận được thay đổi thế nào khi tăng chiều cao tấm màn từ 7,0 tới 9,0 m? Khi giải bài toán lấy bước ngang giữa các tấm $s_1 = 600 \text{ mm}$; chiều sâu tấm 2,8 m; diện tích bề mặt cửa vào của bộ quá nhiệt $174,0 \text{ m}^2$ (ở chiều cao 7,0 m) và $225,3 \text{ m}^2$ (ở chiều cao 9,0 m); diện tích bề mặt cửa ra $88,8 \text{ m}^2$ (chiều cao 7,0m) và $114,2 \text{ m}^2$ (chiều cao 9,0 m); dùng nhiên liệu mazut; $B_p = 19,278 \text{ kg/s}$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,119$; $r_n = 0,257$; cường độ dòng nhiệt $q_{1,s} = 19,5 \text{ kW/m}^2$; nhiệt độ trung bình của khói ở bộ quá nhiệt 1160°C ; hệ số trao đổi nhiệt tương hỗ (buồng đốt - tấm chắn) $\beta = 0,76$.

Bài 8.6. Lượng nhiệt bức xạ từ buồng đốt trong 1 đơn vị thời gian thay đổi thế nào nếu thay thế mazut bằng đốt nhiên liệu rắn? Hãy so sánh ở các kích thước hình học như nhau của bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu: chiều cao đoạn 9000 mm; chiều sâu 2800 mm; bước giữa chúng 600 mm; bề mặt cửa vào $225,3 \text{ m}^2$; bề mặt cửa ra $114,2 \text{ m}^2$, các số liệu theo mazut lấy theo bài 8.5. Nhiên liệu rắn $B_p = 63,7 \text{ kg/s}$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,168$; $r_n = 0,305$; $\mu_{21} = 0,017$; máy nghiền tốc độ trung bình; $q_{1,s} = 19,5 \text{ kW/m}^2$. Nhiệt độ khói ở cả hai trường hợp lấy ở đầu ra buồng đốt 1150°C , sau bộ quá nhiệt 1050°C .

Bài 8.7. Hãy xác định nhiệt hấp thụ cân bằng của bộ quá nhiệt đối lưu – bức xạ, nhiệt bức xạ mà nó thu được từ buồng đốt và sự gia tăng entanpi hơi trong chúng. Khi thực hiện tính toán lấy nhiên liệu mazut; $\vartheta' = 1272^\circ\text{C}$; $H' = 24\,350\text{ kJ/kg}$; $H'' = 20758\text{ kJ/kg}$; $Q_{ph} = 420\text{ kJ/kg}$; $t' = 365^\circ\text{C}$; $p' = 14,72\text{ MPa}$; $p'' = 14,32\text{ MPa}$; $h' = 2814,4\text{ kJ/kg}$; $B_p = 117\text{ m}^2$; $\varphi = 0,997$; $D_s = 175,75\text{ kg/s}$; $q_{l,s} = 57,9\text{ kW/m}^2$; $F_{l,vào} = 171\text{ m}^2$; $F_{l,ra} = 117\text{ m}^2$; bề dày hiệu quả lớp bức xạ $s = 0,872\text{ m}$; áp suất ở đường khối $p = 0,1\text{ MPa}$; $r_{H_2O} = 0,187$; $r_n = 0,281$; $\varphi_s = 0,174$.

8.3. TÍNH TOÁN NHIỆT CỦA CÁC BỀ MẶT GIA NHIỆT ĐỐI LƯU - BỨC XẠ

Cơ sở tính toán nhiệt của các bề mặt bức xạ - đối lưu là đẳng thức hấp thụ nhiệt $Q_T = Q_\sigma$, ở đây $Q_T = F \cdot k \Delta t / B_p$ - nhiệt hấp thụ của bề mặt đốt do trao đổi nhiệt đối lưu và bức xạ, kJ/kg ; $Q_\sigma = (H' - H'') \varphi - Q_{ph}$ - nhiệt bề mặt hấp thụ thu được từ sản phẩm cháy theo cân bằng nhiệt, kJ/kg .

Hệ số truyền nhiệt được tính theo mục 6.3 (xem bảng 6.2):

$$k = \frac{\alpha_1}{1 + (\varepsilon + 1/\alpha_2)\alpha_1 (1 + Q_{l,s}/Q_\sigma)} \quad (8.15)$$

Q_{ph} nhiệt hấp thụ của các bề mặt phụ (trên tường) nằm ở trong vùng phân bố bề mặt đối lưu bức xạ, kJ/kg ; thường ta xác định từ đẳng thức $Q_{ph} = Q_T$ đối với các kích thước F_{ph} , m^2 và độ chênh nhiệt độ Δt_{ph} , $^\circ\text{C}$, bề mặt đã cho nhưng sự sử dụng hệ số truyền nhiệt tổng theo (8.15); H' , H'' - entanpi của khối ở đầu vào bề mặt và ở đầu ra từ nó, kJ/kg .

α_1 - hệ số toả nhiệt từ phía sản phẩm cháy đối với bề mặt tính toán, $\text{kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, xác định theo công thức:

$$\alpha_1 = \xi \left(\alpha_K \frac{\pi d}{2s_2 x} + \alpha_l \right) \quad (8.16)$$

ở đây α_K - hệ số toả nhiệt bởi đối lưu, $\text{kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, được xác định theo (6.9); α_l - hệ số toả nhiệt bởi bức xạ của các sản phẩm cháy, $\text{kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, được xác định theo (6.10) ở nhiệt độ trung bình của dòng T_{tb} và bề dày hiệu quả của lớp bức xạ s , m ; ξ - hệ số sử dụng đối với các tấm màn được bố trí ở phần trên của buồng đốt và trong các đường khối đối lưu nằm ngang, phụ thuộc vào tốc độ khối và ở $w_r \geq 4\text{ m/s}$ ta lấy $\xi = 0,85$.

Hệ số bám bẩn bề mặt ε đối với các bộ quá nhiệt đối lưu khi đốt các nhiên liệu rắn phụ thuộc vào các tính chất của nhiên liệu và nhiệt độ sản phẩm cháy, được xác định theo hình P13 của phụ lục. Khi đốt mazut hệ số bám bẩn phụ

thuộc vào tốc độ khối và được lấy theo hình P14 của phụ lục. Đối với khí tự nhiên giá trị $\varepsilon = 0$.

Việc xác định nhiệt độ vách bị bám bẩn của tấm màn (để tính toán α_1) được thực hiện theo nhiệt hấp thụ toàn phần của bề mặt (có tính đến bức xạ từ thể tích buồng đốt) theo (6.11):

$$q_B = (Q_G + Q_{l,s})B_p/F_p \quad (8.17)$$

Khi đốt các khí tự nhiên $t_z = t_{p,c} + 25^\circ\text{C}$, đối với các ống của giàn feston ở đầu ra buồng đốt, trong tất cả trường hợp $t_z = t_{p,c} + 80^\circ\text{C}$.

Thứ tự (thuật toán) tính bề mặt được xác định bởi phương thức tính toán. Mục đích cuối cùng của tính toán thiết kế là xác định diện tích bề mặt gia nhiệt cần thiết để làm mát sản phẩm cháy tới nhiệt độ đã cho. Nếu cho rằng các quan hệ trong (8.15) chỉ có thể xác định đối với các hình dạng hình học cụ thể của bề mặt, thì cần chọn trước chúng, sau đó tính chính xác lại.

Khi tiến hành tính toán kiểm tra, yêu cầu theo các kích thước hình học đã cho của bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu xác định nhiệt độ thực của khối sau các bề mặt và độ tăng nhiệt độ của môi chất làm việc. Tính toán kiểm tra bắt đầu từ việc giải thích sơ bộ nhiệt độ khối sau bề mặt hay nhiệt hấp thụ theo cân bằng nhiệt của bề mặt. Đối với các giá trị lấy đó ta xác định các hệ số tỏa nhiệt α_K , α_1 , α_2 và hệ số truyền nhiệt theo (8.15); độ chênh nhiệt độ, nhiệt lượng hấp thụ bởi bức xạ từ buồng đốt và nhiệt lượng truyền cho bề mặt khi trao đổi nhiệt đối lưu Q_T . Nếu đối với nhiệt độ khối đã chọn sau bề mặt, độ sai lệch bằng giữa Q_G và Q_T vượt giá trị cho phép, thì ta lấy giá trị mới của nhiệt độ. Tính toán được thực hiện tới khi thỏa mãn điều kiện $|Q_G - Q_T|/Q_G \leq \delta$, ở đây δ - sai số đã cho của tính toán (đối với các bề mặt bức xạ - đối lưu của tấm màn $\delta = 0,02$).

Ví dụ 8.8. Hãy thực hiện tính toán nhiệt thiết kế bộ quá nhiệt đối lưu - bức xạ tấm màn của lò hơi có năng suất hơi 138,89 kg/s ở áp suất hơi quá nhiệt $p_{n,1} = 14$ MPa và đốt mazut. Khi giải bài toán lấy $\theta' = 1216^\circ\text{C}$; $H' = 24041$ kJ/kg; $\theta'' = 1100^\circ\text{C}$; $H'' = 21529$ kJ/kg; $t' = 380^\circ\text{C}$; $h' = 2868,8$ kJ/kg; $p' = 15$ MPa; $p'' = 15,4$ MPa; $D = 137,22$ kg/s; bề rộng đường khối 13520 mm; chiều cao đường khối 1750 mm; chiều cao tấm 7000 mm; $r_{H_2O} = 0,127$; $r_n = 0,262$; $p = 0,1$ MPa; $q_{l,s} = 80$ kW/m²; $B_p = 9,20$ kg/s; $Q_{ph} = 400$ kJ/kg; $\varphi = 0,996$; $V_1 = 12,54$ m³/kg.

Bài giải: 1. Chọn bước ngang s_1 và đường kính d . Tương ứng với bài 8.1 lấy bước giữa các tấm $s_1 = 720$ mm. Đường kính ống trong bộ quá nhiệt bức xạ đối lưu lấy 32 mm có bề dày thành 5 mm (được sử dụng rộng rãi trong các lò

hời cho các thông số này).

2. Xác định số lượng các tấm z_1 (tấm màn): $z_1 = 13520 / 720 = 18,8$. Ta lấy số chẵn $z_1 = 18$ đoạn.

3. Tương ứng với bài 8.1 lấy sơ bộ tốc độ khối lượng $900 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$.

4. Ta xác định số các ống ở một tấm theo (8.3):

$$n = \frac{137,22}{0,785 \times 0,022^2 \times 18 \times 900} = 22,23 \text{ cái}$$

Ta lấy số lượng ống trong đoạn $n = 22$ cái, khi đó tiết diện: $f_n = 0,785 \cdot 0,022^2 \cdot 18 \cdot 22 = 0,15 \text{ m}^2$.

5. Xác định chiều sâu tấm màn. Ta lấy (tương ứng với các kinh nghiệm thiết kế bề mặt tấm màn về phân bố ống trong tấm màn) khe hở 3 mm. Khi đó, $s_2 = 35 \text{ mm}$, và độ sâu tấm có hình U là $c = (35 \cdot 21) + 2 \cdot 135 = 1740 \text{ mm}$.

6. Bề dày hiệu quả của lớp bức xạ theo (8.6) và hệ số góc theo (8.5):

$$s = \frac{1,8}{\frac{1}{7,0} + \frac{1}{1,740} + \frac{1}{0,720}} = 0,855 \text{ m};$$

$$\varphi_s = \sqrt{\left(\frac{1,74}{0,720}\right)^2 + 1} - \frac{1,74}{0,720} = 0,198$$

7. Xác định bề mặt các tiết diện vào và ra của tấm màn:

$$F_{l,ra} = F_{l,vào} = 7,0 \cdot 13,52 = 94,6 \text{ m}^2$$

8. Tính toán hệ số bức xạ trong bộ quá nhiệt. Nhiệt độ trung bình khối:

$$\vartheta_{tb} = 0,5 (1216 + 1100) = 1158^\circ\text{C}; T_{tb} = 1158 + 273 = 1431\text{K}$$

Tích $p_n s = 0,1 \cdot 0,262 \cdot 0,855 = 0,022 \text{ MPa}$;

Hệ số hấp thụ bức xạ bởi các khí ba nguyên tử:

$$k_r = \left[\frac{0,78 + 1,6 \times 0,127}{0,316 \times (0,022)^{0,5}} - 1,0 \right] \cdot \left(1 - 0,37 \frac{1431}{1000} \right) = 9,311 \text{ 1}/(\text{MPa} \cdot \text{m})$$

Bề dày quang học của lớp bức xạ:

$$kps = 9,31 \cdot 0,1 \cdot 0,262 \cdot 0,855 = 0,209$$

Hệ số bức xạ:

$$\epsilon = 1 - e^{-0,209} = 0,188$$

9. Xác định $Q_{l,vào}$, $Q_{l,ra}$, $Q_{l,s}$ theo (8.9) và (8.10):

$$Q_{l.vào} = \frac{818,1(1 - 0,188)0,198}{0,75} + 5,67 \cdot 10^{-11} \cdot 0,188 \cdot 94,6 \cdot 1431^4 \cdot \frac{0,5}{9,25} =$$

$$= 405,2 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{l.ra} = 818,2 - 405,2 = 413 \text{ kJ/kg}$$

10. Lượng nhiệt hấp thụ theo cân bằng nhiệt của bộ quá nhiệt đối lưu - bức xạ theo (8.8):

$$Q_{\sigma} = (24\,041 - 21\,529) 0,9964 - 400 = 2103,0 \text{ kJ/kg}$$

11. Số gia của entanpi hơi ở bộ quá nhiệt tấm màn theo (8.13):

$$\Delta h_s = (2103 + 413) 9,25/137,22 = 169,6 \text{ kJ/kg}$$

Entanpi và nhiệt độ hơi sau bề mặt của bộ quá nhiệt:

$$h' = 2868,8 + 169,6 = 3038,4 \text{ kJ/kg}$$

Ở $p'' = 15,4 \text{ MPa}$, theo các bảng nhiệt động của nước và hơi nước $t'' = 418^\circ\text{C}$. Nhiệt độ trung bình hơi $t_b = 0,5(380 + 418) = 399^\circ\text{C}$ và thể tích riêng của hơi $v = 0,01493 \text{ m}^3/\text{kg}$.

12. Tốc độ hơi trong các ống:

$$w_n = \frac{137,22 \times 0,01493}{0,15} = 13,6 \text{ m/s}$$

13. Hệ số toả nhiệt từ thành ống vào hơi theo (6.13):

$$\alpha_2 = 0,023 \frac{8,51 \cdot 10^{-5}}{0,022} \left(\frac{13,6 \times 0,022}{0,403 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} \cdot 1,397^{0,4} = 5,055 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

14. Xác định các hệ số toả nhiệt và hệ số truyền nhiệt.

Tiết diện khối đi qua theo (8.3):

$$F_r = 7,15 \cdot 13,52 - 7,0 \cdot 0,032 \cdot 18 = 92,6 \text{ m}^2$$

Tốc độ sản phẩm cháy ở vùng tấm màn:

$$w_z = \frac{12,54 \times 9,25 \times 1431}{92,6 \times 273} = 6,6 \text{ m/s}$$

Theo (6.9) ta xác định α_k : Hiệu chỉnh cho số các hàng ống $C_z = 1,0$, bởi vì ở tấm màn $z_2 > 10$; giá trị $\sigma_1 = 3$; $\sigma_2 = 35/32 = 1,094$;

$$C_s = [1 + (2 \cdot \sigma_1 - 3)(1 - \sigma_2/2)^3]^{-2} = [1 + (2 \cdot 3 - 3)(1 - 1,094/2)^3]^{-2} = 0,611$$

Ở nhiệt độ 1158°C theo bảng P11 và hình P4 (phụ lục) ta tìm được các tính chất vật lý của sản phẩm cháy:

$$\nu = 202,35 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \lambda = 12,22 \cdot 10^{-5} \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{K}); \text{Pr} = 0,55;$$

$$\alpha_k = 0,2 \cdot 1,0 \cdot 0,611 \cdot \frac{12,22 \cdot 10^{-5}}{0,032} \left(\frac{6,6 \times 0,032}{202,35 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,65} \cdot 0,55^{0,33} =$$

$$= 35,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Theo (8.16) ta xác định nhiệt độ lớp bám bẩn của vách ống. Sơ bộ theo hình P14 của phụ lục, hệ số lớp bám bẩn ϵ_z ở tốc độ khối 6,6 m/s bằng 3,1 ($\text{m}^2 \cdot \text{K}$)/kW. Nhiệt độ lớp bám bẩn:

$$t_z = 399 + \left(3,1 + \frac{1}{5,055} \right) \frac{(2103,0 + 413) \times 9,25}{389} = 596^\circ\text{C};$$

$$T_z = 596 + 273 = 869\text{K}$$

Diện tích bề mặt gia nhiệt được lấy sơ bộ từ số lượng ống đã cho:

$$F = [0,035 / (22 - 1) 7,0 \cdot 2 + 0,035 (22 - 1) \cdot 0,27] \cdot 18 \cdot 2 \cdot 0,98$$

$$= 398 \text{ m}^2;$$

Hệ số toả nhiệt bởi bức xạ:

$$\alpha_1 = 5,17 \cdot 10^{-11} \cdot 0,188 \cdot 1431^3 \cdot \frac{1 - \left(\frac{869}{1431} \right)^{3,6}}{1 - \frac{869}{1431}} = 60,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Hệ số sử dụng $\xi = 0,85$ bởi vì $w, > 4,0 \text{ m/s}$, khi đó :

$$\alpha_l = 0,85 \left(35,2 \cdot 10^{-3} \frac{\pi \times 0,032}{2 \times 0,035 \times 0,98} + 60,5 \cdot 10^{-3} \right)$$

$$= 95,3 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Xác định hệ số truyền nhiệt theo (8.15):

$$k = \frac{95,3 \cdot 10^{-3}}{1 + \left(1 + \frac{413}{2103} \right) \left(3,1 + \frac{1}{5,055} \right) 95,3 \cdot 10^{-3}}$$

$$= 69,3 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

15. Xác định độ chênh nhiệt độ theo (6.25):

$$\Delta t = \frac{(1216 - 380) - (1100 - 418)}{\ln(836/682)} = 756,4^\circ\text{C}$$

Khi đó bề mặt đốt cần thiết của bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu:

$$F = \frac{2103 \times 9,25}{756,4 \times 69,3 \cdot 10^{-3}} = 371 \text{ m}^2$$

Ở các số liệu kết cấu đã lấy bề mặt đốt theo bài tập này bằng 389 m^2 , độ sai lệch bằng $(389 - 371)/389 \cdot 100 = 5\%$, điều đó không cho phép. Khi giảm số lượng ống trong đoạn từ 22 tới 21, bề mặt đốt bằng $F' = 389 (21/22) = 371 \text{ m}^2$.

Các sự thay đổi của tấm, các tốc độ hơi, hệ số bức xạ khi đó không thay đổi đáng kể và có thể bỏ qua, không cần tính toán nhiệt chính xác lại.

Còn có thể có cách giải khác là giữ nguyên bề mặt của bộ quá nhiệt bức xạ đối lưu (389 m^2) và tính chính xác lại nhiệt độ các sản phẩm cháy sau nó.

Ví dụ 8.9. Hãy tiến hành tính nhiệt kiểm tra bộ quá nhiệt bức xạ đối lưu (ở dạng tấm màn) của lò hơi khi đốt than Donhexki. Trong đường khói của bộ quá nhiệt bức xạ đối lưu của bộ quá nhiệt ta đặt hai cấp (cấp ở giữa và cấp bên theo các tường đường khói) và các bề mặt phụ của các giàn ống tường bên và bộ quá nhiệt trần. Khi tiến hành tính toán ta lấy: $B_p = 17,444 \text{ kg/s}$; $\varphi = 0,996$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,091$; $r_n = 0,231$; $\mu_{z1} = 0,0227$; máy nghiền tốc độ trung bình: $V_r = 7,16 \text{ m}^3/\text{kg}$; $\vartheta' = 1060^\circ\text{C}$; $H'_r = 11983 \text{ kJ/kg}$; $H''_{r1000} = 11237 \text{ kJ/kg}$; $H''_{r900} = 9998 \text{ kJ/kg}$; $t' = 417^\circ\text{C}$; $p' = 14,96 \text{ MPa}$; $h' = 3046,7 \text{ kJ/kg}$; $p''_{cp} = 14,67 \text{ MPa}$; $p''_{kp} = 14,37 \text{ MPa}$; $t'_{\text{màn}} = 347^\circ\text{C}$; $t'_{\text{trần}} = 353^\circ\text{C}$; $D = 136,8 \text{ kg/s}$.

Các ống $\phi 32 \text{ mm}$ với $\delta = 5 \text{ mm}$; $s_1 = 644 \text{ mm}$; $s_2 = 35 \text{ mm}$; $s_{c\phi} = 0,84 \text{ m}$; $F_r = 129 \text{ m}^2$; $f_n = 342 \text{ m}^2$ (như nhau ở cả hai cấp); bề mặt đốt $F = 342 \text{ m}^2$ (mỗi cấp) của các giàn ống $F_{\text{màn}} = 43 \text{ m}^2$, bộ quá nhiệt trần $F_{\text{trần}} = 49 \text{ m}^2$; lượng nhiệt hấp thụ bởi bức xạ theo tính toán từ buồng đốt: $Q_{Ls} = 169 \text{ kJ/kg}$ (mỗi cấp); $Q_{L\text{màn}} = 21 \text{ kJ/kg}$; $Q_{L\text{trần}} = 24 \text{ kJ/kg}$. Không có lọt không khí từ ngoài vào.

Bài giải: 1. Xác định entanpi và nhiệt độ khối sau bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu và nhiệt độ trung bình của khối trong nó. Ta lấy sơ bộ $Q_{\sigma, cp} = 602 \text{ kJ/kg}$; $Q_{\sigma, kp} = 572 \text{ kJ/kg}$; $Q_{\sigma, màn} = 86 \text{ kJ/kg}$; $Q_{\sigma, trần} = 97 \text{ kJ/kg}$. Entanpi của khối sau bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu:

$$\begin{aligned} H'' &= H' - \frac{Q_{\sigma, cp} + Q_{\sigma, kp} + Q_{\sigma, màn} + Q_{\sigma, trần}}{\varphi} + \Delta\alpha_{np} H_{np}^0 \\ &= 11983 - \frac{602 + 572 + 86 + 97}{0,996} + 0 = 10\,621 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Entanpi này tương ứng $\vartheta'' = 950^\circ\text{C}$. Nhiệt độ trung bình của khối $\vartheta_{tb} = 0,5 (1060 + 950) = 1005^\circ\text{C}$.

2. Xác định entanpi và nhiệt độ hơi ở các cấp:

Cấp ở giữa:

$$\Delta h_{cp} = \frac{(602 + 169) 17,444}{136,8} = 98,3 \text{ kJ/kg}$$

$$h''_{cp} = 3046,7 + 98,3 = 3145,0 \text{ kJ/kg}; t''_{cp} = 444^\circ\text{C và } \bar{t}_{cp} = 0,5 (417 + 444) = 430,5^\circ\text{C}.$$

Cấp hai bên:

$$\Delta h_{kp} = \frac{(572 + 169) 17,444}{136,8} = 94,5 \text{ kJ/kg}$$

$$h''_{kp} = 3145,0 + 94,5 = 3239,5 \text{ kJ/kg};$$

$$t''_{kp} = 473^\circ\text{C}; \bar{t}_{kp} = 0,5 (444 + 473) = 458^\circ\text{C}$$

3. Độ chênh nhiệt độ ở các cấp của bộ quá nhiệt tấm màn:

$$\Delta t_{cp} = 1005 - 430,5 = 574,5^\circ\text{C}; \Delta t_{kp} = 1005 - 458 = 547^\circ\text{C}$$

4. Ta xác định tốc độ trung bình của các khí:

$$w_r = \frac{7,16 \times 17,444(1005 + 273)}{129 \times 273} = 4,5 \text{ m/s}$$

5. Hệ số toả nhiệt đối lưu từ khối vào thành ống và từ vách ống bên trong tới hơi ở các cấp.

Ở nhiệt độ trung bình khối $\vartheta_{tb} = 1005^\circ\text{C}$ và tốc độ khối 4,5 m/s có $\alpha_K = 27,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

Tốc độ hơi ở các cấp của bộ quá nhiệt:

Cấp giữa:

$$w_{n,cp} = \frac{136,8 \times 0,0177}{0,137} = 17,7 \text{ m/s}$$

Cấp hai bên:

$$w_{n,kp} = \frac{136,8 \times 0,0196}{0,137} = 19,6 \text{ m/s}$$

Các hệ số toả nhiệt: $\alpha_{zcp} = 4,706 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ và $\alpha_{zkp} = 4,3 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

6. Nhiệt độ lớp bám bẩn bên ngoài.

Hệ số bám bẩn theo hình P13 (phụ lục):

$$\varepsilon_z = 7,223 \text{ (m}^2 \cdot \text{K)/kW}$$

$$t_{z,cp} = 430,5 + \left(7,223 + \frac{1}{4,706} \right) \frac{602 + 169}{342} 17,444 = 722^\circ\text{C (995K)}$$

Cấp biên:

$$t_{z,kp} = 458 + \left(7,223 + \frac{1}{4,3}\right) \frac{572 + 169}{342} 17,444 = 740^{\circ}\text{C} \quad (1013\text{K})$$

7. Hệ số trao đổi nhiệt bức xạ trong bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu:

$$p_{ns} = p_{r,ns} = 0,1 \cdot 0,231 \cdot 0,84 = 0,0194 \text{ m.MPa};$$

$$k_r = 10,56 \text{ 1/(m.MPa)}; \quad k_{zl} = 74,76 \text{ 1/(m.MPa)};$$

$$kps = (10,56 \cdot 0,231 + 74,76 \cdot 0,0227) 0,1 \cdot 0,84 = 0,347;$$

$$\text{Hệ số bức xạ } \varepsilon = 1 - e^{-0,347} = 0,293.$$

Với các đặc tính môi chất khối tính được, ta có:

$$\alpha_{l,cp} = 90,4 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)} \text{ và } \alpha_{l,kp} = 92,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)}$$

8. Các hệ số toả nhiệt từ phía sản phẩm cháy theo (8.16):

$$\alpha_{l,cp} = 0,85 \left(27,7 \cdot 10^{-3} \frac{3,14 \times 0,032}{2 \times 0,035 \times 0,98} + 90,4 \cdot 10^{-3} \right)$$

$$= 111,3 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)};$$

$$\alpha_{l,kp} = 0,85 \left(27,7 \cdot 10^{-3} \frac{3,14 \times 0,032}{2 \times 0,035 \times 0,98} + 92,5 \cdot 10^{-3} \right)$$

$$= 113,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)}$$

9. Hệ số truyền nhiệt trong các cấp của bộ quá nhiệt theo (8.15):

$$k_{cp} = \frac{111,3 \cdot 10^{-3}}{1 + \left(1 + \frac{169}{602}\right) \left(7,223 + \frac{1}{4,706}\right) 111,3 \cdot 10^{-3}}$$

$$= 54,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)}$$

$$k_{kp} = \frac{113,1 \cdot 10^{-3}}{1 + \left(1 + \frac{169}{602}\right) \left(7,223 + \frac{1}{4,3}\right) 113,1 \cdot 10^{-3}}$$

$$= 54,05 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\text{.K)}$$

10. Lượng nhiệt hấp thụ của các cấp:

$$Q_{T,cp} = \frac{54,05 \cdot 10^3 \times 571,8 \times 342}{17,444} = 605 \text{ kJ/kg}$$

Độ chênh $Q_{T,cp}$ và $Q_{\sigma,cp}$ gần 0,5%, điều đó cho phép

$$Q_{T,kp} = \frac{54,05 \cdot 10^3 \times 543,5 \times 342}{17,444} = 576 \text{ kJ/kg}$$

Độ chênh $Q_{T.kp}$ và $Q_{\sigma.kp}$ vào cỡ 0,7%, điều đó cho phép.

11. Ta xác định nhiệt lượng hấp thụ của bề mặt đốt phụ:

Nhiệt lượng hấp thụ các giàn ống của tường bên của đường khói: độ chênh nhiệt độ $\Delta t_{màn} = \vartheta_{tb} - t_{tb.màn} = 1005 - 347 = 658^{\circ}\text{C}$.

$$Q_{màn} = \frac{54,02 \times 658 \times 43}{17,444} = 87,6 \text{ kJ/kg}$$

Lượng nhiệt hấp thụ của bộ quá nhiệt trần:

$$Q_{trần} = \frac{54,02 (1005 - 353) 49}{17,444} = 99,0 \text{ kJ/kg}$$

Ở trên ta lấy các giá trị $Q_{màn} = 86 \text{ kJ/kg}$ và $Q_{trần} = 97 \text{ kJ/kg}$ - gần với kết quả thu được trong tính toán.

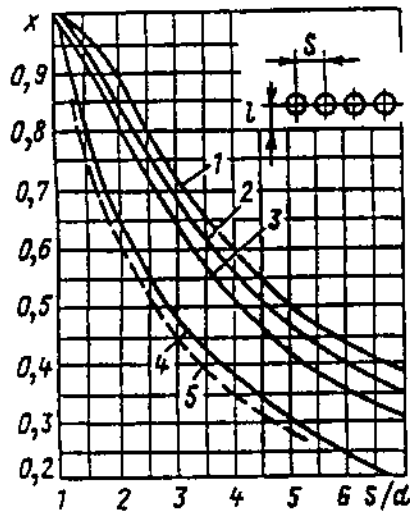
BÀI TẬP

Bài 8.8. Trong bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu, hãy so sánh các hệ số toả nhiệt từ khối vào thành bởi đối lưu và bức xạ α_1 ở tốc độ sản phẩm cháy 3,5 và 8,0 m/s. Khi thực hiện các tính toán lấy ống có đường kính $\phi 36 \text{ mm}$ có các bước $s_1 = 71 \text{ mm}$; $s_2 = 39 \text{ mm}$; $z_2 > 10$; $F_s = 860 \text{ m}^2$; $s_{c\phi} = 0,840 \text{ m}$; $\vartheta_{tb} = 1000^{\circ}\text{C}$; $t_{tb} = 400^{\circ}\text{C}$; $\alpha_2 = 5 \text{ kW}/(\text{m}^2.\text{K})$; $B_p = 22,278 \text{ kg/s}$; $\varphi = 0,997$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,072$; $r_{\text{KO}_2} = 0,148$; $\mu_{\text{H}_2\text{O}} = 0,01 \text{ kg/kg}$; máy nghiền tốc độ trung bình; $Q_{\sigma} = 800 \text{ kJ/kg}$; $Q_{\text{li}} = 300 \text{ kJ/kg}$; nhiên liệu là than đá, để đóng xỉ ngay cả khi có thổi bụi bề mặt.

Bài 8.9. Hệ số truyền nhiệt trong bộ quá nhiệt đối lưu - bức xạ thay đổi thế nào khi chuyển từ đốt mazut sang khí tự nhiên? Khi tiến hành các tính toán lấy: $\alpha_K = 38,0 \cdot 10^{-3} \text{ kJ}/(\text{m}^2.\text{K})$; $\alpha_1 = 64,5 \cdot 10^{-3} \text{ kJ}/(\text{m}^2.\text{K})$; $\alpha_2 = 5,5 \text{ kJ}/(\text{m}^2.\text{K})$; $Q_1/Q_8 = 0,253$ khi đốt mazut và $Q_1/Q_8 = 0,117$ khi đốt khí tự nhiên. Tốc độ của sản phẩm cháy 7,0 m/s các ống $\phi 32 \text{ mm}$ có bước $s_2 = 35 \text{ mm}$; $\xi = 0,85$.

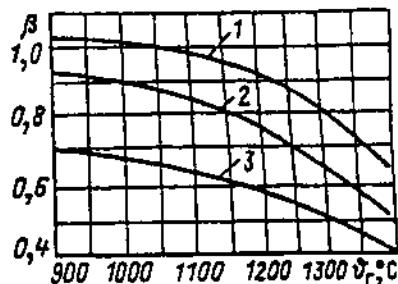
Bài 8.10. Bề mặt cần thiết của bộ quá nhiệt bức xạ - đối lưu của lò hơi trong ví dụ 8.8 thay đổi thế nào khi đốt khí tự nhiên và đảm bảo làm mát các khí ở chính khoảng nhiệt độ khói đó? Khi giải bài toán tính đến khả năng tăng bước dọc các ống trong các phân đoạn, lấy: $s_2 = 40 \text{ mm}$ với đảm bảo số lượng các đoạn. Đối với các sản phẩm cháy lấy: $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,193$; $r_n = 0,283$; $p = 0,1 \text{ MPa}$; $q_{\text{xi}} = 80 \text{ kW/m}^2$; $B_p = 10,388 \text{ m}^3/\text{s}$; $Q_{\text{hỗ sung}} = 283 \text{ kJ/m}^3$; $\varphi = 0,966$; $V_1 = 10,99 \text{ m}^3/\text{m}^3$. Entanpi của sản phẩm cháy lấy ở $\vartheta = 1300^{\circ}\text{C}$ là $H_g = 22521 \text{ kJ/m}^3$; ở $\vartheta = 1200^{\circ}\text{C}$ là $H_g = 20586 \text{ kJ/m}^3$; $\vartheta = 1100^{\circ}\text{C}$: $H_g = 18707 \text{ kJ/m}^3$; $\alpha_T = 1,1$. Các đặc tính hơi ở đầu vào $t' = 380^{\circ}\text{C}$; $h' = 2868,8 \text{ kJ/kg}$.

PHỤ LỤC



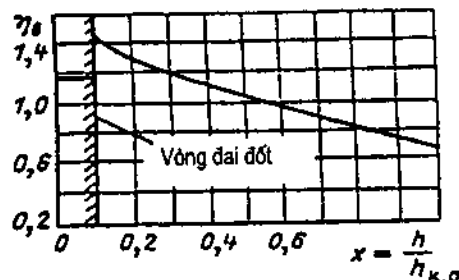
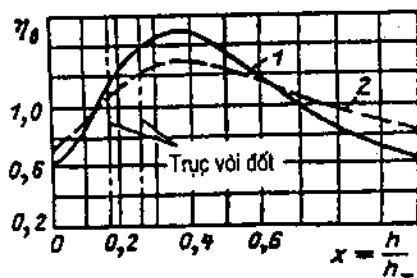
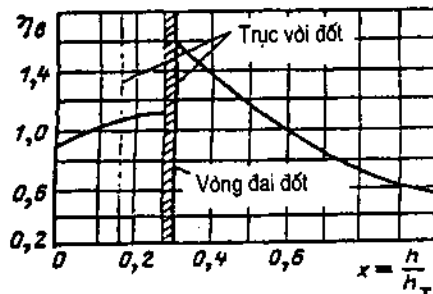
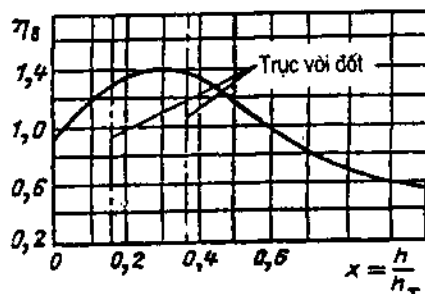
Hình P1. Hệ số góc của giàn ống tròn một hàng:

1- Có tính đến bức xạ của tường, $e \geq 1,4d$; 2- như vậy, $e = 0,8d$; 3- như vậy, $e = 0,5d$; 4- như vậy, $e = 0$; 5- không tính bức xạ nhiệt của tường.

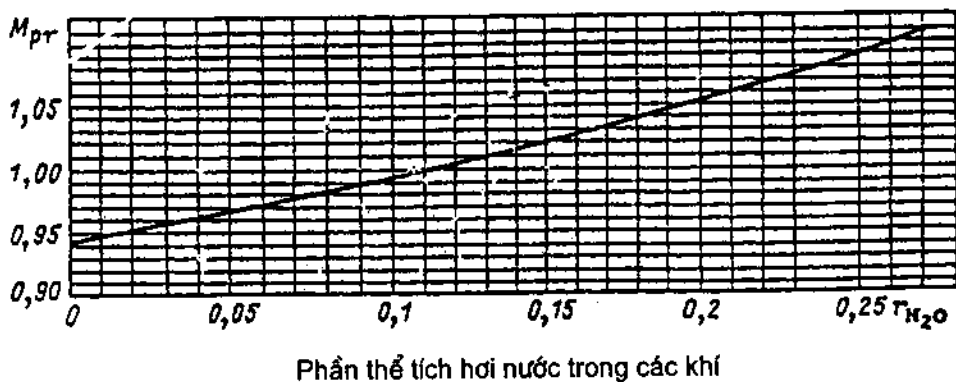
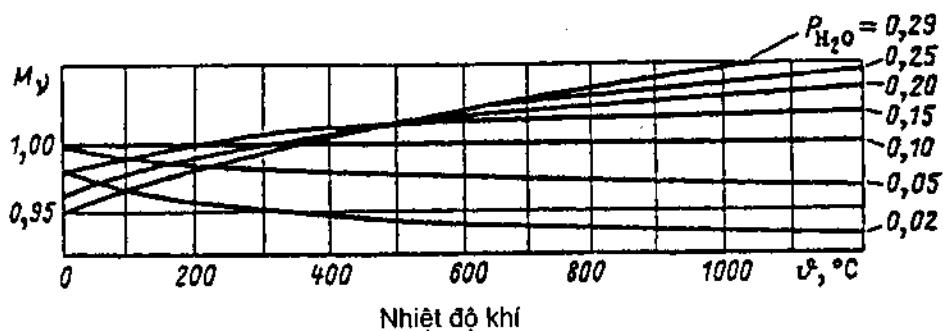
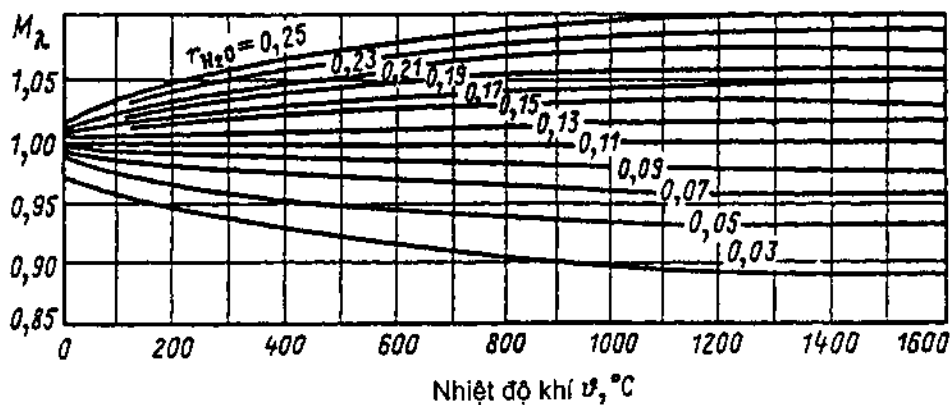


Hình P2. Hệ số β tính đến sự trao đổi nhiệt giữa buồng đốt và bề mặt tấm màn đến của bộ quá nhiệt:

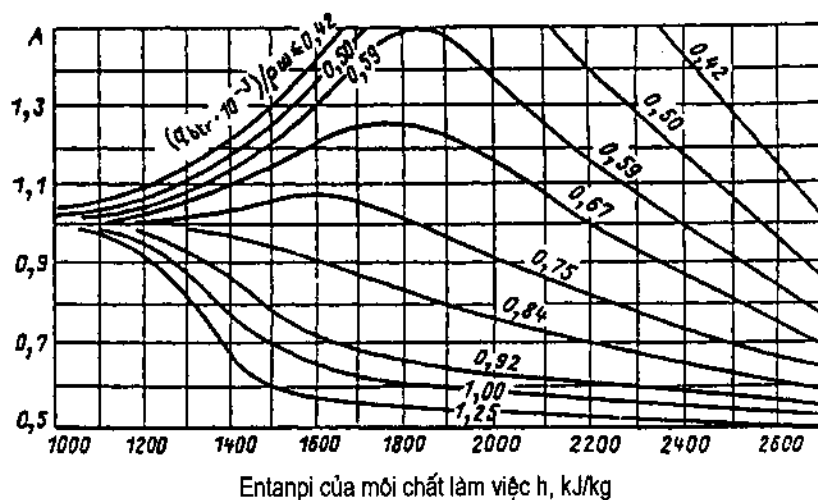
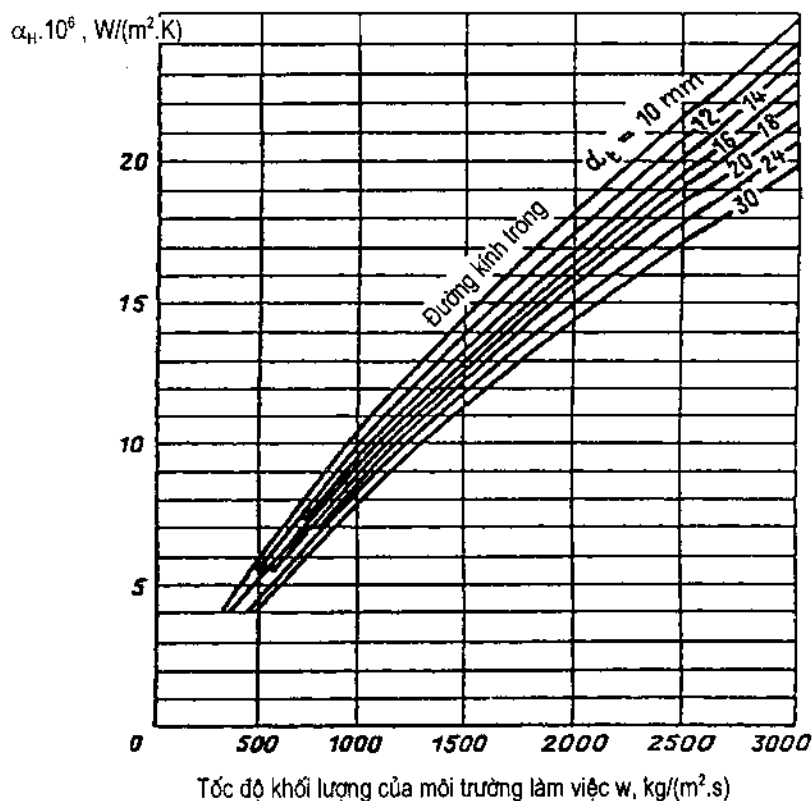
1- nhiên liệu rắn; 2- mazut;
3- nhiên liệu khí.



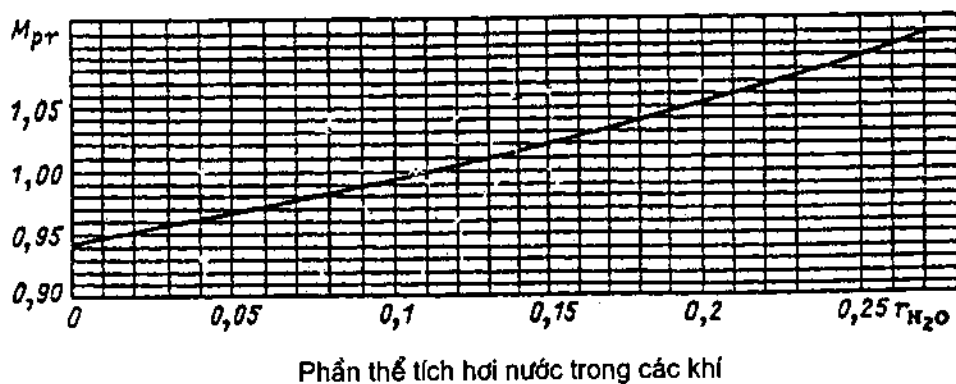
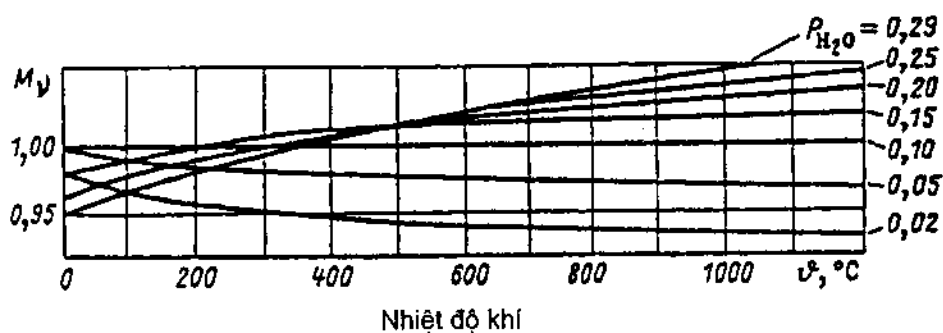
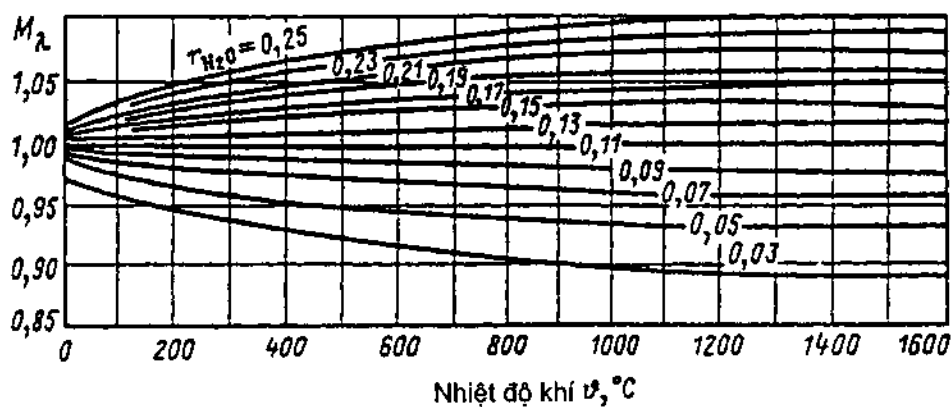
Hình P3. Hệ số phân bố sự hấp thụ nhiệt theo chiều cao buồng đốt: a- buồng đốt khí - mazut; b- buồng đốt bột than (thải xỉ rắn); 1- than antraxit, than gầy và than đá, than nâu khô; 2- than nâu và than bùn; 3- buồng đốt bột than (thải xỉ lỏng); 4- buồng làm mát của buồng đốt hỗn hợp.



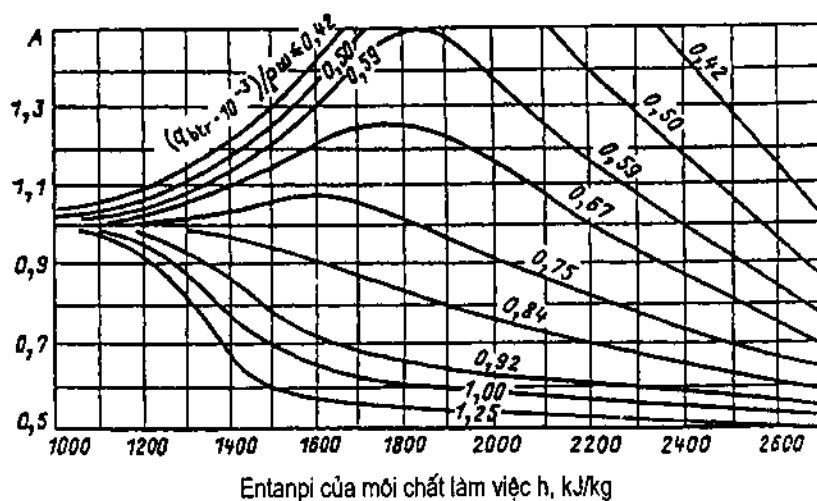
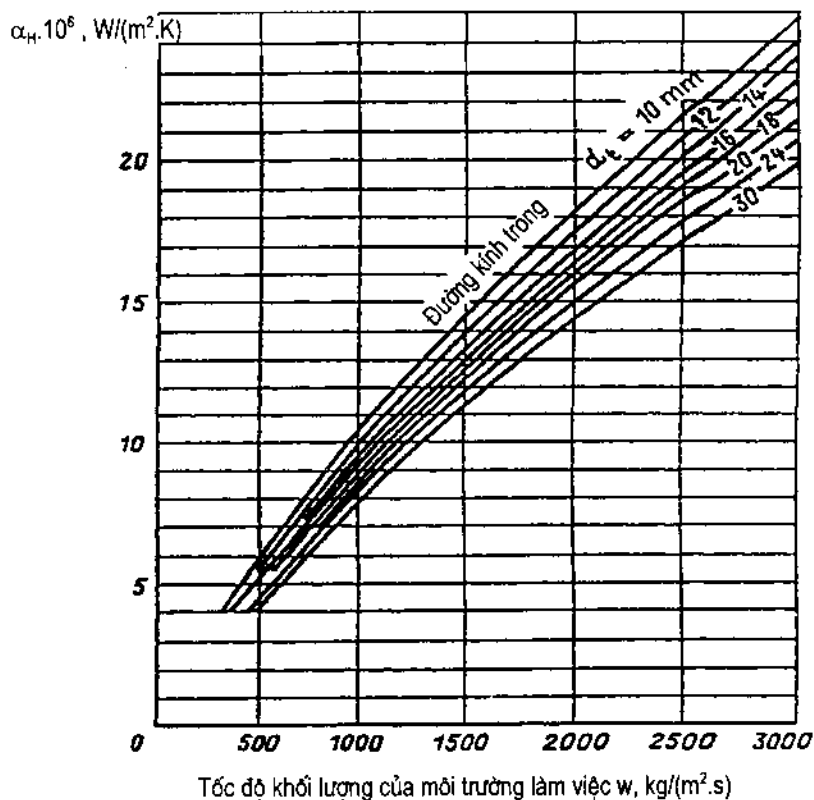
Hình P4. Các hệ số hiệu chỉnh cho các đặc tính vật lý của không khí và các sản phẩm cháy có thành phần trung bình.



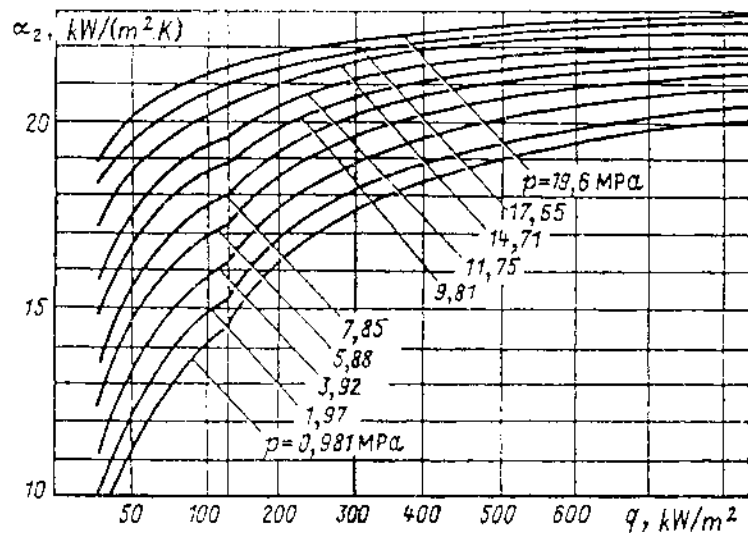
Hình P5. Hệ số toả nhiệt đối với các môi chất ở áp suất siêu tới hạn $q_{\max} > 349 \text{ kW/m}^2$ và entanpi của môi chất bên trong nhỏ hơn 2720 kJ/kg .



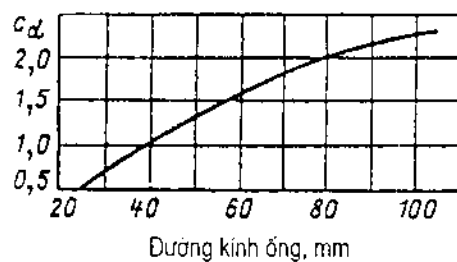
Hình P4. Các hệ số hiệu chỉnh cho các đặc tính vật lý của không khí và các sản phẩm cháy có thành phần trung bình.



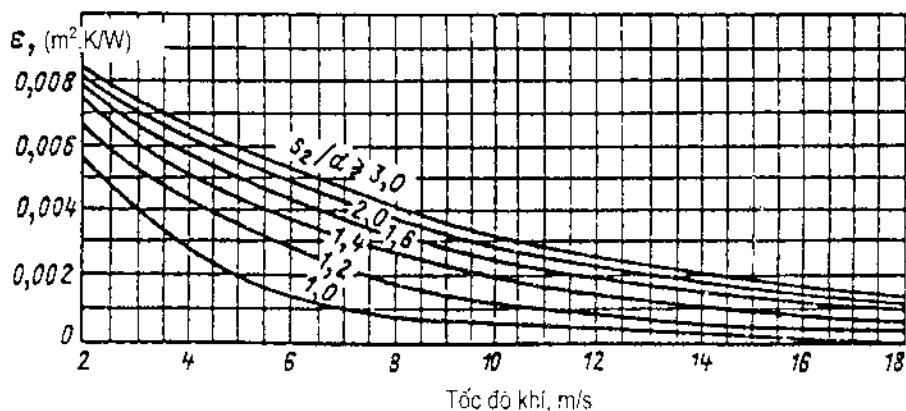
Hình P5. Hệ số toả nhiệt đối với các môi chất ở áp suất siêu tới hạn $q_{\max} > 349 \text{ kW/m}^2$ và entanpi của môi chất bên trong nhỏ hơn 2720 kJ/kg .



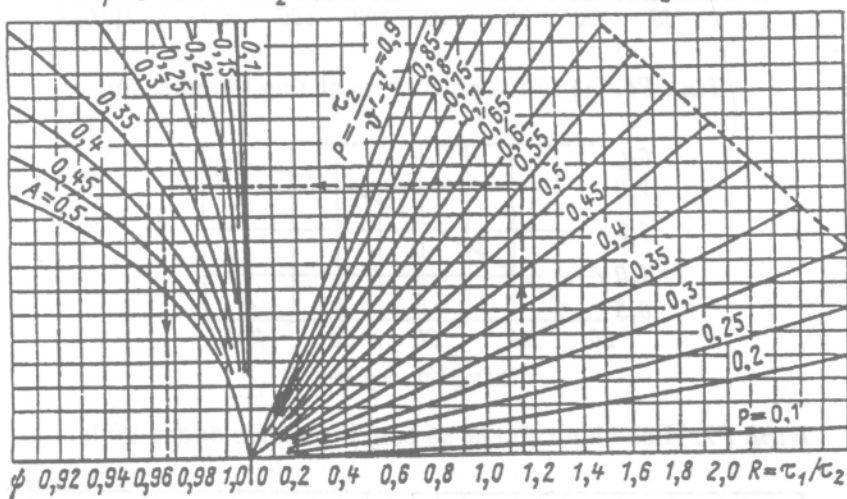
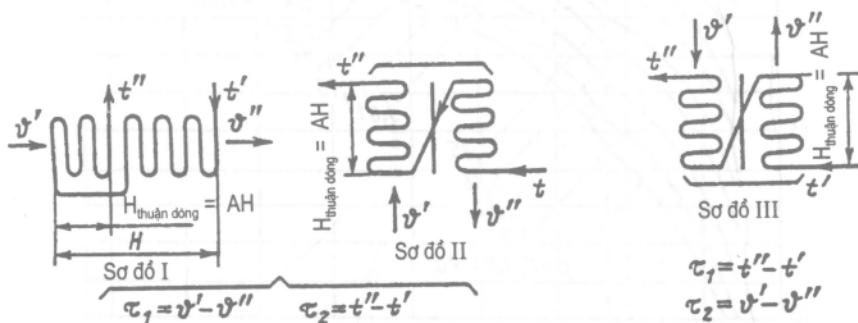
Hình P6. Hệ số toả nhiệt từ thành ống tới nước sôi.



Hình P7. Hiệu chỉnh cho hệ số bám bẩn ϵ theo đường kính ống.

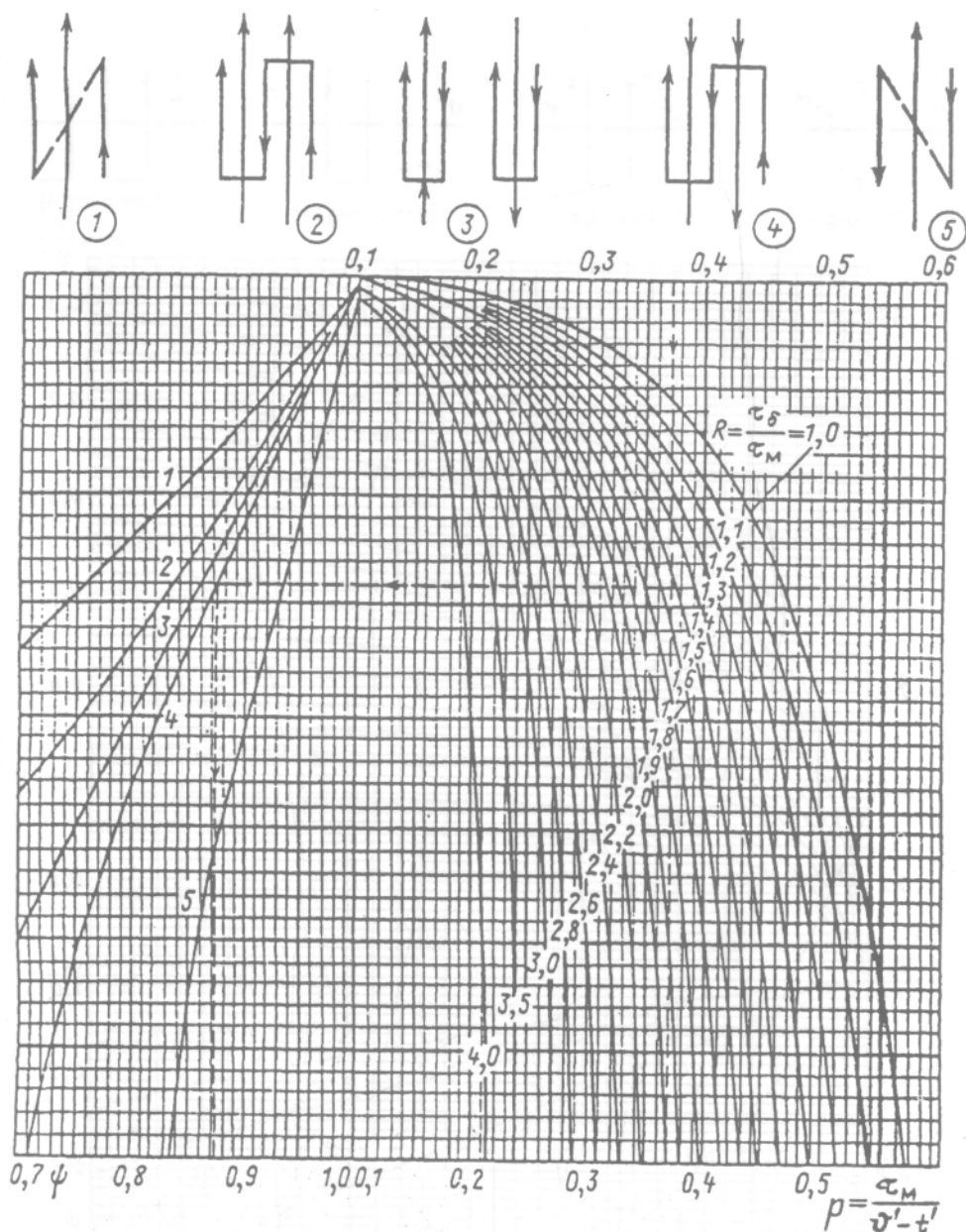


Hình P8. Hệ số bám bẩn các chùm ống tròn bố trí so le khi đốt nhiên liệu rắn.



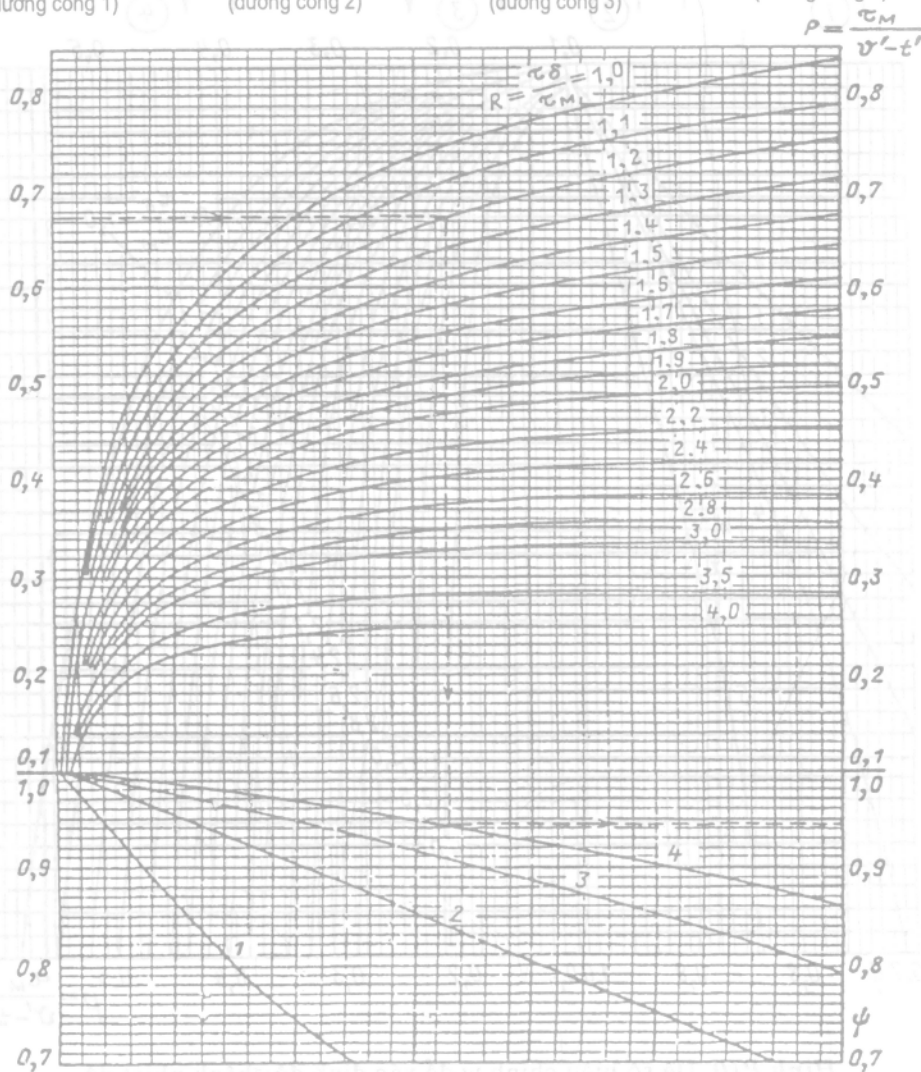
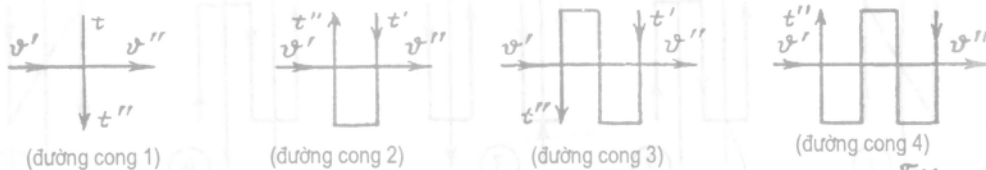
Hình P9. Hệ số hiệu chỉnh ψ để xác định độ chênh nhiệt độ khi môi chất chuyển động hỗn hợp - nối tiếp:

A - Tỷ số bề mặt đoạn có dòng thuận với toàn bộ của bề mặt.



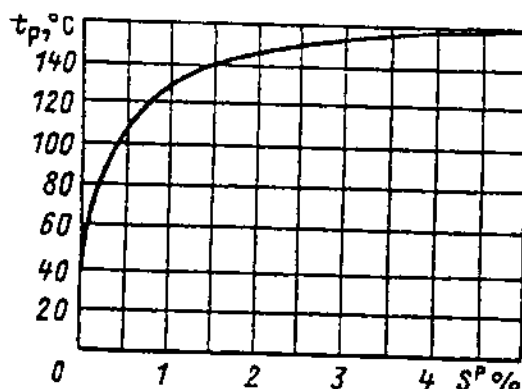
Hình P10. Hệ số hiệu chỉnh ψ để xác định độ chênh nhiệt độ ở môi chất chuyển động hỗn hợp - song song:

- 1- cả hai đường truyền thuận dòng; 2- hai đường truyền thuận dòng và một ngược dòng; 3- một thuận dòng, một ngược dòng; 4- hai ngược, một thuận; 5- cả hai đều ngược.

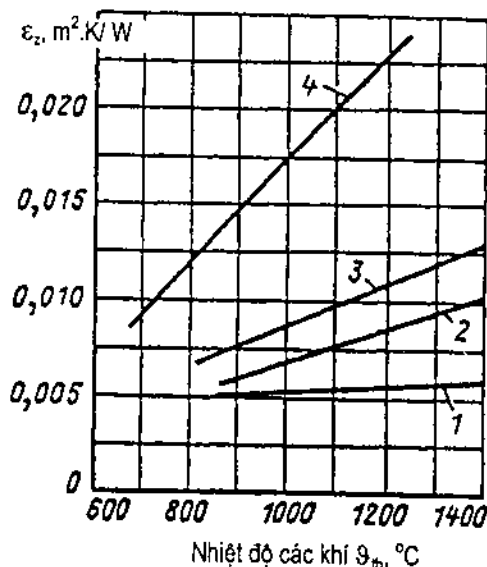


Hình P11. Hệ số hiệu chỉnh ψ cho xác định độ chênh nhiệt độ ở dòng cắt nhau.

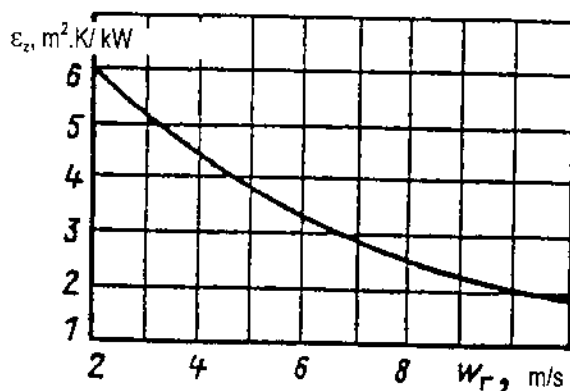
Hình P12. Sự phụ thuộc gần đúng nhiệt độ động sương của khói vào hàm lượng lưu huỳnh trong khối lượng làm việc của mazut.



Hình P13. Hệ số bám bẩn của bộ quá nhiệt tấm màn khi đốt nhiên liệu rắn: 1- các than không xỉ loại Ekibastuzki; 2- các than xỉ trung bình khi có làm sạch; 3- như vậy khi không làm sạch và có nhiều xỉ; 4- đá phiến, khi có làm sạch.



Hình P14. Hệ số bám bẩn của bộ quá nhiệt tấm màn khi đốt mazut.



Bảng P1. Các đặc tính tính toán của các nhiên liệu rắn và lỏng

TT	Mô	Mác của nhiên liệu	Loại * nhiên liệu	Thành phần khối lượng làm việc của nhiên liệu, %						Nhiệt lượng cháy, MJ/kg	Hàm lượng các chất bốc, %	
				W ^p	A ^p	S ^p	C ^p	H ^p	N ^p			O ^p
1	Đonhexki	D	P	13,0	24,4	3,1	47,0	3,4	1,0	8,0	18,5	43,0
2	Đonhexki	G	O	11,0	28,5	3,5	47,2	3,3	0,9	5,5	18,88	41,0
3	Đonhexki	G	KT	13,0	11,3	2,6	62,1	4,0	1,1	5,9	24,45	39,0
4	Đonhexki	T	P	6,0	25,4	2,4	61,1	2,9	1,0	1,2	23,40	12,0
5	Đonhexki	A	SS	8,5	30,2	1,6	56,4	1,1	0,5	1,7	19,97	4,0
6	Kuznhexki	CC	P,O	9,0	18,2	0,3	61,5	3,6	1,7	5,9	23,57	30,0
7	Kuznhexki	G	PP	12,0	23,8	0,5	51,4	3,8	1,9	6,6	20,01	41,0
8	Karaganzimxki	K	PP	10,0	38,7	0,8	41,8	2,7	0,6	5,4	16,24	30,0
9	Eki baxtuzxki	CC	P	6,5	36,9	0,7	44,8	3,0	0,8	7,3	17,38	24,0
10	Ngoại ô Matxcova	V2	P	32,0	28,6	2,7	26,0	2,1	0,4	8,2	9,34	48,0
11	Vorcutinxki	Gi	P,O	5,5	28,4	0,9	55,5	3,6	1,7	4,4	22,02	33,0
12	Trellabinxki	V3	P	17,0	32,4	0,9	35,9	2,6	1,0	10,2	13,44	44,0
13	Angrenxki	V2	P	34,5	14,4	1,3	39,1	1,9	0,2	8,6	13,44	33,5
14	Berezovxki	V2	P	33,0	4,7	0,2	44,2	3,1	0,4	14,4	16,20	48,0
15	Nazarovxki	V2	P	39,0	7,3	0,4	37,6	2,6	0,4	12,7	13,02	48,0
16	Neriunginxki	CC	P	10,0	19,8	0,2	60,0	3,1	0,6	6,3	22,48	20,0
17	Extonlanhex	-	-	12,0	44,4 (16,7)**	1,4	19,9	2,6	0,1	2,9	9,00	90,0
18	Roxtorph	-	ΦP	50,0	6,3	0,1	24,7	2,6	1,1	15,2	8,12	70,0
19	Mazut	-	Lưu huỳnh	3,0	0,1	1,4	83,8	11,2	-	0,5	39,73	-
20	Mazut	-	Lưu huỳnh hàm lượng cao	3,0	0,1	2,8	83,0	10,4	-	0,7	38,77	-

Chú thích bảng P1: * : P - than nhiều cỡ hạt; SS- than cục; O - than cám; PP - than qua sàng; KT - than chất lượng cao; ΦP - than khai thác bằng máy xúc phay.

** : Thành phần cacbonat (%).

Bảng P2. Các đặc tính tính toán của nhiên liệu khí

Số TT	Đường dẫn khí	Thành phần thể tích của khí							Nhiệt cháy Q _đ MJ/m ³
		CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂ và nặng hơn	N ₂	CO ₂	H ₂ S
1	Serpukhov - Leningrad	89,7	5,2	1,7	0,5	0,1	2,7	0,1	-
2	Đasava - Kiev	98,9	0,3	0,1	0,1	0,0	0,4	0,2	-
3	Sabebink - Matxcova	94,1	3,1	0,6	0,2	0,8	1,2	-	-
4	Promuxlov - Ayra Khan	97,1	0,3	0,1	0,0	0,0	2,4	0,1	-
5	Gazli - Taxkent	94,0	2,8	0,4	0,3	0,1	2,0	0,4	-
6	Xtavropol - Groznui	98,2	0,4	0,1	0,1	0,0	1,0	0,2	-
7	Bukhara - Uran	94,9	3,2	0,4	0,1	0,1	0,9	0,4	-
8	Trung Á - Xentr	93,8	3,6	0,7	0,2	0,4	0,7	0,6	-
9	Kulexovka - Khubuxev (khí đồng hành)	58,0	7,2	7,4	2,0	0,5	13,6	0,8	0,5

Bảng P3. Thể tích và entanpi của không khí và các sản phẩm cháy của nhiên liệu rắn và lỏng ($\alpha = 1$)

Số TT	Loại nhiên liệu	Mác nhiên liệu	Thể tích, m ³ /kg ở 0°C và 0,1MPa				Entanpi		Entanpi, kJ/kg (ở 0,1 MPa)		
			V ^o _r	V _{RO2}	V ^o _{N2}	V ^o _{H2O}	H ^o _r	H ^o _B	200°C	400°C	600°C
Nhiên liệu rắn											
1	Donhexki	D	P	4,91	0,90	3,89	0,62	H ^o _r H ^o _B	1520 1309	3128 2661	4826 4076
2	Donhexki	Gg	O	5,00	0,91	3,96	0,58	H ^o _r H ^o _B	1530 1332	3148 2709	4856 4149
3	Donhexki	Gg	KI	6,47	1,18	5,12	0,71	H ^o _r H ^o _B	1968 1724	4049 3506	6246 5369
4	Donhexki	T	P	6,24	1,16	4,94	0,50	H ^o _r H ^o _B	1848 1662	3804 3381	5869 5178
5	Donhexki	A	SS	5,30	1,06	4,19	0,31	H ^o _r H ^o _B	1565 1412	3224 2873	4977 4399
6	Kuznhexki	CC	P, O	6,23	1,15	4,94	0,61	H ^o _r H ^o _B	1881 1661	3870 3378	5971 5173
7	Kuznhexki	Gg	XX	5,37	0,96	4,26	0,66	H ^o _r H ^o _B	1651 1431	3398 2911	5241 4458
8	Karagandinxki	K	XX	4,28	0,79	3,38	0,49	H ^o _r H ^o _B	1311 1140	2697 2318	4161 3550
9	Ekibavtuzki	CC	P	4,56	0,84	3,61	0,49	H ^o _r H ^o _B	1386 1214	2853 2469	4402 3782

Ghi chú: H^o_r - entanpi của khối lý thuyết, kJ/kg;

H^o_B - entanpi của không khí lý thuyết, kJ/kg

Bảng P3. (tiếp theo)

Số TT	Loại nhiên liệu	Mác nhiên liệu	Thể tích, m ³ /kg ở 0°C và 0,1MPa				Entanpi	Entanpi, kJ/kg (ở 0,1 MPa)			
			V _c	V _{RC2}	V _{N2}	V _{H2O}		200°C	400°C	600°C	
10	Ngoại ô Matxcova	V2	P	2,68	0,50	2,12	0,67	H _r ^o H _B ^o	937 715	1929 1455	2978 2278
11	Vorkutimxki	Gl	P, O	5,77	1,04	4,57	0,56	H _r ^o H _B ^o	1732 1537	3563 3127	5497 4789
12	Tresibinxki	V3	P	3,57	0,68	2,83	0,56	H _r ^o H _B ^o	1147 951	2360 1935	3643 2963
13	Angrenxki	V2	P	3,74	0,74	2,95	0,70	H _r ^o H _B ^o	1244 995	2563 2024	3957 3100
14	Berezovxki	V2	P	4,28	0,82	3,38	0,82	H _r ^o H _B ^o	1421 1140	2926 2319	4517 3557
15	Nazarovxki	V2	P	3,62	0,70	2,86	0,83	H _r ^o H _B ^o	1249 965	2572 1962	3971 3005
16	Nerlungrinxki	CC	P	5,96	1,12	4,71	0,56	H _r ^o H _B ^o	1796 1585	3697 3225	5704 4939
17	Extonxlanhev	-	-	2,41	0,47	1,90	0,48	H _r ^o H _B ^o	806 641	1660 1305	2563 1998
18	Roxtorph	-	ΦP	2,38	0,46	1,89	0,95	H _r ^o H _B ^o	945 634	1945 1290	3003 1976
19	Mazut	Lưu huỳnh		10,45	1,57	8,25	1,45	H _r ^o H _B ^o	3148 2780	6469 5656	9960 8671
20	Mazut	Lưu huỳnh hàm lượng cao		10,20	1,57	8,06	1,36	H _r ^o H _B ^o	3069 2717	6305 5527	9709 8470

Bảng P3. (tiếp theo)

Số TT	Mô	Entanpi, kJ/kg	Entanpi, kJ/kg (ở 0,1 MPa)								
			Nhiệt độ, °C								
			800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	
Nhiên liệu rắn											
1	Donhexki	H ^o _r H ^o _B	6610 5547	8457 7061	10359 8615	12304 10200	14282 11805	16287 13421	18310 15061	20352 16712	
2	Donhexki	H ^o _r H ^o _B	6650 5646	8508 7188	10420 8769	12375 10383	14362 12016	16377 13661	18410 15330	20713 17011	
3	Donhexki	H ^o _r H ^o _B	8593 7306	10942 9301	13401 11346	15914 13435	18468 15549	21058 17678	23699 19837	26305 22011	
4	Donhexki	H ^o _r H ^o _B	8035 7046	10277 8969	12582 10942	14937 12956	17329 14995	19752 17048	22195 19130	24660 21227	
5	Donhexki	H ^o _r H ^o _B	6816 5987	8718 7621	10672 9297	12668 11008	14694 12741	16745 14485	18812 16254	20897 18036	
6	Kuznhexki	H ^o _r H ^o _B	8176 7040	10459 8961	12807 10932	15207 12945	17646 14982	20117 17033	22610 19114	25125 21209	
7	Kuznhexki	H ^o _r H ^o _B	7177 6067	9182 7723	11246 9422	13357 11156	15503 12912	17679 14679	19874 16473	22090 18278	
8	Karagandinxki	H ^o _r H ^o _B	5698 4831	7290 6149	8929 7502	10604 8883	12307 10280	14033 11688	15775 13116	17532 14553	
9	Ekibaxlazki	H ^o _r H ^o _B	6028 5146	7712 6551	9445 7992	11216 9463	13016 10962	14840 12452	16680 13973	18537 15504	
10	Ngoại ô Matxcova	H ^o _r H ^o _B	4081 3032	5227 3859	6410 4708	7622 5574	8858 6451	10113 7335	11383 8231	12298 9133	

Bảng P3. (tiếp theo)

Số TT	Mô	Entanpi, kJ/kg	Entanpi, kJ/kg (ở 0,1 MPa)									
			Nhiệt độ, °C									
			800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200		
11	Varkutinxi	H ^o _r	7526	9626	11787	13996	16240	18514	20808	23122		
		H ^o _B	6517	8295	10120	11983	13868	15767	17693	19632		
12	Tresiakinxi	H ^o _r	4990	6387	7826	9298	10796	12316	13850	15398		
		H ^o _B	4032	5132	6261	7414	8580	9755	10947	12147		
13	Angrenxi	H ^o _r	5422	6942	8509	10114	11748	13405	15079	16769		
		H ^o _B	4219	5370	6552	7758	8978	10207	11454	12710		
14	Berezovxi	H ^o _r	6189	7924	9713	11544	13409	15302	17213	19144		
		H ^o _B	4833	6152	7505	8886	10284	11693	13121	14359		
15	Nazarovxi	H ^o _r	5442	6970	8546	10161	11807	13478	15160	16872		
		H ^o _B	4090	5206	6351	7520	8703	9895	11104	12321		
16	Nerian - Grinxki	H ^o _r	7811	9993	12273	14530	16859	19220	21601	24003		
		H ^o _B	6721	8555	10437	12358	14303	16261	18248	20248		
17	Extanlanhev	H ^o _r	3512	4496	5512	6552	7610	8685	9770	10867		
		H ^o _B	2719	3461	4223	5000	5787	6579	7380	8192		
18	Rextoxph	H ^o _r	4118	5280	6482	7716	8977	10260	11509	12873		
		H ^o _B	2690	3424	4177	4946	5724	6507	7302	8103		
19	Mazut	H ^o _r	13636	17472	21357	25389	29458	33587	37777	42015		
		H ^o _B	11811	15005	18330	21696	25108	28520	32921	35521		
20	Mazut	H ^o _r	13293	17032	20821	24652	28713	32737	36819	40947		
		H ^o _B	11535	14654	17903	21194	24526	27859	31275	34692		

Bảng P4. Thể tích và entanpi không khí và các sản phẩm cháy đối với nhiên liệu thể khí (ở $\alpha = 1$)

Số TT	Đường ống dẫn khí	Thể tích m ³ /m ³ , ở 0°C và 0,1 MPa				Entanpi, kJ/m ³	Entanpi, kJ/m ³ và 0,1 MPa		
		V ^o _r	V _{RO₂}	V ^o _{N₂}	V ^o _{H₂O}		Nhiệt độ, °C		
							200	400	600
1	Xernukhov - Leningrad	10,00	1,08	7,93	2,21	H ^o _r H ^o _B	3119 2663	6393 5418	9831 8302
2	Dasava - Kiev	9,52	1,00	7,52	2,15	H ^o _r H ^o _B	2968 2533	6085 5158	9353 7901
3	Sabelink - Matxcova	9,98	1,07	7,90	2,22	H ^o _r H ^o _B	3111 2659	6376 5406	9801 8286
4	Promuxlovka - Axtrakhan	9,32	0,98	7,38	2,11	H ^o _r H ^o _B	2910 2483	5966 5049	9173 7733
5	Gazli - Taskent	9,64	1,03	7,64	2,16	H ^o _r H ^o _B	3010 2566	6167 5225	9483 8001
6	Xtavropol - Groznui	9,47	1,00	7,49	2,14	H ^o _r H ^o _B	2956 2520	6054 5129	9311 7859
7	Bukhara - Uran	9,73	1,04	7,70	2,19	H ^o _r H ^o _B	3035 2592	6217 5217	9563 8076
8	Trung Á - Xenxt	9,91	1,07	7,84	2,21	H ^o _r H ^o _B	3090 2638	6330 5367	9734 8223
9	Kulesovka-Kuibusev (khí đồng hành)	10,99	1,26	8,82	2,28	H ^o _r H ^o _B	3442 2927	7051 5958	10844 9123

Ghi chú: o - theo lý thuyết;

r - khối;

B - không khí.

Bảng P4. (tiếp theo)

Số TT	Đường ống dẫn khí	Entanpi, kJ/m ³ và 0,1 MPa							
		Nhiệt độ, °C							
		800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200
1	Xerpykhov-reningrad	13452	17241	21085	25083	29123	33213	37405	41629
		11309	14365	17547	20775	24041	27306	30656	34009
2	Dasava-Kiev	12803	16408	20067	23873	27721	31635	35609	39632
		10760	13670	16701	19770	22877	25987	29175	32364
3	Sabelinka-Moxcova	13415	17091	21026	25012	29040	33139	37304	41516
		11288	14340	17513	20733	23995	27256	30597	33942
4	Promuxloxka-Atrakhan	12552	16086	19674	23404	27177	31012	34910	38854
		10534	13381	16345	19351	22391	25435	28558	31677
5	Bazli-Taskent	12979	16634	20339	24200	28093	32062	36090	40164
		10898	13846	16915	20021	23170	26318	29546	32778
6	Xtravropbi - Groznui	12745	16333	19971	23760	27587	31485	35441	39440
		10706	13599	16631	19665	22759	25849	29023	32169
7	Bukhar-Uran	13088	16772	20511	24405	28332	32335	36396	40503
		11003	13976	17074	20210	23387	26565	29794	33084
8	Trung Á-Xentr	13322	17074	20880	24740	28843	32912	37049	41232
		11204	14231	17384	20582	23819	27055	30371	33691
9	Kulesovka-Kulbusev (khí đồng hành)	14842	19021	23285	27666	32117	36643	41240	45887
		12426	15788	19284	22831	26419	34044	33697	37371

Bảng P5. Các entanpi riêng của các thành phần sản phẩm cháy và không khí ở các điều kiện tiêu chuẩn (0°C và 760 mmHg), kJ/m³ và tro, kJ/kg

θ, °C	(cθ) _{RO₂}	(cθ) _{N₂}	(cθ) _{O₂}	(cθ) _{H₂O}	(cθ) _n	(cθ) _{tro}
100	170,0	129,6	131,8	150,5	132,4	
200	357,5	259,9	267,0	304,5	266,4	80,8
400	771,9	526,5	551,0	626,2	541,8	169,1
600	1224,6	804,1	850,1	968,9	829,7	360,1
800	1704,9	1093,6	1159,9	1334,4	1129,1	560,2
1000	2203,5	1391,7	1477,5	1722,9	1437,3	767,0
1200	2716,6	1697,2	1800,7	2132,3	1753,4	983,9
1400	3239,1	2008,7	2128,3	2559,1	2076,2	1205,8
1600	3768,8	2324,5	2460,5	3001,8	2402,9	1582,6
1800	4304,7	2643,7	2797,5	3458,4	2731,9	1875,7
2000	4844,1	2965,1	3138,4	3925,5	3065,6	2185,5
2200	5386,6	3289,2	3482,7	4401,9	3401,6	2512,1

Bảng P6. Các nhiệt dung của nhiên liệu

Nhiên liệu	Nhiệt độ, °C			
	0	100	200	300
A. Thành phần khô của nhiên liệu rắn c _{ni} ^c , kJ/(kg.K)				
Antraxit và than gầy	0,921	0,693	1,047	1,130
Than đá	0,963	1,089	1,256	1,424
Than nâu	1,089	1,256	1,456	-
Các đá phiến	1,047	1,130	1,298	-
Than bùn phay	1,298	1,507	1,800	-

B. Nhiệt dung của nhiên liệu rắn:

$$c_{ni}^p = 4,1868 \frac{W^p}{100} + \frac{100 - W^p}{100}, \text{ kJ/(kg.K)}$$

C. Nhiên liệu lỏng (mazut):

$$c_M = 1,7375 + 0,002512t_{Tn}, \text{ kJ/(kg.K)}$$

ở đây: t_{ni} - nhiệt độ nhiên liệu, °C

D. Nhiên liệu khí:

$$c_D = 0,01 \times \left[CH_4 c_{CH_4} + C_2H_6 c_{C_2H_6} + C_3H_8 c_{C_3H_8} + C_4H_{10} c_{C_4H_{10}} + \right. \\ \left. + C_5H_{12} c_{C_5H_{12}} + N_2 c_{N_2} + CO_2 c_{CO_2} + H_2S c_{H_2S} \right]$$

ở đây: CH₄, C₂H₆... - hàm lượng các thành phần khí trong khí tự nhiên, %;

c_{CH_4} , $c_{C_2H_6}$... - nhiệt dung của các thành phần cháy và không cháy trong khí tự nhiên, kJ/(m³.K).

Nhiệt dung riêng trung bình của các khí, kJ/(m ³ .K)								
t, °C	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	N ₂	CO ₂	H ₂ S
0	1,55	2,21	3,05	4,13	5,13	1,29	1,60	1,51
100	1,64	2,49	3,51	4,71	5,84	1,30	1,70	1,53

Bảng P7. Các đặc tính tính toán của buồng đốt một buồng, năng suất lò hơi lớn hơn 20,8 kg/s (T/h)

Nhiên liệu	Hệ số dư không khí ở đầu ra từ buồng đốt, α_T	Ứng suất nhiệt cho phép của thể tích buồng đốt theo điều kiện cháy q_v , kW/m ³	Các tổn thất nhiệt do không cháy hết $q_3 + q_4$, %
A. Khí đốt năng lượng rắn			
Than gầy	1,20 - 1,25	162,8	2
Than đá	1,20	174,5	1,0 - 1,5
Các phế liệu làm giàu cacbon	1,20	162,8	2,0 - 3,0
Than nâu	1,20	186,1	0,5 - 1,0
Than bùn	1,20	162,8	0,5 - 1,0
Đá phiến	1,20	116,3	0,5 - 1,0
B. Khí đốt mazút và các nhiên liệu khí			
Mazút	1,02 - 1,10	291	0,1 - 0,5
Khí tự nhiên hay khí đồng hành	1,05 - 1,10	349 - 456	0,1 - 0,5
Khí lò	1,10	233	1,5

C. Các tổn thất nhiệt vào môi trường xung quanh phụ thuộc vào năng suất định mức lò hơi

Năng suất hơi D:								
kg/s	20	40	80	120	160	200	250	và lớn hơn
T/h	727	144	288	432	576	720	900	và lớn hơn
Tổn thất nhiệt								
q_5 , %	0,8	0,65	0,45	0,35	0,28	0,24	0,2	

Chú thích: 1. Các tổn thất do cháy không hết của nhiên liệu rắn bao gồm q_4 khi đó các giá trị nhỏ là đốt các nhiên liệu ít tro < 1,43% kg/MJ.

2. Khi thải xỉ rắn, phân tro bay mang theo được lấy với tất cả các nhiên liệu là $a_{tro} = 0,95$.

3. Khi đốt mazút, hệ số dư không khí $\alpha_T = 1,02 \div 1,03$ ở buồng đốt kín khí và tự động điều chỉnh quá trình cháy, cũng như trong các buồng đốt bình thường và có độ lọt không quá $\Delta\alpha_T = 0,05$. Khi đốt nhiên liệu khí (ngoài khí lò cao) và các buồng đốt kín khói lấy $\alpha_T = 1,05$.

4. Các tổn thất nhiệt do cháy không hết ở đốt mazút trong các khí nhiên liệu bao gồm chủ yếu q_3 . Trong các buồng có năng suất hơi 89 kg/s và lớn hơn, điều chỉnh tự động quá trình cháy, ta lấy độ không cháy hết của nhiên liệu $0,1 \div 0,2\%$.

Bảng P8. Các đặc tính tính toán của các buồng đốt hở và bán hở (có chỗ thất), thải xỉ lỏng ở năng suất hơi của lò hơi lớn hơn 20,8 kg/s (75 kg/s)

Nhiên liệu	Hệ số dư không khí α_T	Ứng suất nhiệt thể tích của buồng đốt q_v , kW/m ³	
Than antraxit và bán antraxit	1,20 ÷ 1,25	168,6 (145,4)	197,7 (168,8)
Than đá mức T, 2CC	1,20 ÷ 1,25	215,2 (186,1)	232,6 (197,7)
Như vậy mức G, D	1,20	251,2 (186,1)	232,6 (197,7)
Than nâu	1,2	244,2 (209,3)	267,5 (232,6)

Nhiên liệu	Các tổn thất nhiệt do cháy không hết q_4 , %		Phần thải xỉ	
	Buồng đốt mở	Buồng đốt có thất	Buồng đốt mở	Buồng đốt có thất
Than antraxit và bán antraxit	3 ÷ 4	3 ÷ 4	0,15	0,15
Than đá mức T, 2CC	1,5	1,0	0,20	0,20
Như vậy mức G, D	0,5	0,5	0,20	0,2 ÷ 0,30
Than nâu	0,5	0,5	0,1 ÷ 0,35	0,1 ÷ 0,35

Chú ý:

1. Các giá trị lớn hơn $\alpha_T = 1,25$ lấy khi vận chuyển bột than vào buồng đốt bởi không khí nóng.
2. Giá trị nhỏ hơn $q_4 = 3\%$ được lấy với than nửa antraxit. Các giá trị nhỏ hơn a_{SL} - đối với buồng đốt có vòi đốt xoay.

Bảng P9. Các đặc tính vật lý của không khí và các
sản phẩm cháy có thành phần trung bình

$\theta, ^\circ\text{C}$	Không khí			Các sản phẩm cháy có thành phần trung bình		
	$\lambda \cdot 10^5$ (kW/(m.K))	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr	$\lambda \cdot 10^5$ (kW/(m.K))	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
0	2,43	13,2	0,70	2,28	11,9	0,74
100	3,19	23,2	0,69	3,13	20,8	0,70
300	4,48	48,2	0,69	4,84	43,9	0,63
500	5,62	79,3	0,70	6,56	43,0	0,62
700	6,66	115,0	0,71	8,27	107,0	0,60
900	7,61	155,0	0,72	10,01	146,0	0,58
1100	8,47	200,0	0,72	11,75	188,0	0,57
1300	9,27	247,0	0,73	13,49	234,0	0,55
1500	10,02	300,0	0,73	15,35	282,0	0,53
1700	10,75	355,0	0,74	17,33	333,0	0,51
1900	11,46	415,0	0,74	18,96	389,0	0,49
2100	12,09	478,0	0,75	20,70	450,0	0,48
2300	12,79	544,0	0,75	22,56	513,0	0,47

Bảng P10. Độ dẫn nhiệt của nước và hơi nước
(các giá trị chuẩn của độ dẫn nhiệt $\lambda \cdot 10^5$, kW/(m.K))

T, °C	Áp suất, MPa						Trên đường bão hoà		Áp suất bão hoà, MPa
	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	Nước	Hơi	
150	69,98	69,32	69,68	69,92	70,27	70,61	68,2	3,00	0,47
200	66,75	67,24	67,58	68,06	68,40	68,87	66,41	3,74	1,55
250	61,75	62,46	63,17	63,87	64,45	65,15	61,64	4,95	3,97
300	5,25	54,46	55,85	57,02	58,18	59,10	53,96	7,19	8,58
320	5,24	7,38	51,54	53,18	54,56	55,85	50,36	8,78	11,28
340	5,45	6,92	46,08	48,18	50,15	51,78	46,05	11,30	14,60
350	5,51	6,81	10,02	45,27	47,47	49,45	43,50	13,03	16,52
360	5,61	6,75	9,24	41,07	44,33	46,55	41,12	15,00	18,66
370	5,72	6,73	8,75	14,09	40,15	43,40	33,84	18,26	21,04
400	6,00	6,83	8,13	10,61	15,05	24,80			
430	6,35	7,04	8,01	9,45	11,18	15,49			
450	6,51	7,22	8,04	9,21	10,90	13,51			
500	7,15	7,75	8,40	9,20	10,18	11,43			
550	7,83	8,34	8,91	9,56	10,31	11,12			
600	8,49	8,97	8,49	10,10	10,68	11,35			

Ví dụ tính toán độ dẫn nhiệt:

Yêu cầu tính giá trị λ ở áp suất 14,0 MPa và nhiệt độ hơi 480°C. Ta tìm giá trị số λ đối với áp suất 14 MPa, ở các giá trị lớn hơn hay nhỏ hơn của các giá trị của các nhiệt độ (450 và 500°C):

$$\lambda'_1 = 7,22 + \frac{8,04 - 7,22}{15 - 10}(14 - 10) = 7,876$$

$$\lambda'_2 = 7,75 + \frac{8,40 - 7,75}{15 - 10}(14 - 10) = 8,27$$

Giá trị số λ' đối với các thông số đã cho (áp suất 14 MPa và nhiệt độ 480°C):

$$\lambda' = 7,876 + \frac{8,27 - 7,876}{500 - 450}(480 - 450) = 8,166$$

Kết quả cuối cùng: $\lambda = 8,166.10^5 \text{ kW(m.K)}$. Khi tính toán gần đường bão hoà, một trong số các giá trị chuẩn lấy theo số liệu của đường bão hoà (nước) và hơi nước, ở nhiệt độ chuẩn.

Bảng P11. Độ nhớt động học của nước và hơi nước
(các giá trị chính của độ nhớt động học $\nu.10^6 \text{ m}^2/\text{s}$)

T, °C	Áp suất, MPa						Trên đường bão hoà		Áp suất bão hoà, MPa
	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	Nước	Hơi	
150	0,198	0,199	0,200	0,201	0,203	0,188	0,197	5,622	0,47
200	0,155	0,155	0,157	0,157	0,158	0,154	0,153	2,025	1,55
250	0,134	0,135	0,136	0,136	0,136	0,137	0,133	0,881	3,97
300	0,933	0,126	0,126	0,127	0,127	0,127	0,126	0,435	8,58
320	1,043	0,423	0,124	0,124	0,124	0,124	0,124	0,337	11,28
340	1,154	0,486	0,127	0,123	0,122	0,122	0,121	0,264	14,60
350	1,207	0,525	0,227	0,122	0,121	0,122	0,120	0,233	16,52
360	1,261	0,563	0,329	0,121	0,120	0,121	0,119	0,206	18,66
370	1,361	0,602	0,357	0,182	0,121	0,119	0,119	0,179	21,04
400	1,468	0,695	0,431	0,296	0,201	0,131			
430	1,626	0,780	0,495	0,350	0,258	0,198			
450	1,735	0,838	0,538	0,385	0,290	0,230			
500	1,937	0,955	0,645	0,468	0,366	0,297			
550	-	1,145	0,742	0,551	0,437	0,344			
600	-	1,310	0,860	0,640	0,508	0,417			

Chú ý: Tính toán độ nhớt động học ν ở nhiệt độ đã cho và áp suất thực hiện giống như ví dụ đưa ra ở bảng P10.

Bảng P12. Số Prandtl Pr và tính chất vật lý của nước và hơi nước (các giá trị chuẩn của các số)

T, °C	Áp suất, MPa						Trên đường bão hoà		Áp suất bão hoà, MPa
	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	Nước	Hơi	
150	1,13	1,13	1,13	1,13	1,13	1,12	1,14	1,08	0,47
200	0,90	0,90	0,90	0,89	0,89	0,89	0,91	1,20	1,55
250	0,84	0,83	0,83	0,82	0,81	0,81	0,85	1,34	3,97
300	1,23	0,95	0,90	0,87	0,84	0,82	0,96	1,69	8,58
320	1,16	1,62	1,02	0,94	0,91	0,87	1,09	1,96	11,28
340	1,12	1,56	1,34	1,10	1,03	0,96	1,34	2,51	14,60
350	1,10	1,39	2,06	1,31	1,13	1,02	1,62	3,14	16,52
360	1,08	1,33	1,82	1,90	1,30	1,12	2,41	5,04	18,66
370	1,06	1,29	1,64	2,97	1,77	1,29	2,96	5,66	21,04
400	1,03	1,16	1,35	1,66	2,55	5,04			
450	0,97	1,04	1,13	1,25	1,90	1,56			
500	0,94	0,98	1,03	1,09	1,16	1,23			
550	0,92	0,94	0,97	1,01	1,04	1,08			
600	0,90	0,91	0,92	0,95	0,97	1,00			

Chú ý: Tính toán số Pr ở nhiệt độ đã cho và ở áp suất thực hiện theo ví dụ giống như ví dụ đưa ra ở bảng P10.

ĐÁP SỐ

1.1. $A^p = 6,3\%$; $S^p = 0,3\%$; $C^p = 59,5\%$; $H^p = 4,0\%$; $N^p = 0,55\%$; $O^p = 19,35\%$; $W^p = 10\%$.

1.2. $C^c = 41,12\%$.

1.3. $S^r = 0,26\%$; $C^r = 84,96\%$; $H^r = 4,24\%$; $N^r = 0,90\%$; $O^r = 9,64\%$.

1.4. $S^p = 1,6\%$; $C^p = 22,0\%$; $H^p = 3,1\%$; $N^p = 0,1\%$; $O^p = 3,7\%$; $W^p = 13\%$;
 $(CO_2)^p_k = 16,0\%$; $A^p = 40\%$

1.5. $A^c = 24\%$ và từng các thành phần khối lượng khô bằng 100%.

1.6. $Q^p_{H_2} = 12362 \text{ kJ/kg}$.

1.7. $Q^p_H = 31066 \text{ kJ/kg}$.

1.8. $x = 15,72 \text{ m}^3/\text{kg}$; $Q^p_H = 37175 \text{ kJ/kg}$.

2.1. V^0 thay đổi từ 3,62 tới 5,34 m^3/kg .

2.2. V^0 thay đổi từ 5,30 tới 4,94 m^3/kg .

2.3. $V^0 = 11,26 \text{ m}^3/\text{kg}$.

2.4. $\Delta V = 0,655 \text{ m}^3/\text{kg}$.

2.5. $V_{RO_2} = 0,90 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V^0_{N_2} = 3,89 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V^0_{H_2O} = 0,62 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V^0_r = 5,41 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_r = 7,156 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_{H_2O} = 0,648 \text{ m}^3/\text{kg}$.

2.6. Ở $W^p = 18\%$: $V_{RO_2} = 0,844 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V^0_{N_2} = 3,658 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V^0_{H_2O} = 0,653 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V^0_r = 5,155 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_r = 6,802 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_{H_2O} = 0,679 \text{ m}^3/\text{kg}$.

Ở $W^p = 23\%$: $V_{RO_2} = 0,793 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V^0_{N_2} = 3,444 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V^0_{H_2O} = 0,627 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $V^0_r = 4,864 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_r = 3,411 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_{H_2O} = 0,652 \text{ m}^3/\text{kg}$.

2.7. Lưu lượng khối sau bộ quá nhiệt thay đổi từ 7,135 tới 6,971 m^3/kg ;

Lưu lượng không khí qua các vòi đốt tăng từ 6,48 tới 6,753 m^3/kg .

2.8. $V^0 = 5,046 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V^0_r = 5,637 \text{ m}^3/\text{kg}$.

2.9. Tiết diện kênh dẫn 10,289 m^2 ; phương án 1 có $d = 3,62 \text{ m}$; phương án 2 có $a = 2,27 \text{ m}$; $b = 4,54 \text{ m}$.

2.10. $V^0 = 2,41 \text{ m}^3/\text{kg}$; $V_r = 3,585 \text{ m}^3/\text{kg}$.

2.11. Ở $\alpha = 1,2$: $V_{\text{RO}_2} = 0,68 \text{ m}^3/\text{kg}$; $r_{\text{RO}_2} = 0,142$; $V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,571 \text{ m}^3/\text{kg}$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,119$.

Ở $\alpha = 1,3$: $V_{\text{RO}_2} = 0,68 \text{ m}^3/\text{kg}$; $r_{\text{RO}_2} = 0,132$; $V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,577 \text{ m}^3/\text{kg}$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,112$.

2.12. $H^0_{\text{B1}} = 2508 \text{ kJ/kg}$ khi đốt AS; $H^0_{\text{B2}} = 1713 \text{ kJ/kg}$ khi đốt than nâu Nazarovxki. Các tỷ số $H^0_{\text{B1}}/H^0_{\text{B2}} = 1,464$; $Q^p_{\text{H1}}/Q^p_{\text{H2}} = 1,53$.

2.13. Entanpi của sản phẩm cháy giảm từ 1314 tới 1148 kJ/kg.

2.14. Entanpi của sản phẩm cháy tăng từ 8914 tới 11689 kJ/kg.

2.15. Entanpi của sản phẩm cháy tăng từ 7164 tới 7464 kJ/kg. Còn nhiệt độ giảm từ 850 tới 798°C.

3.1. $Q^p_p = 19060 \text{ kJ/kg}$.

3.2. Giá trị Q^p_p tăng từ 13498 tới 13730 kJ/kg.

3.3. Nhiệt hấp thụ hữu ích của lò hơi tăng từ 19557,4 tới 19959,5 kJ/kg.

3.4. Ở $W^p = 50\%$ có $Q^p_p = 8255 \text{ kJ/kg}$ và $H_{y,x} = 899 \text{ kJ/kg}$; Khi giảm độ ẩm tới 40% có $Q^p_p = 10\,390 \text{ kJ/kg}$ và $H_{y,x} = 1017,8 \text{ kJ/kg}$.

3.5. Các tổn thất với khói thải giảm từ 7,680 tới 6,548%.

3.6. $B = 56,0 \text{ m}^3/\text{s}$.

3.7. $q_2 = 6,088\%$ khi đốt than AS; $q_2 = 6,152\%$ khi đốt than Kuznhexki mác CC; $q_2 = 7,400\%$ khi đốt than Nazarovxki.

3.8. Ở $\alpha_{y,x} = 1,2$ có $V_r = 5,867 \text{ m}^3/\text{kg}$; $q_2 = 5,423\%$; ở $\alpha_{y,x} = 1,3$ có $V_r = 6,330 \text{ m}^3/\text{kg}$; $q_2 = 5,800\%$; ở $\alpha_{y,x} = 1,4$ có $V_r = 6,793 \text{ m}^3/\text{kg}$; $q_2 = 6,176\%$; ở $\alpha_{y,x} = 1,5$ có $V_r = 7,257 \text{ m}^3/\text{kg}$; $q_2 = 6,553\%$.

4.1. $F_{\text{CT}} = 1117,5 \text{ m}^2$; $V_T = 1810,3 \text{ m}^3$; $V^s_T = 2068,2 \text{ m}^3$; $F_{\text{T,1}} = 1110,4 \text{ m}^2$; $x_r = 0,219$; $s_{\text{cđ}} = 5,83 \text{ m}$.

4.2. $F_1 = 265 \text{ m}^2$.

4.3. $\varepsilon_0 = 0,632$

4.4. $\varepsilon_T = 0,978$

4.5. $\Delta\vartheta_a = 35^\circ\text{C}$

4.6. $\vartheta_a = 1908^\circ\text{C}$ ở $r = 5\%$; $\vartheta_a = 1843^\circ\text{C}$ ở $r = 10\%$; $\vartheta_a = 1783^\circ\text{C}$ ở $r = 15\%$; $\vartheta_a = 1728^\circ\text{C}$ ở $r = 20\%$.

4.7. $\Delta\vartheta_a = 36^\circ\text{C}$.

4.8. $\vartheta''_T = 1266^\circ\text{C}$ ở $\Delta X = 0$; $\vartheta''_T = 1278^\circ\text{C}$ ở $\Delta x = 0,05$; $\vartheta''_T = 1290^\circ\text{C}$ ở $\Delta X = 0,10$; $\vartheta''_T = 1303^\circ\text{C}$ ở $\Delta X = 0,15$.

- 4.9. Bề mặt tường giảm tới $217,8 \text{ m}^2$, còn chiều cao buồng đốt $4,24 \text{ m}$.
- 4.10. Nhiệt độ các khí tăng từ 1267 tới 1292°C .
- 4.11. $\vartheta''_{\text{T}} = 1187^\circ\text{C}$ thay 1112°C khi đốt các phần sáng của than đá.
- 4.12. $\vartheta''_{\text{T}} = 1255^\circ\text{C}$; $Q_1 = 18,892 \text{ kJ/kg}$.
- 4.13. Đối với lò hơi E-500-13,8GM có $F_{1,0}/V_{\text{T}} = 0,614$; đối với lò hơi E-670-13,8GM có $F_{1,0}/V_{\text{T}} = 0,576$; đối với lò hơi III-1000-25GM có $F_{1,0}/V_{\text{T}} = 0,487$.
- 4.14. Khi đặt trong buồng đốt tấm màn $F_{1,1}^s = 1740,8 \text{ m}^2$, giá trị $F_{1,0}/V_{\text{T}}$ tăng từ $0,505$ tới $0,633$.
- 4.15. Giảm đi $16,0 \text{ m}$ khi đặt một giàn ống hấp thụ từ hai mặt và $25,3 \text{ m}$ khi đặt hai giàn ống hai mặt hấp thụ, giá trị $F_{1,0}/V_{\text{T}}$ tăng từ $0,204$ ở phương án đầu tới $0,277$ khi đặt một giàn ống hai mặt hấp thụ và tới $0,351$ khi có 2 giàn ống hai mặt hấp thụ.
- 4.16. Ở $r = 5\%$, $\vartheta''_{\text{T}} = 1162^\circ\text{C}$; ở $r = 10\%$, $\vartheta''_{\text{T}} = 1127^\circ\text{C}$; ở $r = 15\%$, $\vartheta''_{\text{T}} = 1095^\circ\text{C}$. Sự giảm trung bình ϑ''_{T} với 1% của tái tuần hoàn các sản phẩm cháy lên trên của buồng đốt bằng $\Delta\vartheta''_{\text{T}} = 7^\circ\text{C}$.
- 4.17. $r = 7,02\%$ đối với vùng thứ hai và vùng thứ năm, và $r = 14,21\%$ đối với vùng thứ ba và thứ tư, lượng trung bình của tái tuần hoàn $7,08\%$.
- 4.18. Chiều cao buồng đốt giảm từ $29,31$ xuống $23,13 \text{ m}$ khi đặt giàn ống hai mặt hấp thụ và xuống $23,79 \text{ m}$ khi tái tuần hoàn khối lên trên buồng đốt với lượng 10% .
- 4.19. Trong lò hơi có các giàn ống treo trên tường, sự tăng thể tích buồng đốt lên giá trị tối thiểu cần thiết là $\Delta V_{\text{T}} = 913 \text{ m}^3$; ở lò hơi có giàn ống 2 mặt hấp thụ nhiệt $\Delta V_{\text{T}} = 88 \text{ m}^3$.
- 4.20. Giá trị $Q_{\text{H}} = 1810,4 \text{ kJ/kg}$; $Q_{\text{c}} = 1210,5 \text{ kJ/kg}$; $Q_{\text{p,nl}} = 3020,9 \text{ kJ/kg}$.
- 4.21. $Q_{\text{s,nl}} = 84\,894 \text{ kW}$.
- 5.1. $\text{NO}_2^0 = 0,127 \text{ g/m}^3$
- 5.2. $\text{NO}_2^0 = 0,76 \text{ g/m}^3$
- 5.3. $\text{NO}_2^0 = 0,58 \text{ g/m}^3$
- 5.4. Các giá trị $\text{SO}_3 = 4,03 \cdot 10^{-3}\%$, $t_{\text{p}} = 154,7^\circ\text{C}$
- 5.5. Khi đốt than Kuznhekski mức D, $t_{\text{p}} = 87^\circ\text{C}$; Khi đốt than Kizelovskii mức G, $t_{\text{p}} = 131,4^\circ\text{C}$.
- 5.6. $t_{\text{p}} = 140,8^\circ\text{C}$.

- 5.7. $\text{SO}_3 = 1,73 \cdot 10^{-3} \%$; $t_p = 130,9^\circ\text{C}$
- 6.1. $l_{\text{th}} = 41,12 \text{ m}$; $H = 2697 \text{ m}^2$; $f = 0,683 \text{ m}^2$; $F_r = 66,9 \text{ m}^2$; $\sigma_1 = 2,3$; $\sigma_2 = 2,255$; $s_{\text{c}\Phi} = 0,303$.
- 6.2. $w_r = 16,5 \text{ m/s}$; $w_n = 15,2 \text{ m/s}$.
- 6.3. Tốc độ khối tăng từ 15,6 tới 17,5 m/s. Tốc độ hơi khi thay đổi nhiệt độ tăng từ 15,2 tới 16,3 m/s và khi thay đổi áp suất tới 24,2 m/s. Ở cấp 1 có $w_r = 7,75 \text{ m/s}$ và cấp 2 có $w_r = 8,9 \text{ m/s}$.
- 6.4. Khi bố trí ống song song mặt trước lò hơi $w_B = 1,628 \text{ m/s}$. Khi bố trí vuông góc với mặt trước $w_B = 0,893 \text{ m/s}$.
- 6.5. $w_r = 21,85 \text{ m/s}$ ở độ sâu đường khối 3,5 m và $w_r = 19,2 \text{ m/s}$ ở độ sâu đường khối 4,0 m.
- 6.7. Tăng từ $67,4 \cdot 10^{-3}$ tới $72,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$.
- 6.8. Ở $s_1 = 120$ và $s_2 = 50 \text{ mm}$; $\alpha_K = 95,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$.
 $s_1 = 138$ và $s_2 = 50 \text{ mm}$; $\alpha_K = 95,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$.
 $s_1 = 120$ và $s_2 = 70 \text{ mm}$; $\alpha_K = 92,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$.
- 6.9. Khi đốt mazut $\alpha_K = 116,8 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$ thay cho $\alpha_K = 122,4 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$ khi đốt khí tự nhiên.
- 6.10. Giá trị α_K tăng tới 2,85 lần.
- 6.11. Đối với các chùm ống song song khi thay đổi bước ống từ 38 tới 32 mm, α_K thay đổi từ $65,9 \cdot 10^{-3}$ tới $70,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$; đối với các chùm ống bố trí so le từ $87,8 \cdot 10^{-3}$ tới $94,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$.
- 6.12. $\alpha_K^{\text{th}} = 75,85 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$
- 6.13. Tăng từ $15,8 \cdot 10^{-3}$ tới $27,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$.
- 6.14. $\alpha_1 = 22,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$ ở $s_2 = 48 \text{ mm}$ và $\alpha_1 = 27,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$ ở $s_2 = 64 \text{ mm}$.
- 6.15. $\alpha_1 = 25,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$ ở $\mu = 0,01 \text{ kg/kg}$ và $\alpha_1 = 28,3 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$ ở $\mu = 0,02 \text{ kg/kg}$.
- 6.16. Trong bộ hâm nước $\alpha_2 = 10,858 \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$; trong các giàn ống buồng đốt $\alpha_2 = 18,95 \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$.
- 6.17. Ở các nhiệt độ nước 200 và 300°C các giá trị α_2 tương ứng 8,92 và $10,175 \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$.
- 6.18. Ở các tốc độ hơi 10 và 30 m/s, α_2 tương ứng bằng 2,333 và $5,619 \text{ kW/(m}^2\cdot\text{K)}$.

6.19. $k = 61,9 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

6.20. $k = 91,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

6.21. Có tính đến α_2 ; $k = 90,7 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; không tính α_2 thì $k = 91,6 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; sai số 0,99%.

6.22. Các giá trị $k = 79,3 \cdot 10^{-3}$ và $96,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ tương ứng ở $\epsilon_z = 4,3$ và $1,72 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$.

6.23. Khi đốt than và ở các tốc độ $w_r = 8$ và 16 m/s , các giá trị của hệ số ϵ_z tương ứng 5,0 và $3,49 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$. Khi đốt than bùn với các tốc độ khối này $\epsilon_z = 4,28$ và $3,23 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$.

6.24. Sự tăng s_2 từ 55 tới 75 mm làm tăng hệ số bám bẩn tới $0,572 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$.

6.25. Ở các đường kính ống 32, 42 và 60 mm các giá trị ϵ_z tương ứng 1,376; 1,96; $2,855 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$.

6.26. Đối với than Matxcova $\psi = 0,70$; $k = 80,5 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; đối với than gầy $\psi = 0,60$ và $k = 69,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

6.27. Ở $A = 0,333$ có $\psi = 0,97$ và $\Delta t = 62,1^\circ\text{C}$; ở $A = 0,43$ có $\psi = 0,905$ và $\Delta t = 58,6^\circ\text{C}$.

6.28. $\Delta t = 200^\circ\text{C}$.

6.29. Δt giảm từ $501,5^\circ\text{C}$ ở $x = 35\%$ tới $501,1^\circ\text{C}$ ở $x = 40\%$.

6.30. Tỷ số $\Delta t_{\text{nguồn}}/\Delta t_{\text{thuận}} = 1,003$ trong bộ quá nhiệt tấm màn và 1,039 trong bộ hâm nước.

6.31. $\vartheta''_{\text{ek}} = 281^\circ\text{C}$.

6.32. ϑ''_{ek} tăng từ 281 tới $283,5^\circ\text{C}$.

6.33. $F_{\text{nn}} = 5348 \text{ m}^2$.

6.34. $F = 1580$ thay thế 1213 m^2 .

7.1. $t_{\text{r,B}}$ giảm từ 270,2 tới $246,3^\circ\text{C}$.

7.2. $\vartheta_{\text{yx}} = 130,7^\circ\text{C}$ ở bộ sấy kiểu ống và 104°C ở bộ sấy kiểu hoàn nhiệt.

7.3. $[Q_{\text{k.khi}}]_{\text{sơ bộ}} = 9435 \text{ kJ/kg}$ ở $\alpha'_{\text{hoàn nhiệt}} = 1,03$ và 6996 kJ/kg ở $\alpha'_{\text{hoàn nhiệt}} = 1,0$.

7.4. Có thể, bởi vì $t_{\text{r.b.hoàn nhiệt}} = 516^\circ\text{C}$.

7.5. $t_{\text{r,B}}$ tăng tới 620°C .

7.6. ở phương án đầu $\psi = 0,8$ với 4 lần cắt, phương án tăng nhiệt độ không khí vào.

7.7. α_k giảm từ $29,7 \cdot 10^{-3}$ tới $25,2 \cdot 10^{-3} \text{ kW/m}^2 \cdot \text{K}$

7.8. $\alpha_k = 37,1 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$

7.9. $k = 14,6 \cdot 10^{-3}$ và $18,3 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$ ở phương án đầu khi thực hiện bộ sấy khiếu ống ở dạng các hình khối riêng biệt.

7.10. $t'_B = 69^\circ\text{C}$. Không thoả mãn chiều cao lấy của phần đầu, cần phải tăng chiều cao.

7.11. Cần thiết $h_{r,y} = 0,79 \text{ m}$.

7.12. $\theta'_{r,y} \geq 139^\circ\text{C}$

7.13. Khi tăng A^0 từ 30,2 tới 40,0%, $h_{x,y}$ giảm từ 0,6 xuống 0,394 m.

7.14. $\theta' = 190^\circ\text{C}$.

7.15. $F_{RL} = 26960 \text{ m}^2$

7.16. Bề mặt tăng tới 27080 m^2

7.17. Khi tăng ω từ 0,2 tới 0,25, $t_{r,B}$ giảm tới 28°C , còn khi thay đổi ω từ 0,25 tới 0,3 giảm tới 31°C .

7.18. $\theta_{y,x}$ tăng thêm 4°C .

8.1. $F_{s,kp} = F_{s,cp} = 1454 \text{ m}^2$; $f_{kp} = f_{cp} = 0,443 \text{ m}^2$; $F_r = 711,4 \text{ m}^2$; $\sigma_1 = 1,7$; $\sigma_2 = 1,07$.

8.2. Ở $\phi 32 \times 5$ có $F = 468 \text{ m}^2$; $f = 0,164 \text{ m}^2$; $s = 0,856 \text{ m}$;

$\phi 36 \times 6$ có $F = 522 \text{ m}^2$; $f = 0,195 \text{ m}^2$; $s = 0,856 \text{ m}$;

$\phi 38 \times 6$ có $F = 548 \text{ m}^2$; $f = 0,229 \text{ m}^2$; $s = 0,866 \text{ m}$.

8.3. Cần sử dụng các ống $\phi 42 \text{ mm}$ có bề dày thành $7,5 \text{ mm}$, khi đó bề mặt gia nhiệt nhỏ hơn 1,63 lần.

8.4. Ở độ sâu của tấm $c = 2,0 \text{ m}$, cần bước ngang $s_1 = 405 \text{ mm}$, ở độ sâu $c = 3,0$ cần $s_1 = 610 \text{ mm}$.

8.5. Q_L tăng từ 55,2 tới $71,7 \text{ kJ/kg}$.

8.6. Khi chuyển sang đốt nhiên rắn Q_1 giảm từ 1385 (với mazut) tới 635 kJ/s .

8.7. $Q_{1,s} = 343 \text{ kJ/kg}$, $\Delta h_n = 288,0 \text{ kJ/kg}$.

8.8. Khi tăng tốc độ các sản phẩm cháy từ $3,5 \text{ m/s}$ tới 8 m/s , tỷ số $\alpha_k/\alpha_{1,1}$ tăng từ 0,352 tới 0,568.

8.9. Khi chuyển sang đốt khí tự nhiên $k = 100,8 \cdot 10^{-3}$ thay thế $73,0 \cdot 10^{-3} \text{ kW/(m}^2 \cdot \text{K)}$ khi đốt mazut.

8.10. $F = 256$ thay thế 371 m^2 theo ví dụ 8.8.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Nguyễn Sỹ Mão, Trương Duy Nghĩa. Thiết bị lò hơi. Xưởng in Đại học tại chức Bách khoa Hà Nội, 1993.
2. Phạm Lê Dân, Nguyễn Công Hân. Công nghệ lò hơi và mạng nhiệt. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật Hà Nội, 2006.
3. Đàm Xuân Hiệp, Trương Ngọc Tuấn, Trương Huy Hoàng. Nguyên lý và thiết bị trong các nhà máy điện. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật Hà Nội, 2006.
4. Đàm Xuân Hiệp, Bàng Bích, Đỗ Văn Thắng, Trương Ngọc Tuấn, Trương Huy Hoàng. Lò hơi công nghiệp. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật Hà Nội, 2007.
5. Đỗ Văn Thắng, Nguyễn Công Hân, Trương Ngọc Tuấn. Tính nhiệt lò hơi công nghiệp. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật Hà Nội, 2007.
6. Nguyễn Sỹ Mão. Lý thuyết cháy. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật Hà Nội, 2004.
7. Trần Gia Mỹ. Kỹ thuật cháy. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật Hà Nội, 2005.
8. Đỗ Văn Thắng, Trương Ngọc Tuấn. Bài tập lý thuyết cháy. Nhà xuất bản Bách khoa, 2007.

MỤC LỤC

Lời nói đầu	3
-------------	---

Chương 1

TÍNH TOÁN CÁC ĐẶC TÍNH CỦA NHIÊN LIỆU NĂNG LƯỢNG

1.1. Thành phần nhiên liệu	5
Bài tập	7
1.2. Nhiệt trị cháy của nhiên liệu	7
Bài tập	10

Chương 2

CÁC TÍNH TOÁN SẢN PHẨM CHÁY CỦA NHIÊN LIỆU

2.1. Thể tích không khí lý thuyết	12
Bài tập	13
2.2. Thành phần và thể tích sản phẩm cháy	13
Bài tập	19
2.3. Entanpi của không khí và sản phẩm cháy	19
Bài tập	24

Chương 3

CÂN BẰNG NHIỆT VÀ HIỆU SUẤT CỦA LÒ HƠI

3.1. Cân bằng nhiệt của lò hơi	25
Bài tập	29
3.2. Xác định hiệu suất lò hơi	30
Bài tập	35

Chương 4

TÍNH TOÁN BUỒNG ĐỐT VÀ CÁC BỀ MẶT ĐỐT BẰNG BỨC XẠ

4.1. Các đặc tính hình học và quang học của buồng đốt	37
Bài tập	56

4.2. Trao đổi nhiệt bức xạ trong buồng đốt	57
Bài tập	74
4.3. Các phương pháp tăng cường trao đổi nhiệt trong buồng đốt và giảm nhiệt độ khói buồng đốt	76
Bài tập	85
4.4. Tính toán các bề mặt hấp thụ nhiệt trong buồng đốt	87
Bài tập	89

Chương 5

TÍNH TOÁN HÀM LƯỢNG CHẤT ĐỘC HẠI CÓ TRONG SẢN PHẨM CHÁY

5.1. Các tính toán tạo khí oxit nitơ	90
5.1.1. Sự tạo thành các oxit nitơ	90
5.1.2. Các nồng độ các oxit nhiên liệu và các oxit nitơ nhanh. Nồng độ tổng của các oxit nitơ trong khói	93
5.1.3. Các đặc điểm tính toán tạo thành NO_x khi đốt cháy khí tự nhiên	94
Bài tập	103
5.2. Tính toán sự tạo thành các oxit lưu huỳnh và nhiệt độ điểm đọng sương các sản phẩm cháy khi đốt mazut và các nhiên liệu rắn	104
5.2.1. Sự tạo thành các oxit lưu huỳnh và tính toán nhiệt độ đọng sương khi đốt mazut	104
5.2.2. Tính toán nhiệt độ điểm đọng sương khi đốt nhiên liệu rắn	105
Bài tập	109

Chương 6

TÍNH TOÁN CÁC BỀ MẶT ĐỐT ĐỐI LƯU KIỂU ỐNG XOẮN

6.1. Các đặc tính hình học, tốc độ các phản ứng cháy và môi chất làm việc	110
Bài tập	118
6.2. Trao đổi nhiệt ở các bề mặt đốt	120
Bài tập	134
6.3. Tính toán hệ số truyền nhiệt ở các bề mặt đốt đối lưu kiểu	136
Bài tập	152

6.4. Tính toán độ chênh nhiệt độ trong các bề mặt đốt	153
Bài tập	159
6.5. Các tính toán nhiệt và thiết kế bề mặt đốt đối lưu	160
Bài tập	166

Chương 7

CÁCH TÍNH TOÁN BỘ SẤY KHÔNG KHÍ KIỂU ỐNG (TBII) VÀ KIỂU HOÀN NHIỆT (PBII)

7.1. Nhiệt hấp thụ giới hạn của bộ sấy không khí một cấp, độ chênh nhiệt độ	168
Bài tập	173
7.2. Các thông số truyền nhiệt trong bộ sấy không khí kiểu ống (TBII) và kiểu hoàn nhiệt (PBII)	174
Bài tập	181
7.3. Tính toán nhiệt hấp thụ phần "lạnh" và phần "nóng" của bộ sấy không khí	181
Bài tập	189
7.4. Tính toán nhiệt các bộ sấy không khí	189
Bài tập	203

Chương 8

TÍNH TOÁN CÁC BỀ MẶT ĐỐT ĐỐI LƯU - BỨC XẠ

8.1. Các đặc tính hình học của các bề mặt đốt đối lưu - bức xạ	204
Bài tập	209
8.2. Bộ hấp thụ nhiệt của các bề mặt đốt đối lưu và bức xạ	210
Bài tập	214
8.3. Tính toán nhiệt của các bề mặt gia nhiệt đối lưu - bức xạ	215
Bài tập	223
PHỤ LỤC	224
ĐÁP SỐ	247
TÀI LIỆU THAM KHẢO	253

2 0 8 0 2 2



1604080000042

61,000

Giá: 61000 đ