

M 602 12/95

ẢI

NG NGOC ĐỒNG

EBOOKBKMT.COM
Tài liệu kỹ thuật miễn phí



Bài tập

Kỹ THUẬT Nhiệt

Thu Vien DHKTCN-TN



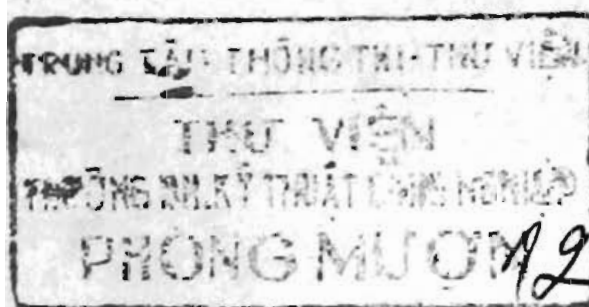
MGT08046737

NHÀ XUẤT BẢN
KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

PGS. PTS. Bùi Hải - PTS. Hoàng Ngọc Đồng

K37 NA

Bài tập Kỹ thuật nhiệt



NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
HÀ NỘI.1999

LỜI NÓI ĐẦU

Cuốn "**Bài tập kỹ thuật nhiệt**" này được biên soạn theo nội dung cuốn giáo trình "**Kỹ thuật nhiệt**" của các tác giả Bùi Hải và Trần Thế Sơn, do Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật phát hành đang được sử dụng cho việc đào tạo các hệ kỹ sư ở các trường đại học kỹ thuật.

Cuốn "**Bài tập kỹ thuật nhiệt**" này được biên soạn theo kinh nghiệm giảng dạy lâu năm của các tác giả nhằm đáp ứng nhu cầu học tập của sinh viên các trường đại học kỹ thuật. Cuốn sách trình bày tóm lược nội dung lý thuyết từng phần, sau đó chủ yếu là các bài tập đã được giải sẵn, ở đây các tác giả chú ý tới các dạng bài tập ngắn, nhằm phục vụ cho cách thi trắc nghiệm là cách thi mới của môn học đang được sử dụng ở một số trường đại học kỹ thuật.

Sách gồm hai phần 4 chương và phần phụ lục được phân công biên soạn như sau : PGS. PTS. Bùi Hải, Đại học Bách khoa Hà Nội là chủ biên và soạn chương 1, chương 2 của phần I; PTS. Hoàng Ngọc Đồng, Đại học Kỹ thuật Đà Nẵng soạn chương 3, chương 4 của phần II và phần III Phụ lục. Trong quá trình biên soạn chắc chắn không tránh khỏi sai sót, mong nhận được sự góp ý của bạn đọc.

Các tác giả

Phần I

NHIỆT ĐỘNG KỸ THUẬT

Chương 1

PHƯƠNG TRÌNH TRẠNG THÁI VÀ CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CỦA CHẤT KHÍ

1.1 THÔNG SỐ TRẠNG THÁI

1.1.1 Nhiệt và công

Nhiệt ký hiệu Q , đơn vị là J hoặc $q = \frac{Q}{G}$ đơn vị là J/kg với G là khối lượng của môi chất tính theo kg . Công ký hiệu L đơn vị là J hoặc $l = \frac{L}{G}$ đơn vị là J/kg . Nhiệt và công không phải là thông số trạng thái mà là hàm của quá trình. Đơn vị đo của năng lượng nói chung là J (Jun) ngoài ra còn có thể sử dụng các đơn vị chuyển đổi sau :

$$1 \text{ kJ} = 10^3 \text{ J}; 1 \text{ MJ} = 10^3 \text{ kJ} = 10^6 \text{ J};$$

$$1 \text{ cal} = 4,18 \text{ J}; 1 \text{ kcal} = 4,18 \text{ kJ}; 1 \text{ BTU} \approx 0,3 \text{ J}.$$

Quy ước dấu của nhiệt và công như sau : môi chất nhận nhiệt $Q > 0$, môi chất toả nhiệt $Q < 0$; môi chất sinh công $L > 0$, môi chất nhận công $L < 0$.

1.1.2 Thông số trạng thái

a) Thể tích riêng

Thể tích riêng được xác định theo công thức sau :

$$v = \frac{V}{G}, m^3/kg \quad (1.1)$$

trong đó :

V - thể tích, m^3 ;

G - khối lượng, kg .

Khối lượng riêng (hay mật độ) ρ là đại lượng nghịch đảo của thể tích riêng :

$$\rho = \frac{1}{V} = \frac{G}{V}, \text{ kg/m}^3 \quad (1.2)$$

b) Áp suất

Áp suất được ký hiệu p , đơn vị là $N/m^2 = 1 \text{ Pa}$ (Pascal). Ngoài ra còn có thể dùng các đơn vị đo khác như sau :

$$1 \text{ kPa} = 10^3 \text{ Pa}; 1 \text{ MPa} = 10^3 \text{ kPa} = 10^6 \text{ Pa}$$

$$1 \text{ bar} = 10^5 \text{ N/m}^2 = 10^5 \text{ Pa} = 750 \text{ mmHg}$$

$$1 \text{ at} = 0,98 \text{ bar} = 735,5 \text{ mmHg} = 10 \text{ mH}_2\text{O}$$

$$1 \text{ Psi} = 6895 \text{ Pa} \approx 0,07 \text{ at}$$

mmHg còn được gọi là tor .

Các qui đổi trên theo mmHg ở 0°C , nếu cột mmHg đo ở nhiệt độ t khác 0°C , muốn tính chính xác phải qui đổi cột mmHg về 0°C rồi mới dùng quan hệ qui đổi trên như sau :

$$h_0 = h_t(1 - 0,000172 t) \quad (1.3)$$

trong đó :

h_0 - chiều cao cột thủy ngân qui đổi về 0°C ;

h_t - chiều cao cột thủy ngân đo ở nhiệt độ t ;

t - nhiệt độ, $^\circ\text{C}$.

Áp suất tuyệt đối p là áp suất thực của môi chất. Giữa áp suất tuyệt đối p , áp suất thực p_0 của khí quyển, áp suất dư p_d và độ chân không p_{ck} có quan hệ như sau :

$$p = p_0 + p_d \quad (1.4)$$

$$p = p_0 - p_{ck} \quad (1.5)$$

c) Nhiệt độ

Thang đo nhiệt độ theo nhiệt độ bách phân có ký hiệu t , đơn vị $^\circ\text{C}$; theo nhiệt độ tuyệt đối có ký hiệu T , đơn vị $^\circ\text{K}$, thang nhiệt độ theo Fahrenheit có ký hiệu t_F đơn vị $^\circ\text{F}$. Giữa chúng có các qui đổi sau :

$$T = 273,15 + t \approx 273 + t \quad (1.6)$$

$$dT = dt ; \Delta T = \Delta t$$

$$t(^{\circ}C) = (t_F - 32) \frac{5}{9} \quad (1.7)$$

d) Nội năng

Nội năng có ký hiệu U , đơn vị J hoặc u , đơn vị J/kg . Nội năng ở đây là năng lượng chuyển động của các phân tử (nội nhiệt năng). Biến đổi nội năng của khí lý tưởng trong mọi quá trình theo các quan hệ sau :

$$du = C_v dT \quad (1.8)$$

$$\Delta U = G.\Delta u = G.C_v(T_2 - T_1) \quad (1.9)$$

ở đây C_v là nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích.

Khí lý tưởng là khí thực khi bỏ qua lực tác dụng tương hỗ giữa các phân tử và thể tích bản thân các phân tử. Ví dụ khí O_2 , N_2 , CO_2 , không khí ... ở điều kiện nhiệt độ và áp suất thường đều được coi là khí lý tưởng.

e) Năng lượng đẩy

Năng lượng đẩy là năng lượng chỉ có trong hệ hở để giúp môi chất chuyển động ra hoặc vào hệ nhiệt động.

f) Entanpi

Entanpi có ký hiệu I , đơn vị J hoặc i , đơn vị J/kg , cũng có thể dùng ký hiệu H , đơn vị J hoặc h , đơn vị J/kg . Ta có quan hệ :

$$i = u + p.v \quad (1.10)$$

Biến đổi entanpi của khí lý tưởng trong mọi quá trình theo các quan hệ sau:

$$di = C_p dT \quad (1.11)$$

$$\Delta I = G.\Delta i = G.C_p(T_2 - T_1) \quad (1.12)$$

g) Entropi

Entropi có ký hiệu S , đơn vị J/K hoặc s đơn vị $J/kg.K$. Biến đổi entropi theo quan hệ sau :

$$ds = \frac{dq}{T} \quad (1.13)$$

T - nhiệt độ tuyệt đối của môi chất.

h) Exergi và anergi

Exergi có ký hiệu E đơn vị J hoặc e đơn vị J/kg . Exergi là phần năng lượng có thể biến đổi hoàn toàn thành công trong quá trình thuận nghịch. Anergì có ký hiệu A đơn vị J hoặc a đơn vị J/kg . Anergì là phần năng lượng nhiệt không thể biến đổi hoàn toàn thành công trong quá trình thuận nghịch.

Với nhiệt q ta có quan hệ sau :

$$q = e + a \quad (1.14)$$

trong đó :

e - exergi, J/kg ;

a - anergi, J/kg ;

Exergi của nhiệt lượng q ở nhiệt độ T khác nhiệt độ môi trường T_0 được xác định theo quan hệ sau :

$$e = q(1 - \frac{T_0}{T}) \quad (1.15)$$

Exergi của dòng môi chất chuyển động được xác định như sau :

$$e = i - i_0 - T_0(s - s_0) \quad (1.16)$$

trong đó :

i, s - entanpi, entropi của môi chất ở nhiệt độ T , áp suất p khác với nhiệt độ môi trường T_0 , áp suất môi trường p_0 ;

i_0, s_0 - entanpi, entropi của môi chất ở T_0, p_0 .

1.2 PHƯƠNG TRÌNH TRẠNG THÁI CỦA KHÍ LÝ TƯỞNG

Phương trình viết cho 1 kg :

$$p v = RT \quad (1.17a)$$

Phương trình viết cho G kg :

$$pV = GRT \quad (1.17b)$$

trong đó :

p tính theo N/m^2 ; v tính theo m^3/kg ; T tính theo $^{\circ}K$;

R - hằng số chất khí, được xác định bằng biểu thức :

$$R = \frac{8314}{\mu}, \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{K} \quad (1.18)$$

μ - kilomol của khí lý tưởng, kg/kmol (có trị số bằng phân tử lượng);
 G - khối lượng khí, kg

Phương trình viết cho 1 kilomol khí lý tưởng :

$$pV_\mu = R_\mu T = 8314T \quad (1.19)$$

trong đó :

V_μ - thể tích của 1 kilomol :

$$V_\mu = v \cdot \mu, \text{ m}^3/\text{kmol}$$

R_μ - hằng số phổ biến của khí lý tưởng, $R_\mu = 8314 \text{ J/kmol} \cdot \text{K}$.

Phương trình viết cho M kilomol khí lý tưởng

$$pV = M \cdot R_\mu T = 8314 M \cdot T \quad (1.20)$$

M - số kilomol.

1.3 NHIỆT DUNG RIÊNG CỦA CHẤT KHÍ

1.3.1 Các loại nhiệt dung riêng

- Nhiệt dung riêng khối lượng, ký hiệu C đơn vị $\text{J/kg} \cdot ^\circ\text{K}$.
- Nhiệt dung riêng thể tích, ký hiệu C' đơn vị $\text{J/m}^3_{tc} \cdot ^\circ\text{K}$.
- Nhiệt dung riêng kilomol, ký hiệu C_μ đơn vị $\text{J/kmol} \cdot ^\circ\text{K}$.

Quan hệ giữa các loại nhiệt dung riêng :

$$C = C' \cdot v_{tc} = \frac{C_\mu}{\mu} \quad (1.21)$$

v_{tc} - thể tích riêng ở điều kiện tiêu chuẩn vật lý ($t_0 = 0^\circ\text{C}$, $p_0 = 760 \text{ mmHg}$), $\text{m}^3_{tc}/\text{kg}$.

- Nhiệt dung riêng đẳng áp C_p , C'_p , $C_{\mu p}$ - nhiệt dung riêng khi quá trình xảy ra ở áp suất không đổi $p = \text{const}$.

- Nhiệt dung riêng đẳng tích C_v , C'_v , $C_{\mu v}$ - nhiệt dung riêng khi quá trình xảy ra ở thể tích không đổi $V = \text{const}$.

Quan hệ giữa nhiệt dung riêng đẳng áp và nhiệt dung riêng đẳng tích của khí lý tưởng :

$$C_p - C_v = R \quad (1.22)$$

$$C_p = k.C_v \quad (1.23)$$

k - số mũ đoạn nhiệt.

1.3.2 Nhiệt dung riêng là hằng số và nhiệt dung riêng trung bình

Với khí lý tưởng, nhiệt dung riêng không phụ thuộc vào nhiệt độ và là hằng số được xác định theo bảng 1.1.

Bảng 1.1 Nhiệt dung riêng của khí lý tưởng

Loại khí	Trị số k	kcal/kmol. $^{\circ}$ K		kJ/kmol. $^{\circ}$ K	
		$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$	$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$
Một nguyên tử	1,6	3	5	12,6	20,9
Hai nguyên tử (N_2 , O_2 ...)	1,4	5	7	20,9	29,3
Ba hoặc nhiều nguyên tử (CO_2 , H_2O ...)	1,3	7	9	29,3	37,7

Với khí thực, nhiệt dung riêng phụ thuộc vào nhiệt độ nên ta có khái niệm nhiệt dung riêng trung bình. Nhiệt dung riêng trung bình từ $0^{\circ}C$ đến $t^{\circ}C$ được ký hiệu $C|_0^t$ và cho trong các bảng ở phần Phụ lục. Nhiệt dung riêng trung bình từ t_1

đến t_2 ký hiệu $C|_{t_1}^{t_2}$ hay C_{tb} , được xác định bằng công thức tổng quát sau :

$$C|_{t_1}^{t_2} = \frac{1}{t_2 - t_1} \left[t_2 \cdot C|_0^{t_2} - t_1 \cdot C|_0^{t_1} \right] \quad (1.24)$$

1.3.3 Tính nhiệt theo nhiệt dung riêng

Thông thường nhiệt lượng được tính theo nhiệt dung riêng khối lượng :

- với quá trình đẳng áp :

$$Q = G.C_p(t_2 - t_1) \quad (1.25)$$

- với quá trình đẳng tích :

$$Q = G.C_v(t_2 - t_1) \quad (1.26)$$

- với quá trình đa biến :

$$Q = G.C_n(t_2 - t_1) \quad (1.27)$$

Trong các công thức trên :

Q - nhiệt lượng, kJ ;

C_p - nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp, $kJ/kg.^{\circ}K$;

C_v - nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích, $kJ/kg.^{\circ}K$;

C_n - nhiệt dung riêng khối lượng đa biến, $kJ/kg.^{\circ}K$;

1.4 BẢNG VÀ ĐỒ THỊ CỦA MÔI CHẤT

Với các khí O_2 , N_2 , không khí, ... ở điều kiện bình thường có thể coi là khí lý tưởng và các thông số được xác định bằng phương trình trạng thái của khí lý tưởng đã nêu ở phần trên. Với nước, môi chất lạnh, ... không thể coi là khí lý tưởng nên các thông số được xác định theo các bảng số hoặc đồ thị của chúng.

1.4.1 Các bảng số của nước hoặc môi chất lạnh (NH_3 , R12, R22...)

Để xác định các thông số của chất lỏng sôi và hơi bão hoà khô, ta sử dụng bảng hơi bão hoà theo nhiệt độ hoặc theo áp suất cho trong phần phụ lục. Ở đây cần lưu ý các thông số của chất lỏng sôi được ký hiệu với một dấu phẩy, ví dụ : v' , ρ' , i' , ... còn các thông số của hơi bão hoà khô được ký hiệu với hai dấu phẩy, ví dụ : v'' , ρ'' , i'' , Trong các bảng số và đồ thị không cho ta giá trị nội năng, muốn tính nội năng phải dùng công thức :

$$u = i - p.v \quad (1.28)$$

trong đó :

u tính theo J/kg ;

i tính theo J/kg ;

p tính theo N/m^2 ;

v tính theo m^3/kg .

Để xác định các thông số của chất lỏng chưa sôi và hơi quá nhiệt ta sử dụng bảng hơi quá nhiệt tra theo nhiệt độ và áp suất.

Hơi bão hoà ẩm là hỗn hợp giữa chất lỏng sôi và hơi bão hoà khô. Các thông số của hơi bão hoà ẩm v_x , i_x , s_x được xác định bằng các công thức sau :

$$v_x = v' + x(v'' - v') \quad (1.29a)$$

$$i_x = i' + x(i'' - i') \quad (1.29b)$$

$$s_x = s' + x(s'' - s') \quad (1.29c)$$

trong đó x là độ khô (lượng hơi bão hoà khô có trong 1 kg hơi bão hoà ẩm). Nếu trong công thức (1.29) khi biết các giá trị v_x, i_x, s_x ta có thể tính được độ khô.

Ví dụ :

$$x = \frac{i_x - i'}{i'' - i'} \quad (1.30)$$

1.4.2 Các đồ thị của môi chất

Để tính toán với nước, thuận tiện hơn cả là dùng đồ thị $i - s$, đồ thị $i - s^*$ của nước được cho trong phần phụ lục.

Với môi chất lạnh như NH_3 , R12, R22,... thuận tiện hơn cả là dùng đồ thị $\lg p - h$. Đồ thị $\lg p - h$ của một số môi chất lạnh cho trong phần phụ lục.

1.5 CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CƠ BẢN CỦA KHÍ LÝ TƯỞNG

1.5.1 Biến đổi nội năng và entanpi của khí lý tưởng

Biến đổi nội năng :

$$\Delta U = U_2 - U_1 = G.C_v(t_2 - t_1) \quad (1.31)$$

Biến đổi entanpi :

$$\Delta I = I_2 - I_1 = G.C_p(t_2 - t_1) \quad (1.32)$$

trong đó :

U tính theo kJ ;

I tính theo kJ ;

C_v và C_p tính theo $\text{kJ/kg}^\circ\text{K}$;

t tính theo $^\circ\text{C}$;

G tính theo kg .

1.5.2 Quá trình đẳng tích

Quá trình đẳng tích là quá trình xảy ra trong thể tích không đổi $V = \text{const}$ và số mũ đa biến $n = \pm \infty$, nhiệt dung riêng của quá trình C_v . Trong quá trình này ta có những quan hệ sau :

- Quan hệ giữa nhiệt độ và áp suất :

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{p_2}{p_1} \quad (1.33)$$

- Công thay đổi thể tích : $l_{12} = 0$

- Công kỹ thuật : $l_{kt12} = -v(p - p_1)$ (1.34)

- Nhiệt của quá trình :

$$Q = G.C_v(t_2 - t_1) \quad (1.35)$$

- Biến đổi entropi :

$$\Delta S = G.C_v \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (1.36)$$

1.5.3 Quá trình đẳng áp

Quá trình đẳng áp là quá trình xảy ra khi áp suất không thay đổi $p = \text{const}$ và số mũ đa biến $n = 0$, nhiệt dung riêng của quá trình C_p . Trong quá trình này ta có các quan hệ sau :

- Quan hệ giữa nhiệt độ và thể tích :

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{v_2}{v_1} \quad (1.37)$$

- Công thay đổi thể tích :

$$l_{12} = p(v_2 - v_1) \quad (1.38)$$

- Công kỹ thuật :

$$l_{kt} = 0$$

- Nhiệt của quá trình :

$$Q = G.C_p(t_2 - t_1) \quad (1.39)$$

- Biến đổi entropi :

$$\Delta S = G.C_p \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (1.40)$$

1.5.4 Quá trình đẳng nhiệt

Quá trình đẳng nhiệt là quá trình xảy ra khi nhiệt độ của quá trình không thay đổi $T = \text{const}$ và số mũ đa biến $n = 1$, nhiệt dung riêng của quá trình $C_T = \infty$. Trong quá trình này ta có các quan hệ sau:

- Quan hệ giữa áp suất và thể tích :

$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{v_1}{v_2} \quad (1.41)$$

- Công thay đổi thể tích và công kỹ thuật:

$$l_{12} = l_{k12} = RT \ln \frac{v_2}{v_1} = RT \ln \frac{p_1}{p_2} \quad (1.42)$$

- Nhiệt của quá trình :

$$Q = L_{12} = G l_{12} = GRT \ln \frac{p_1}{p_2} \quad (1.43)$$

- Biến đổi entropi :

$$\Delta S = GR \ln \frac{p_1}{p_2} \quad (1.44)$$

1.5.5 Quá trình đoạn nhiệt

Quá trình đoạn nhiệt là quá trình xảy ra khi không trao đổi nhiệt với môi trường $q = 0$ và $dq = 0$, số mũ đa biến $n = k$, entropi của quá trình không đổi $s = \text{const}$ và nhiệt dung riêng của quá trình $C = 0$. Trong quá trình này ta có các quan hệ sau :

- Quan hệ giữa nhiệt độ, áp suất và thể tích :

$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{v_1}{v_2} \quad (1.45)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{k-1} \quad (1.46)$$

- Công thay đổi thể tích :

$$l_{12} = \frac{p_1 v_1}{k-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] \quad (1.47)$$

- Công kỹ thuật :

$$l_{k12} = k.l_{12} = \frac{kRT_1}{k-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] \quad (1.48)$$

1.5.6 Quá trình đa biến

Quá trình đa biến là quá trình xảy ra khi nhiệt dung riêng của quá trình không đổi $C_n = \text{const}$ và được xác định bằng biểu thức sau :

$$C_n = C_v + \frac{n-k}{n-1} \quad (1.49)$$

Trong quá trình này ta có các quan hệ sau :

- Quan hệ giữa nhiệt độ, áp suất và thể tích :

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^n \quad (1.50)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{n-1} \quad (1.51)$$

- Công thay đổi thể tích :

$$l_{12} = \frac{p_1 v_1}{n-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad (1.52)$$

- Công kỹ thuật :

$$l_{k12} = n l_{12} = \frac{nRT_1}{n-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad (1.53)$$

- Nhiệt của quá trình :

$$Q = G.C_n (t_2 - t_1) \quad (1.54)$$

- Biến đổi entropi

$$\Delta S = G.C_n \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (1.55)$$

1.6 CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CƠ BẢN CỦA KHÍ THỰC

1.6.1 Biến đổi entanpi, nội năng, entropi

- Biến đổi entanpi

$$\Delta I = G.\Delta i = G(i_2 - i_1) \quad (1.56)$$

- Biến đổi nội năng :

$$\Delta U = G\Delta u = G(u_2 - u_1) = G[i_2 - p_2 v_2 - (i_1 - p_1 v_1)] \quad (1.57)$$

- Biến đổi entropi :

$$\Delta S = G.\Delta s = G(s_2 - s_1) \quad (1.58)$$

1.6.2 Quá trình đẳng tích

- Công thay đổi thể tích :

$$l_{12} = 0 \quad (1.59)$$

- Công kỹ thuật :

$$l_{k12} = -v(p_2 - p_1)$$

- Nhiệt của quá trình :

$$Q = \Delta U = G(u_2 - u_1) \quad (1.60)$$

1.6.3 Quá trình đẳng áp

- Công thay đổi thể tích :

$$l_{12} = p(v_2 - v_1) \quad (1.61)$$

- Công kỹ thuật :

$$l_{k12} = 0$$

- Nhiệt của quá trình :

$$Q = \Delta I = G(i_2 - i_1) \quad (1.62)$$

1.6.4 Quá trình đẳng nhiệt

- Nhiệt của quá trình :

$$Q = G.T(s_2 - s_1); \quad q = T(s_2 - s_1) \quad (1.63)$$

- Công thay đổi thể tích : $l_{12} = q - (u_2 - u_1)$ (1.64)

- Công kỹ thuật : $l_{k12} = q - (i_2 - i_1)$ (1.65)

1.6.5 Quá trình đoạn nhiệt thuận nghịch

- Entropi của quá trình :

$$s_1 = s_2 = \text{const}$$

- Nhiệt của quá trình : $Q = 0$

- Công thay đổi thể tích : $l_{12} = -\Delta u = -(u_2 - u_1)$ (1.66)

- Công kỹ thuật : $l_{k12} = -\Delta i = -(i_2 - i_1)$ (1.67)

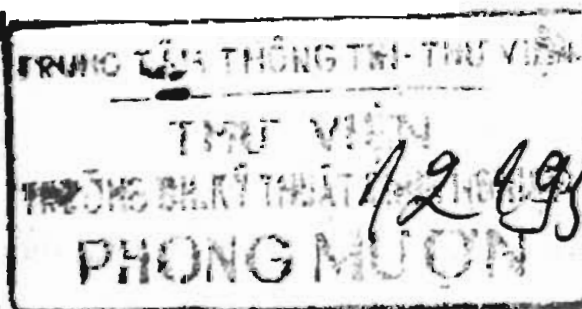
1.7 QUÁ TRÌNH HỖN HỢP CỦA KHÍ HOẶC HƠI

1.7.1 Hỗn hợp khí lý tưởng

a) Các thành phần của hỗn hợp

- Thành phần khối lượng g_i :

$$\sum g_i = \sum \frac{G_i}{G} = 1 \quad (1.68)$$



trong đó : G_i, G - khối lượng của khí thành phần và của hỗn hợp.

- Thành phần thể tích v_i :

$$\sum v_i = \sum \frac{V_i}{V} = 1 \quad (1.69)$$

trong đó :

V_i - thể tích của khí thành phần;

V - thể tích của hỗn hợp.

- Thành phần kilomol r_i :

$$\sum r_i = \sum \frac{M_i}{M} = 1 \quad (1.70)$$

trong đó M_i, M là số kilomol của khí thành phần và của hỗn hợp.

Chứng minh được rằng thành phần thể tích bằng thành phần kilomol.

b) Xác định các đại lượng của hỗn hợp

- Kilomol của hỗn hợp μ :

$$\mu = \sum r_i \mu_i \quad (1.71)$$

$$\mu = \frac{1}{\sum \frac{g_i}{\mu_i}} \quad (1.72)$$

trong đó :

r_i, g_i - thành phần thể tích và thành phần khối lượng của hỗn hợp;

μ_i - kilomol của khí thành phần.

- Hằng số chất khí của hỗn hợp :

$$R = \frac{8314}{\mu} \quad (1.73)$$

$$R = \sum g_i R_i \quad (1.74)$$

trong đó :

R_i - hằng số chất khí của khí thành phần;

μ - kilomol của hỗn hợp khí được tính theo (1.71) hoặc (1.72).

- Nhiệt dung riêng của hỗn hợp C :

$$C = \sum g_i C_i \quad (1.75)$$

trong đó C_i , C - nhiệt dung riêng khối lượng của khí thành phần và của hỗn hợp.

c) *Xác định phân áp suất của khí thành phần p_i*

$$p_i = r_i \cdot p \quad (1.76)$$

p - áp suất của hỗn hợp được xác định theo định luật Dalton :

$$p = \sum p_i$$

d) *Quan hệ giữa thành phần g_i và r_i*

$$g_i = \frac{\mu_i r_i}{\sum \mu_i r_i}; \quad r_i = \frac{\frac{g_i}{\mu_i}}{\sum \frac{g_i}{\mu_i}} \quad (1.77)$$

1.7.2 Quá trình hỗn hợp của chất khí

a) *Hỗn hợp trong thể tích đã cho V*

$$U = \sum U_i \quad (1.78)$$

trong đó U_i , U là nội năng của khí thành phần và của hỗn hợp.

Đối với khí lý tưởng, nhiệt độ của hỗn hợp khí được xác định theo công thức :

$$T = \frac{\sum g_i C_{vi} T_i}{\sum g_i C_{vi}} \quad (1.79a)$$

trong đó C_{vi} - nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích của khí thành phần.

Nếu khí thành phần là cùng một chất, ta có :

$$t = \sum g_i t_i \quad (1.79b)$$

b) *Hỗn hợp theo dòng*

Hỗn hợp được tạo thành khi ta nối ống dẫn các dòng khí vào một ống chung. Ở đây áp suất của hỗn hợp p thường cho trước. Entanpi của hỗn hợp được xác định theo công thức :

$$I = \sum I_i \quad (1.80)$$

trong đó I_i, I là entanpi của khí thành phần và của hỗn hợp.

Nhiệt độ của hỗn hợp khí lý tưởng được xác định theo công thức :

$$T = \frac{\sum g_i C_{pi} T_i}{\sum g_i C_{pi}} \quad (1.81a)$$

C_{pi} - nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp của khí thành phần.

Nếu các dòng khí là cùng một chất ta có :

$$t = \sum g_i t_i \quad (1.81b)$$

c) *Hỗn hợp khí nạp vào thể tích cố định*

Nhiệt độ của khí lý tưởng được xác định theo công thức :

$$T = \frac{g_1 C_{v1} T_1 + \sum_{i=2}^{n+1} g_i C_{pi} T_i}{\sum_{i=1}^n g_i C_{vi}} \quad (1.82a)$$

Nếu hỗn hợp là cùng một chất :

$$t = g_1 t_1 + g_2 t_2 + g_3 t_3 + \dots \quad (1.82b)$$

Áp suất của hỗn hợp được xác định từ phương trình trạng thái :

$$pV = GRT$$

1.8 QUÁ TRÌNH LƯU ĐỘNG VÀ TIẾT LƯU CỦA KHÍ VÀ HƠI

1.8.1 Quá trình lưu động của khí và hơi

a) *Khái niệm cơ bản*

- Phương trình liên tục :

Với giả thiết dòng lưu động ổn định và liên tục, lưu lượng G tính theo kg/s của dòng môi chất qua tiết diện sẽ không đổi:

$$f \cdot \omega \cdot \rho = \text{const hay } \frac{f \cdot \omega}{\rho} = \text{const} \quad (1.83)$$

trong đó :

- f - tiết diện của ống, m^2 ;
- ω - tốc độ của môi chất, m/s ;
- ρ - khối lượng riêng, kg/m^3 ;
- v - thể tích riêng của dòng môi chất, m^3/kg .

- Tốc độ âm thanh a

$$a = \sqrt{k \cdot p \cdot v} = \sqrt{k \cdot R \cdot T} \quad (1.84)$$

trong đó :

- k - số mũ đoạn nhiệt;
- p - áp suất, N/m^2 ;
- v - thể tích riêng, m^3/kg ;
- T - nhiệt độ của môi trường truyền âm thanh, 0K ;
- R - hằng số chất khí của môi trường, J/kg^0K .

- Số Mach M

$$M = \frac{\omega}{a} \quad (1.85)$$

trong đó :

- ω - tốc độ dòng khí, m/s ;
- a - tốc độ âm thanh trong khí đó, m/s .

b) Các công thức cơ bản về lưu động

- Quan hệ giữa tốc độ dòng khí và áp suất

$$\omega d\omega = - v dp \quad (1.86)$$

Từ đó có khái niệm : ống tăng tốc trong đó tốc độ tăng, áp suất giảm; ống tăng áp trong đó áp suất tăng, tốc độ giảm.

- Quan hệ giữa tốc độ và hình dạng của ống:

$$\frac{df}{f} = (M^2 - 1) \frac{d\omega}{\omega} \quad (1.87)$$

Từ đó có khái niệm : ống tăng tốc nhỏ dần (khí $M \leq 1$), ống tăng tốc lớn dần (khí $M \geq 1$), ống tăng tốc hỗn hợp hay Laval (khí vào ống $M < 1$, khi ra khỏi ống chất khí có $M > 1$). Ống tăng áp nhỏ dần (khí $M \geq 1$), ống tăng áp lớn dần ($M \leq 1$), ống tăng áp hỗn hợp (khí vào dòng khí có $M > 1$, khi ra $M < 1$)

- Tốc độ dòng khí tại cửa ra của ống tăng tốc

+ với khí lý tưởng ta có công thức:

$$\omega_2 = \sqrt{\frac{2k}{k-1} RT_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}, m/s \quad (1.88)$$

trong đó :

k - số mũ đoạn nhiệt;

R - hằng số chất khí, $J/kg \cdot ^\circ K$;

T_1 - nhiệt độ của khí khi vào ống, $^\circ K$;

p_1 - áp suất của khí khi vào ống, bar ;

p_2 - áp suất của khí tại tiết diện ra của ống, bar .

+ với khí thực (hơi nước...) thường dùng công thức :

$$\omega_2 = \sqrt{2(i_2 - i_1)}, m/s \quad (1.89)$$

i_1, i_2 - entanpi của khí tại tiết diện vào và ra của ống, J/kg .

- Tỷ số áp suất tới hạn β_k được xác định theo công thức :

$$\beta_k = \frac{p_k}{p_1} = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (1.90)$$

p_k - áp suất tới hạn (áp suất ở trạng thái khi $\omega = a$).

Với khí hai nguyên tử $k = 1,4$ thì $\beta_k = 0,528$, với hơi nước quá nhiệt $\beta_k = 0,55$.

- Tốc độ tới hạn ω_k :

+ với khí lý tưởng :

$$\omega_k = \sqrt{\frac{2k}{k-1} R \cdot T_1 \left[1 - \beta_k^{\frac{k-1}{k}} \right]}, m/s \quad (1.91)$$

+ với hơi nước :

$$\omega_k = \sqrt{2(i_1 - i_k)}, m/s \quad (1.92)$$

i_1, i_k - entanpi của hơi môi chất ở trạng thái tới hạn, J/kg , có áp suất tới hạn $p_k = p_1 \beta_k$.

- Lưu lượng dòng khí G

Lưu lượng dòng khí G được xác định từ phương trình liên tục viết cho tiết diện ra của ống:

$$G = \frac{f_2 \omega_2}{v_2}, \text{ kg/s} \quad (1.93)$$

trong đó :

f_2 - tính theo m^2 ;

ω_2 - tính theo m/s ;

v_2 - tính theo m^3/kg .

- Lưu lượng lớn nhất G_{max} .

+ với ống tăng tốc nhỏ dần:

$$G_{max} = \frac{f_2 \omega_k}{v_k}, \text{ kg/s} \quad (1.94)$$

+ với ống tăng tốc hỗn hợp :

$$G_{max} = \frac{f_{min} \omega_k}{v_k}, \text{ kg/s} \quad (1.95)$$

trong đó :

f_2, f_{min} - diện tích cửa ra và tiết diện bé nhất của ống, m^2 ;

v_k - thể tích riêng ở trạng thái tới hạn, m^3/kg có áp suất p_k .

1.8.2 Quá trình tiết lưu của khí hoặc hơi

a) Tính chất khí tiết lưu

- Áp suất giảm : $p_2 < p_1$

- Entanpi trước tiết lưu i_1 và sau tiết lưu i_2 không đổi : $i_1 = i_2$

- Nhiệt độ của khí lý tưởng không đổi: $T_1 = T_2$

- Nhiệt độ của khí thực giảm ($T_1 < T_{ch}$ - nhiệt độ chuyển biến).

b) Ứng dụng

Quá trình tiết lưu được ứng dụng trong máy lạnh như van tiết lưu nhiệt (giảm áp suất và có điều chỉnh năng suất lạnh), ống mao dẫn (chỉ giảm áp suất) và trong tuabin để điều chỉnh công suất của tuabin.

1.9 QUÁ TRÌNH KHÍ NÉN

Máy nén cũng như bơm, quạt là máy tiêu hao công, nên cố gắng để giá trị công hay công suất của máy nén càng nhỏ càng tốt.

Có hai loại máy nén khí : máy nén pittông và máy nén ly tâm. Nguyên lý làm việc và cấu tạo của hai loại máy nén này khác nhau nhưng chúng giống nhau trong việc phân tích tính chất nhiệt động học.

1.9.1 Máy nén pittông một cấp lý tưởng và thực

Máy nén pittông gọi là lý tưởng khi pittông chuyển động đến sát nắp xylanh, máy nén pittông thực khi pittông chỉ chuyển động đến gần nắp xylanh, nghĩa là còn một khoảng hở gọi là thể tích thừa (hay thể tích chết).

Công trong máy nén pittông một cấp lý tưởng hoặc thực khi quá trình nén là quá trình đa biến với số mũ đa biến n được tính theo công thức sau :

$$L_{mm} = -\frac{n}{n-1} GRT_1 \left(\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right), J \quad (1.96)$$

trong đó :

π - tỉ số nén:

$$\pi = \frac{p_2}{p_1}$$

G - khối lượng khí, kg ;

R - hằng số chất khí, $J/kg.^{\circ}K$;

T_1 - nhiệt độ khí hút vào máy nén, $^{\circ}K$.

Nhiệt lượng toả ra trong máy nén khi nén đa biến :

$$Q_n = -G.C_n T_1 \left(\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right), J \quad (1.97)$$

C_n - nhiệt dung riêng của quá trình đa biến, $J/kg.^{\circ}K$.

1.9.2 Máy nén pittông nhiều cấp

Với máy nén một cấp, tỷ số nén cao nhất khoảng $\pi = 6 \div 8$, vậy muốn nén tới áp suất cao hơn phải dùng máy nén nhiều cấp. Tổng quát khi ký hiệu số cấp máy nén là m , ta có tỷ số nén giữa các cấp như nhau và bằng :

$$\pi = \sqrt[m]{\frac{p_c}{p_d}} \quad (1.98)$$

trong đó :

p_c - áp suất cuối cùng;

p_d - áp suất ban đầu của khí.

Công của máy nén m cấp bằng m lần công máy nén cấp một L_1

$$L_{mn} = mL_1 = -m \frac{n}{n-1} GRT_1 \left(\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right) \quad (1.99)$$

1.10 KHÔNG KHÍ ẨM

1.10.1 Tính chất của không khí ẩm

Không khí ẩm là hỗn hợp của không khí khô và hơi nước. Vì phần áp suất của hơi nước trong không khí ẩm nhỏ nên hơi nước ở đây có thể xem như là khí lý tưởng.

Áp suất của không khí ẩm p (áp suất của khí quyển) là tổng của phân áp suất không khí khô p_k và hơi nước p_h :

$$p = p_k + p_h \quad (1.100)$$

Nhiệt độ của không khí ẩm t bằng nhiệt độ của không khí khô t_k và bằng nhiệt độ của hơi nước t_h :

$$t = t_k = t_h$$

Thể tích của không khí ẩm V bằng thể tích của không khí khô V_k và bằng thể tích hơi nước V_h .

$$V = V_k = V_h$$

Khối lượng của không khí ẩm G bằng tổng khối lượng của không khí khô G_k và hơi nước G_h :

$$G = G_k + G_h \quad (1.101)$$

Tuy nhiên, vì lượng hơi nước trong không khí ẩm thường rất nhỏ nên có thể coi khối lượng của không khí ẩm bằng khối lượng của không khí khô :

$$G \approx G_k.$$

Ở đây ta có thể dùng phương trình trạng thái của khí lý tưởng cho không khí ẩm :

$$pV = GRT$$

- đối với không khí khô :

$$p_k V = G_k R_k T \text{ với } R_k = 287 \text{ J/kg} \cdot ^\circ K.$$

- đối với hơi nước :

$$p_h V = G_h R_h T \text{ với } R_h = \frac{8314}{18} = 462 \text{ J/kg} \cdot ^\circ K.$$

1.10.2 Các loại không khí ẩm

- Không khí ẩm chưa bão hoà là không khí ẩm trong đó còn có thể nhận thêm một lượng hơi nước nhất định nữa từ các vật khác bay hơi vào. Hơi nước ở đây là hơi nước quá nhiệt.

- Không khí ẩm bão hoà là không khí ẩm trong đó không thể nhận thêm một lượng hơi nước nào nữa từ các vật khác bay hơi vào. Hơi nước ở đây là hơi nước bão hòa khô.

- Không khí ẩm quá bão hoà là không khí ẩm bão hoà và còn chứa thêm một lượng hơi nước nhất định, ví dụ sương mù là không khí ẩm quá bão hoà.

1.10.3 Các đại lượng của không khí ẩm

a) Độ ẩm tuyệt đối

Độ ẩm tuyệt đối được tính theo công thức :

$$\rho_h = \frac{G_h}{V}, \text{ kg/m}^3 \quad (1.102)$$

b) Độ ẩm tương đối φ

Độ ẩm tương đối φ là tỷ số giữa độ ẩm tuyệt đối của không khí ẩm chưa bão hoà ρ_h và của không khí ẩm bão hoà $\rho_{h_{\max}}$ ở cùng nhiệt độ:

$$\varphi = \frac{p_h}{p_{h\max}} = \frac{P_h}{P_{h\max}} \quad (1.103)$$

trong đó :

p_h - phân áp suất của hơi nước trong không khí ẩm chưa bão hoà;

$p_{h\max}$ - phân áp suất của hơi nước trong không khí ẩm bão hoà;

Giá trị $p_{h\max}$ tìm từ bảng nước và hơi nước bão hoà (theo nhiệt độ) với nhiệt độ $t_h = t$.

c) Độ chứa hơi d

Độ chứa hơi d là lượng hơi nước chứa trong không khí ẩm ứng với 1 kg không khí khô. Độ chứa hơi còn gọi là dung ẩm :

$$d = \frac{G_h}{G_k} = 0,622 \frac{p_h}{p - p_h}, \text{ kg hơi / kg khô} \quad (1.104)$$

Độ chứa hơi trong không khí ẩm bão hoà gọi là độ chứa hơi lớn nhất $d_{\max}$ (khi $p_h = p_{h\max}$) :

$$d_{\max} = 0,622 \frac{p_{h\max}}{p - p_{h\max}}, \text{ kg hơi / kg khô} \quad (1.105)$$

d) Entanpi của không khí ẩm I

Entanpi của không khí ẩm là tổng entanpi của 1 kg không khí khô và d kg hơi nước :

$$I = t + d (2500 + 1,93 t), \text{ kJ/kg khô} \quad (1.106)$$

t - nhiệt độ của không khí ẩm, $^{\circ}\text{C}$.

e) Nhiệt độ bão hoà đoạn nhiệt τ

Khi không khí tiếp xúc với nước, nếu sự bay hơi của nước vào không khí chỉ do nhiệt lượng của không khí truyền cho, thì nhiệt độ của không khí bão hoà gọi là nhiệt độ bão hoà đoạn nhiệt τ (nhiệt độ τ lấy gần đúng bằng nhiệt độ nhiệt kế ướt $\tau \approx t_w$).

f) Nhiệt độ đọng sương t_s

Nhiệt độ đọng sương hay điểm sương là nhiệt độ tại đó không khí chưa bão hoà trở thành không khí ẩm bão hoà trong điều kiện phân áp suất của hơi nước không đổi, $p_h = \text{const}$. Từ bảng nước và hơi nước bão hoà, khi biết p_h ta tìm được nhiệt độ t_s .

g) Nhiệt độ nhiệt kế ướt t_w

Nhiệt độ nhiệt kế ướt là nhiệt độ đo được bằng nhiệt kế ướt (nhiệt kế có bọc vải ướt bên ngoài).

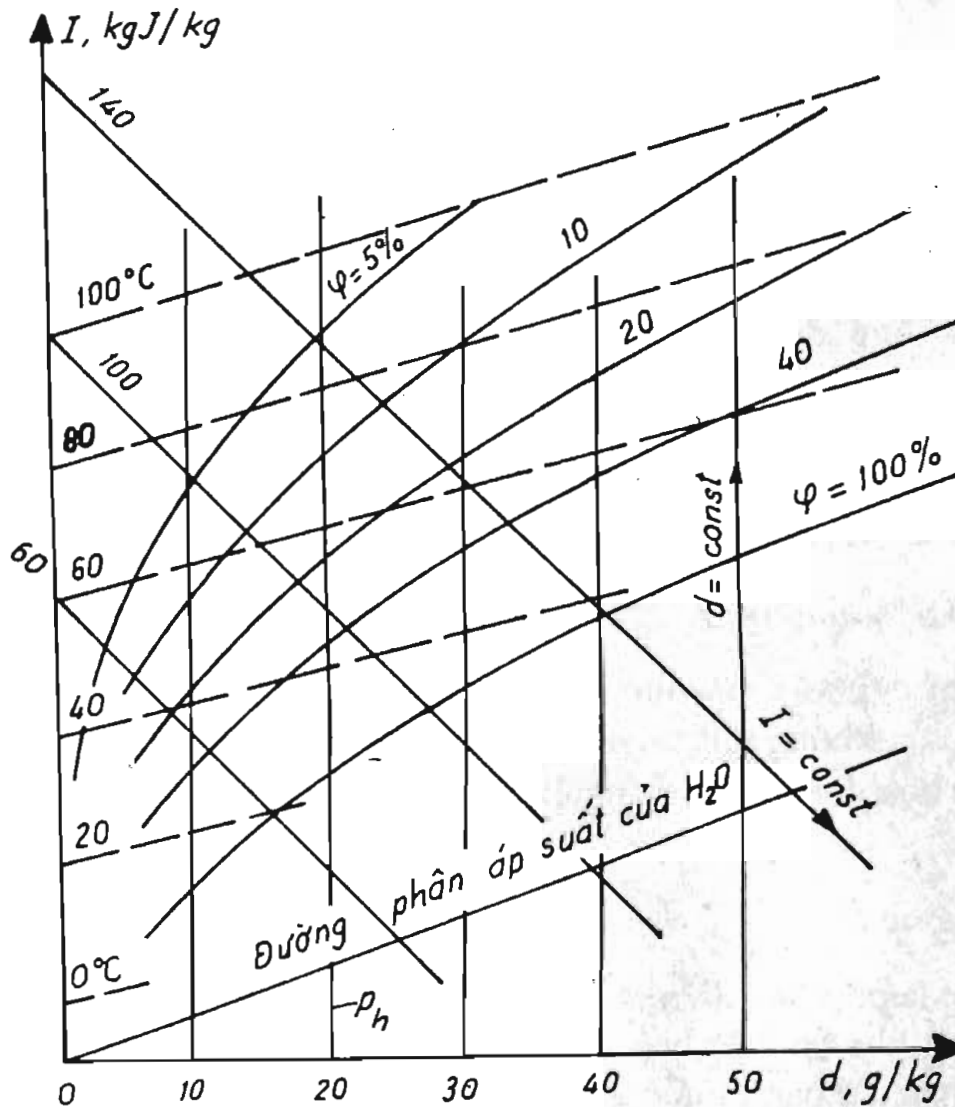
Khi $\varphi = 100\%$ ta có $t_s = t_w$;

khi $\varphi < 100\%$ ta có $t_s < t_w$.

1.10.4 Đồ thị I - d của không khí ẩm

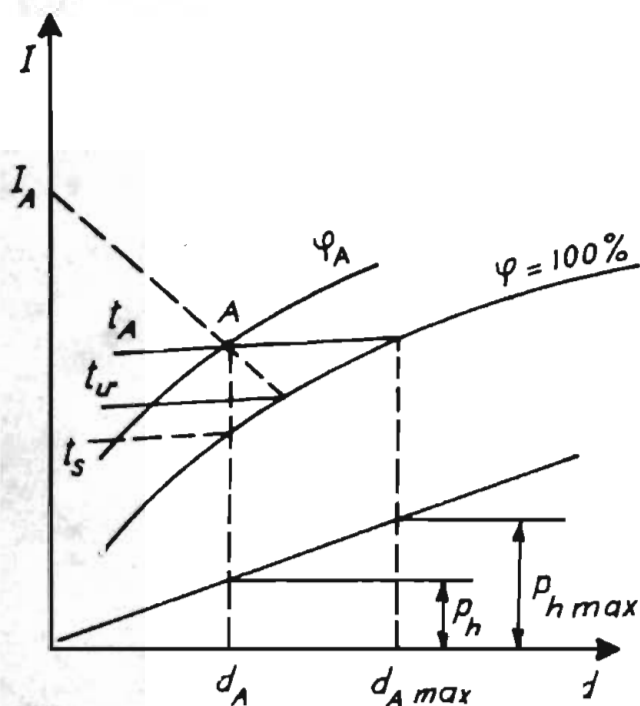
Hình 1.1 biểu diễn đồ thị I - d, trong đó :

- $d = \text{const}$ là đường thẳng đứng, đơn vị g hơi / kg không khí khô;
- $I = \text{const}$ là đường nghiêng góc 135° , đơn vị kJ/kg hoặc kcal/kg;
- $t = \text{const}$ là đường thẳng chéo lên phía trên, đơn vị $^\circ\text{C}$;
- $\varphi = \text{const}$ là đường cong đi lên khi gặp đường nhiệt độ $t = 100^\circ\text{C}$ sẽ là đường thẳng đứng;
- $p_h = \text{const}$ là đường phân áp suất của hơi nước, đơn vị mmHg.

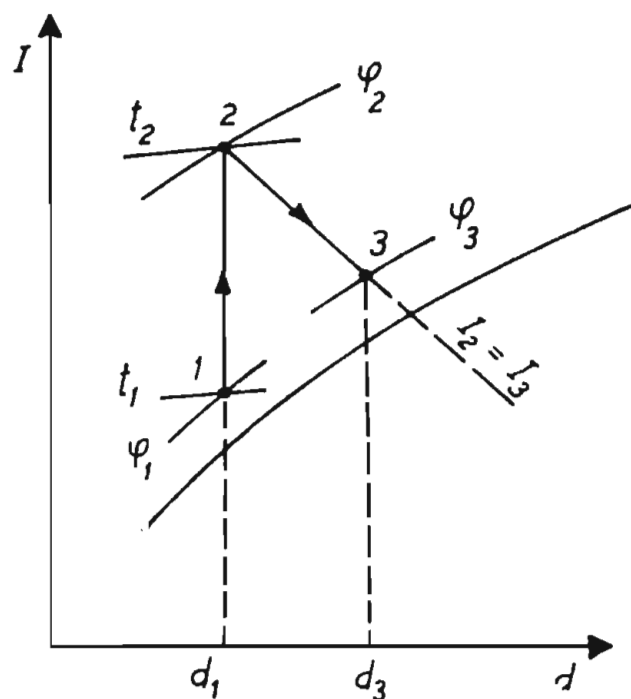


Hình 1.1 Đồ thị I - d của không khí ẩm

Sử dụng đồ thị $I - d$ (hình 1.2), ví dụ trạng thái không khí ẩm được biểu diễn bằng điểm A là giao điểm của đường φ_A và t_A . Từ đó ta tìm được entanpi I_A , độ chứa hơi d_A , phân áp suất hơi nước p_h , nhiệt độ nhiệt kế ướt t_u (đường $I_A = \text{const}$ cắt đường $\varphi = 100\%$), nhiệt độ đọng sương t_s (đường $d_A = \text{const}$ cắt đường $\varphi = 100\%$), độ chứa hơi lớn nhất $d_{A\max}$ và phân áp suất hơi nước lớn nhất $p_{h\max}$ (từ điểm $t_A = \text{const}$ cắt đường $\varphi = 100\%$).



Hình 1.2



Hình 1.3

1.10.5 Quá trình sấy

Quá trình sấy là quá trình làm khô vật cần sấy. Môi chất dùng để sấy thường là không khí. Có thể chia quá trình sấy ra làm hai giai đoạn :

- giai đoạn đốt nóng không khí 1-2 (hình 1.3), ở đây $d = \text{const}$, độ ẩm tương đối φ giảm, nhiệt độ không khí tăng.
- giai đoạn sấy 2-3, ở đây $I = \text{const}$.

Lượng không khí ẩm ban đầu cần để làm bay hơi 1 kg nước trong vật sấy :

$$G = \frac{1 + d_1}{d_3 - d_1}, \text{ kg/kg hơi} \quad (1.107)$$

Lượng nhiệt cần để bay hơi 1 kg nước trong vật sấy:

$$Q = \frac{I_2 - I_1}{d_3 - d_1} \quad kJ/kg \text{ hơi} \quad (1.108)$$

1.11 BÀI TẬP VỀ PHƯƠNG TRÌNH TRẠNG THÁI VÀ CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CƠ BẢN

Bài tập 1.1 Xác định thể tích riêng, khối lượng riêng của khí N_2 ở điều kiện tiêu chuẩn vật lý và ở điều kiện áp suất dư $0,2 \text{ at}$, nhiệt độ $127^\circ C$. Biết áp suất khí quyển 760 mmHg .

Lời giải

Ở điều kiện tiêu chuẩn vật lý : $p_0 = 760 \text{ mmHg}$, $t_0 = 0^\circ C$, thể tích riêng v_0 và khối lượng riêng ρ_0 của N_2 được xác định từ phương trình trạng thái (1.17a):

$$p_0 v_0 = RT_0 \rightarrow v_0 = \frac{RT_0}{p_0}$$

$$R = \frac{8314}{\mu} = \frac{8314}{28}; \quad T_0 = 0 + 273 = 273^\circ K;$$

$$p_0 = \frac{760}{750} \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$$

$$v_0 = \frac{8314 \times 273}{28 \times \frac{760}{750} 10^5} = 0,8 \text{ m}^3/kg$$

$$\rho_0 = \frac{1}{v_0} = \frac{1}{0,8} = 1,25 \text{ kg/m}^3$$

Thể tích riêng v và khối lượng riêng ρ của N_2 ở điều kiện áp suất dư $0,2 \text{ at}$, nhiệt độ $127^\circ C$ cũng được xác định từ phương trình trạng thái (1.17a):

$$v = \frac{RT}{p}$$

$$R = \frac{8314}{28}; \quad T = 127 + 273 = 400^\circ K;$$

$$p = p_0 + p_d = \frac{760}{750} 10^5 + 0,2 \times 0,98 \cdot 10^5 = 1,21 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$$

$$v = \frac{8314 \times 400}{28 \times 1,21 \cdot 10^5} = 0,98 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$\rho = \frac{1}{v} = \frac{1}{0,98} = 1,02 \text{ kg/m}^3$$

Bài tập 1.2 Xác định thể tích của 2 kg khí O_2 ở áp suất 4,157 bar, nhiệt độ $47^\circ C$.

Lời giải

Khi coi O_2 là khí lý tưởng, ta có phương trình trạng thái (1.17b):

$$pV = GRT$$

$$V = \frac{GRT}{p} = \frac{2 \times 8314 \times (47 + 273)}{32 \times 4,157 \cdot 10^5} = 0,4 \text{ m}^3$$

Bài tập 1.3 Xác định khối lượng của 2 m^3 khí O_2 ở áp suất 4,157 bar, nhiệt độ $47^\circ C$.

Lời giải

Từ phương trình trạng thái (1.17a) với O_2 .

$$pV = GRT$$

$$G = \frac{pV}{RT} = \frac{4,157 \cdot 10^5 \times 2}{\frac{8314}{32} (47 + 273)} = 10 \text{ kg}$$

Bài tập 1.4 Một bình có thể tích $0,5 \text{ m}^3$, chứa không khí ở áp suất dư 2 bar, nhiệt độ $20^\circ C$. Lượng không khí cần thoát ra khỏi bình là bao nhiêu để áp suất trong bình có độ chân không 420 mmHg, trong điều kiện nhiệt độ trong bình xem như không đổi. Biết áp suất khí quyển 768 mmHg.

Lời giải

Lượng không khí thoát ra khỏi bình bằng :

$$G = G_1 - G_2$$

G_1, G_2 - lượng không khí có trong bình lúc đầu và sau khi lấy không khí ra khỏi bình.

Lượng không khí G_1, G_2 được xác định từ phương trình trạng thái (coi không khí là khí lý tưởng) theo (1.17b) :

$$p_1 V_1 = G_1 R T_1; \quad p_2 V_2 = G_2 R T_2$$

$$G_1 = \frac{p_1 V_1}{R T_1}; \quad G_2 = \frac{p_2 V_2}{R T_2}$$

trong đó : $V_1 = V_2 = V = 0,5 \text{ m}^3; \quad R = \frac{8314}{\mu} = \frac{8314}{29} = 287 \text{ J/kg}^\circ\text{K}$

$$T_1 = T_2 = T = 20 + 273 = 293^\circ\text{K}.$$

$$G = \frac{p_1 V}{R T} - \frac{p_2 V}{R T} = \frac{V}{R T} (p_1 - p_2)$$

$$p_1 = p_{d1} + p_0 = (2 + \frac{768}{750}) 10^5 = 3,024 \text{ N/m}^2$$

$$p_2 = p_0 + p_{ck2} = \frac{768 - 420}{750} \cdot 10^5 = 0,464 \text{ N/m}^2$$

$$G = \frac{0,5}{287 \times 293} (3,024 - 0,464) 10^5 = 1,52 \text{ kg}.$$

Bài tập 1.5 Một bình thể tích 200 l chứa 0,2 kg khí N_2 , áp suất khí quyển là 1 bar

a) Nếu nhiệt độ trong bình là 7°C , xác định chỉ số áp kế (chân không kế) gắn trên nắp bình.

b) Nếu nhiệt độ trong bình là 127°C , xác định chỉ số áp kế gắn trên nắp bình.

Lời giải

a) Khi nhiệt độ trong bình là 7°C , áp suất tuyệt đối trong bình p :

$$p V = G R T$$

$$p = \frac{G R T}{V}$$

ở đây : $G = 0,2 \text{ kg}; \quad R = \frac{8314}{28}; \quad T = 7 + 273 = 280^\circ\text{K};$

$$V = 200 \text{ l} = 200 \text{ dm}^3 = 0,2 \text{ m}^3.$$

$$p_0 = p + p_{kq}$$

Vậy ta có:

$$p = \frac{0,2 \times 8314 \times 280}{0,2 \times 28} = 0,8314 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2 = 0,8314 \text{ bar}$$

Chỉ số áp kế gắn trên nắp bình :

$$p_{ck} = p_0 - p = 1 - 0,8314 = 0,1686 \text{ bar}$$

b) Khi nhiệt độ trong bình là 127°C , áp suất tuyệt đối trong bình p :

$$p = \frac{GRT}{V}$$

$$p = \frac{0,2 \times 8314 \times (127 + 273)}{0,2 \times 28} = 1,1877 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2 = 1,1877 \text{ bar}$$

Chỉ số áp kế gắn trên nắp bình :

$$p_d = p - p_0 = 1,1877 - 1 = 0,1877 \text{ bar}$$

Bài tập 1.6 Tìm nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp trung bình và nhiệt dung riêng thể tích đẳng tích trung bình từ 200°C đến 800°C của khí N_2 .

Lời giải

Ta có thể giải bài này theo công thức tổng quát tính nhiệt dung riêng trung bình (1.24):

$$C|_{t_1}^{t_2} = \frac{1}{t_2 - t_1} [C|_0^{t_2} t_2 - C|_0^{t_1} t_1] \quad (\text{a})$$

Từ bảng 2 ở phụ lục, nhiệt dung riêng trung bình phụ thuộc nhiệt độ, đối với khí N_2 ta có :

$$C_p|_0^t = 1,024 + 0,00008855 t \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{K}$$

Ở đây với $t_2 = 800^\circ\text{C}$; $t_1 = 200^\circ\text{C}$, ta có :

$$C|_0^{t_2} = 1,024 + 0,00008855 \times 800 = 1,09484$$

$$C|_0^{t_1} = 1,024 + 0,00008855 \times 200 = 1,04171$$

Vậy ta có :

$$C_p \Big|_{t_1}^{t_2} = \frac{1}{800 - 200} (1,09484 \times 800 - 1,04171 \times 200) = 1,11255 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

Ta cũng có thể tính ngắn gọn hơn như sau :

$$C_p \Big|_0^t = 1,024 + 0,00008855 t = a + bt$$

$$C_p \Big|_0^{t_2} = a + bt_2; \quad C_p \Big|_0^{t_1} = a + bt_1$$

Khi thế các giá trị này vào biểu thức (a), ta rút ra được kết luận :

$$C_p \Big|_{t_1}^{t_2} = a + b(t_2 + t_1) \quad (b)$$

và với $t_2 = 800^\circ\text{C}$; $t_1 = 200^\circ\text{C}$, ta có :

$$C_p \Big|_{t_1}^{t_2} = 1,024 + 0,00008855 \times (800 + 200) = 1,11255 \text{ kJ/m}^3_{\text{ic}} \cdot ^\circ\text{K}$$

Cũng từ bảng 2 ở Phụ lục, ta có nhiệt dung riêng trung bình thể tích đẳng tích của khí N_2 .

$$C'_v \Big|_0^t = 0,9089 + 0,0001107 t \text{ kJ/ m}^3_{\text{ic}} \cdot ^\circ\text{K}$$

Áp dụng qui tắc (b) ta có :

$$C'_v \Big|_{t_1}^{t_2} = 0,9089 + 0,0001107 \times (800 + 200) = 1,0196 \text{ kJ/m}^3_{\text{ic}} \cdot ^\circ\text{K}$$

Bài tập 1.7 Biết nhiệt dung riêng trung bình từ 0°C đến 1500°C của một chất khí $C_{\text{th}} = 1,024 + 0,00008855 t$, $\text{kJ/kg}^\circ\text{K}$. Xác định nhiệt dung riêng trung bình của khí đó trong khoảng nhiệt độ từ 200°C đến 300°C .

Lời giải

Ở đây chỉ việc thay $t = t_1 + t_2 = 200 + 300 = 500^\circ\text{C}$ vào nhiệt dung riêng trung bình đã cho :

$$\begin{aligned} C_{\text{th}} = C \Big|_{t_1}^{t_2} &= 1,024 + 0,00008855(t_1 + t_2) \\ &= 1,024 + 0,00008855 \times 500 = 1,0683 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}. \end{aligned}$$

Bài tập 1.8 Biết nhiệt dung riêng thực của chất khí phụ thuộc nhiệt độ từ 0°C đến 1500°C là $C = 1,02344 + 0,0000548 t$, $\text{kJ/kg}^{\circ}\text{K}$. Xác định nhiệt dung riêng trung bình của khí đó trong khoảng nhiệt độ từ 400°C đến 600°C .

Lời giải

Ở đây đầu bài cho nhiệt dung riêng thực nên chỉ việc thay $t = \frac{t_1 + t_2}{2}$

$$C_{tb} = C \Big|_{t_1}^{t_2} = 1,02344 + 0,0000548 \frac{t_1 + t_2}{2} = 1,0508 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K}.$$

Bài tập 1.9 Xác định nhiệt dung riêng đa biến của khí H_2 khi thực hiện quá trình đa biến $n = 1,5$.

Lời giải

Theo (1.49) nhiệt dung riêng của quá trình đa biến :

$$C_n = C_v \frac{n - k}{n - 1}$$

Ở đây $C_v = \frac{C_{\mu v}}{\mu}$, với H_2 là khí 2 nguyên tử, theo bảng 1.1, ta có $k = 1,4$;

$C_{\mu v} = 5 \text{ kcal/kmol}^{\circ}\text{K}$ và H_2 có $\mu = 2 \text{ kg}$. Vậy ta có :

$$C_n = \frac{5}{2} \cdot \frac{1,5 - 1,4}{1,5 - 1} = 0,5 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{K} = 0,5 \times 4,18 = 2,09 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K}$$

Bài tập 1.10 Xác định các thông số : entanpi, thể tích riêng, nội năng của 1 kg hơi nước và 300 kg/h hơi nước ở áp suất $p = 10 \text{ bar}$, độ khô $x = 0,9$.

Lời giải

Với 1 kg hơi nước và ở đây là hơi bão hoà ẩm, theo (1.28) và (1.29) ta có :

$$i_x = i' + x(i'' - i')$$

$$v_x = v' + x(v'' - v')$$

$$u_x = i_x - p v_x$$

Từ bảng 4 hơi nước bão hoà trong phần Phụ lục, với $p = 10 \text{ bar}$ ta tra được :

$$i' = 762,7 \text{ kJ/kg}; \quad i'' = 2728 \text{ kJ/kg}$$

$$v' = 0,0011273 \text{ m}^3/\text{kg}; \quad v'' = 0,1946 \text{ m}^3/\text{kg}$$

và ta có :

$$i_x = 762,7 + 0,9(2778 - 762,7) = 2576,5 \text{ kJ/kg}$$

$$v_x = 0,0011273 + 0,9(0,1946 - 0,0011273) = 0,17525 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Với 300 kg/h hơi nước ta có :

$$I_x = G.i_x = 300 \times 2576,5 = 772950 \text{ kJ/h} = 215 \text{ kW}$$

$$V_x = G.v_x = 300 \times 0,17525 = 52,6 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0146 \text{ m}^3/\text{s}$$

Nội năng của 1 kg hơi nước :

$$u_x = i_x - p.v_x$$

$$u_x = 2576,5 \cdot 10^3 - 10 \cdot 10^5 \times 0,17525 = 2,4 \cdot 10^6 \text{ J/kg} = 2400 \text{ kJ/kg}$$

Nội năng của 300 kg/h hơi nước :

$$U_x = G.u_x = 300 \times 2400 = 720000 \text{ kJ/h} = 200 \text{ kW}$$

Bài tập 1.11 Xác định entanpi, thể tích, entropi, nội năng của 10 kg hơi nước có áp suất $p = 10 \text{ bar}$, nhiệt độ $t = 300^\circ\text{C}$ bằng bảng hoặc đồ thị $i - s$.

Lời giải

Với 1 kg hơi nước, từ bảng 5 ở Phụ lục với nước chưa sôi và hơi quá nhiệt khi $p = 10 \text{ bar}$ và $t = 300^\circ\text{C}$, ta có :

$$v = 0,2578 \text{ m}^3/\text{kg}; \quad i = 3058 \text{ kJ/kg}; \quad s = 7,116 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

Với 10 kg hơi nước:

$$V = G.v = 10 \times 0,2578 = 2,578 \text{ m}^3$$

$$I = G.i = 10 \times 3058 = 30580 \text{ kJ}$$

$$S = G.s = 10 \times 7,116 = 71,16 \text{ kJ}^\circ\text{K}$$

Với nội năng của 1 kg hơi nước :

$$u = i - p.v$$

$$u = 3058 \cdot 10^3 - 10 \cdot 10^5 \times 0,2578 = 2,8 \cdot 10^6 \text{ J/kg} = 2800 \text{ kJ/kg}$$

Nội năng của 10 kg hơi nước :

$$U = G.u = 10 \times 2800 = 28000 \text{ kJ}.$$

- ✧ **Bài tập 1.12** 1 kg hơi bão hoà khô môi chất lạnh R12 ở nhiệt độ -50°C được nén đoạn nhiệt ($s = \text{const}$) đến áp suất 0,4 MPa. Xác định áp suất ban đầu, thể tích ban đầu và cuối, entanpi đầu và cuối, nhiệt độ cuối quá trình nén bằng đồ thị $\lg p - i$ của R12.

Lời giải

Sử dụng đồ thị $\lg p - i$ của R12 ở phần Phụ lục. Dạng đồ thị trên được biểu thị trên hình 1.4.

Từ đồ thị ta tìm được áp suất p_1 (qua điểm 1) :

$$p_1 \approx 0,04 \text{ MPa} = 0,4 \text{ bar}$$

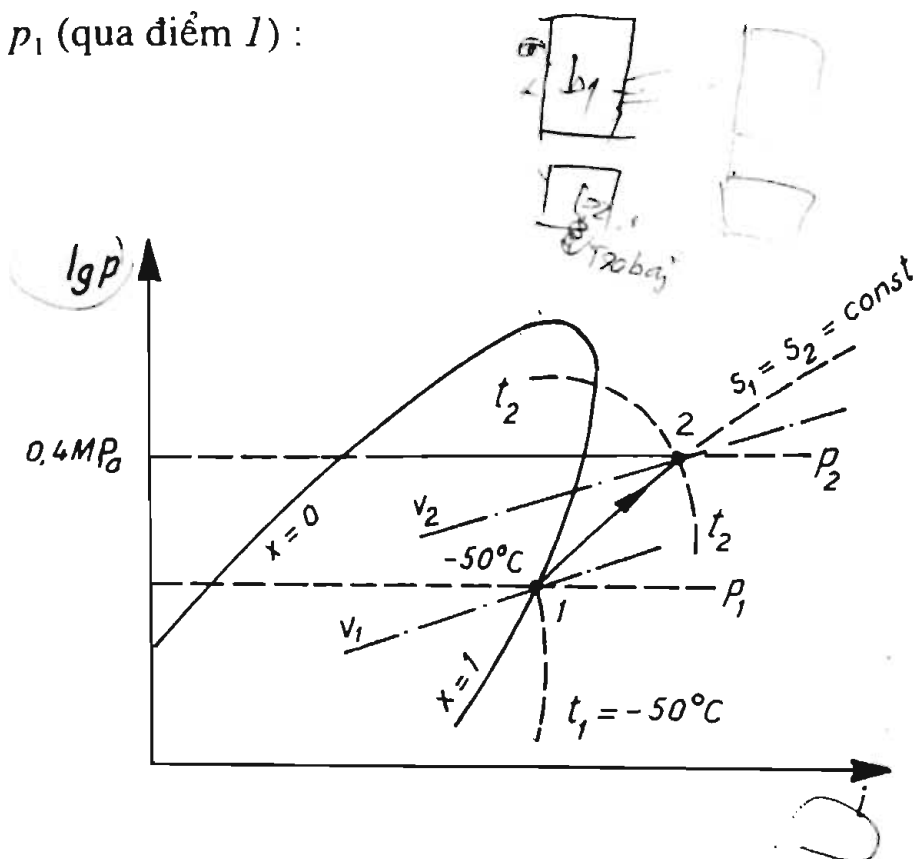
Thể tích ban đầu

$$v_1 = 0,4 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

Entanpi ban đầu i_1 :

$$i_1 \approx 630 \text{ kJ/kg}$$

Từ điểm 1 (giao điểm của $t_1 = -50^{\circ}\text{C}$ và $x_1 = 1$, vì là hơi bão hoà khô) vạch đường $s_1 = \text{const}$ cắt đường áp suất $p_2 = 0,4 \text{ MPa}$ tại điểm 2. Từ đó ta tìm được thể tích cuối v_2 , nhiệt độ cuối t_2 , entanpi cuối quá trình i_2 :



Hình 1.4

$$v_2 = 0,05 \text{ m}^3/\text{kg}; \quad t_2 = 30^{\circ}\text{C}; \quad i_2 = 670 \text{ kJ/kg}.$$

Bài tập 1.13 10 kg không khí ở nhiệt độ 27°C được đốt nóng ở áp suất không đổi đến 127°C . Xác định nhiệt lượng, biến đổi entanpi, biến đổi nội năng, công thay đổi thể tích của quá trình đốt nóng (coi không khí là khí hai nguyên tử và có kilomol $\mu = 29 \text{ kg}$).

Lời giải

Không khí là hỗn hợp của nhiều khí nhưng chủ yếu là N_2 và O_2 nên coi không khí là khí hai nguyên tử và khi tính toán có $\mu = 29 \text{ kg}$. Vì đây là quá trình đẳng áp nên nhiệt lượng tính theo nhiệt dung riêng (1.25):

$$Q = G.C_p(t_2 - t_1)$$

ở đây nhiệt dung riêng C_p tính theo (1.21) và bảng 1.1 khi coi không khí là khí lý tưởng :

$$C_p = \frac{C_{\mu p}}{\mu} = \frac{29,3}{29} = 1,01 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K} \approx 1 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

Vậy ta có : $Q = 10 \times 1,01(127-27) = 1010 \text{ kJ}$

Biến đổi entanpi ΔI tính theo (1.32):

$$\Delta I = G.C_p(t_2 - t_1) = Q = 1010 \text{ kJ}$$

Biến đổi nội năng ΔU tính theo (1.31) :

$$\Delta U = G.C_v(t_2 - t_1)$$

Nhiệt dung riêng C_v tính theo (1.21) và bảng 1.1:

$$C_v = \frac{C_{\mu v}}{\mu} = \frac{20,9}{29} = 0,72 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

$$\Delta U = 10 \times 0,72(127-27) = 720 \text{ kJ}$$

Công thay đổi thể tích của quá trình đẳng áp có thể tính theo (1.38), nhưng ở đây vì đã biết nhiệt lượng Q và biến đổi nội năng ΔU nên tính theo phương trình định luật nhiệt động I:

$$Q = \Delta U + L_{12}$$

$$L_{12} = Q - \Delta U = 1010 - 720 = 290 \text{ kJ}.$$

Bài tập 1.14 1 kg nước ở áp suất 1 bar, nhiệt độ 20°C được đốt nóng đến 200°C trong điều kiện áp suất không đổi. Xác định nhiệt lượng q_1 đốt nóng nước ban đầu đến nhiệt độ sôi, nhiệt lượng q_2 biến nước sôi thành hơi bão hoà khô, nhiệt lượng q_3 biến hơi bão hoà khô thành hơi quá nhiệt và nhiệt lượng q biến nước ban đầu thành hơi quá nhiệt ở trạng thái cuối.

Lời giải

Nhiệt đốt nóng nước đến nước sôi q_1 với nhiệt dung riêng nước $C_n = 4,18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$:

$$q_1 = C_n(t_s - t_1) = 4,18(100 - 20) = 334,4 \text{ kJ/kg}$$

Nhiệt lượng biến hơi nước sôi thành hơi bão hoà khô:

$$q_2 = i'' - i' = r = 2258 \text{ kJ/kg}$$

Từ bảng 4 ở Phụ lục với hơi nước bão hoà theo $p = 1 \text{ bar}$, ta có $r = 2258 \text{ kJ/kg}$.

Nhiệt lượng biến hơi bão hoà khô thành hơi quá nhiệt:

$$q_3 = i - i''$$

Từ bảng 4 hơi nước bão hoà ở Phụ lục theo $p = 1 \text{ bar}$, ta có $i'' = 2675 \text{ kJ/kg}$.

Từ bảng 5 hơi quá nhiệt ở Phụ lục với $p = 1 \text{ bar}$, $t = 200^\circ\text{C}$, ta có $i = 2875 \text{ kJ/kg}$. Vậy ta có :

$$q_3 = 2875 - 2675 = 200 \text{ kJ/kg}$$

Nhiệt lượng tổng cộng biến nước ban đầu thành hơi quá nhiệt :

$$q = q_1 + q_2 + q_3 = 334,4 + 2258 + 200 = 2792,4 \text{ kJ/kg}.$$

Bài tập 1.15 Xylanh có đường kính $d = 400 \text{ mm}$ chứa không khí có thể tích $0,08 \text{ m}^3$, áp suất $3,06 \text{ at}$, nhiệt độ 15°C . Nếu không khí nhận nhiệt trong điều kiện pittông chưa kịp dịch chuyển và nhiệt độ không khí tăng tới 398°C . Xác định lực tác dụng lên mặt pittông, khối lượng không khí có trong xylanh, nhiệt lượng cung cấp, lượng biến đổi entropi.

Lời giải

Lực tác dụng lên mặt pittông sau khi nhận nhiệt :

$$F = p_2 \cdot S, \quad N$$

p_2 - áp suất không khí sau quá trình nhận nhiệt, N/m^2 ;

S - diện tích mặt pittông :

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \times 0,4^2}{4} = 0,1256 \text{ m}^2$$

Không khí nhận nhiệt trong điều kiện pittông không dịch chuyển, có nghĩa ở đây là quá trình đẳng tích, theo (1.33) ta có :

$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{T_2}{T_1}$$

$$p_2 = p_1 \frac{T_2}{T_1} = 3,06 \frac{398 + 273}{15 + 273} = 7,129 \text{ at}$$

$$p_2 = 7,129 \times 0,98 \cdot 10^5 = 6,986 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$$

Lực tác dụng :

$$F = 6,986.10^5 \times 0,1256 = 0,877.10^5 \text{ N}$$

Khối lượng không khí được xác định từ phương trình trạng thái :

$$p_1 V_1 = GRT_1$$

$$G = \frac{p_1 V_1}{RT_1} = \frac{3,06 \times 0,98.10^5 \times 0,08}{287(15 + 273)} = 29 \text{ kg}$$

Lượng nhiệt toả ra trong quá trình đẳng tích tính theo (1.35)

$$Q = G.C_v(t_2 - t_1) = 0,29 \times 0,72(398 - 15) = 79,97 \text{ kJ}$$

Biến đổi entropi ΔS được tính theo (1.36):

$$\begin{aligned}\Delta S &= GC_v \ln \frac{T_2}{T_1} \\ &= 0,29 \times 0,72 \ln \frac{398 + 273}{15 + 273} = 0,177 \text{ kJ/}^\circ\text{K}\end{aligned}$$

Bài tập 1.16 Người ta đốt nóng 1 kg không khí trong điều kiện áp suất không đổi $p = 2 \text{ bar}$ từ nhiệt độ 20°C đến nhiệt độ 110°C . Tính thể tích cuối, lượng nhiệt, công thay đổi thể tích, lượng thay đổi nội năng và entropi.

Lời giải

Không khí được coi là khí lý tưởng và đây là quá trình đẳng áp cho 1 kg không khí. Thể tích cuối tính theo (1.37) :

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{v_2}{v_1}; \quad v_2 = v_1 \frac{T_2}{T_1}$$

v_1 được xác định từ phương trình trạng thái:

$$p_1 v_1 = RT_1$$

$$v_1 = \frac{RT_1}{p_1} = \frac{287(20 + 273)}{2.10^5} = 0,42 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_2 = 0,42 \cdot \frac{110 + 273}{20 + 273} = 0,549 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Lượng nhiệt của quá trình đẳng áp với $G = 1 \text{ kg}$ tính theo (1.39) :

$$q = C_p(t_2 - t_1)$$

Nhiệt dung riêng đẳng áp C_p của không khí được xác định theo (1.21) và bảng 1.1 nhiệt dung riêng, với $\mu = 29 \text{ kg}$:

$$C_p = \frac{C_{\mu p}}{\mu} = \frac{29,3}{29} = 1,01 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

$$q = 1,01(110 - 20) = 20,9 \text{ kJ/kg}$$

Công thay đổi thể tích tính theo (1.38) :

$$l_{12} = p(v_2 - v_1) = 2 \cdot 10^5 (0,549 - 0,42) = 25,8 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$l_{12} = 25,8 \text{ kJ/kg}$$

Biến đổi nội năng có thể tính theo hai cách. Cách thứ nhất tính theo (1.31) với $G = 1 \text{ kg}$:

$$\Delta u = C_v(t_2 - t_1)$$

Nhiệt dung riêng đẳng tích C_v xác định theo (1.21) và bảng 1.1 nhiệt dung riêng với $\mu = 29 \text{ kg}$:

$$C_v = \frac{C_{\mu v}}{\mu} = \frac{20,9}{29} = 0,72 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

$$\Delta u = 0,72(110 - 20) = 64,8 \text{ kJ/kg}$$

Cách thứ hai khi đã biết nhiệt q và công thay đổi thể tích l_{12} có thể tính Δu từ phương trình định luật nhiệt động I :

$$q = \Delta u + l_{12}$$

$$\Delta u = q - l_{12} = 90,9 - 25,8 = 65,1 \text{ kJ/kg}$$

Sai số khi tính Δu bằng hai phương pháp là do khi tính ta đã lấy gần đúng một số giá trị như $R \approx 287 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$, $\mu \approx 29 \text{ kg}$,...

Biến đổi entropi của quá trình đẳng áp tính theo (1.40) :

$$\Delta s = \frac{\Delta S}{G} = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} = 1,01 \ln \frac{110 + 273}{20 + 273} = 0,27 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

Bài tập 1.17 10 kg khí O_2 ở 527°C được làm nguội đẳng áp đến 27°C . Tính biến đổi entropi ΔS và lượng nhiệt Q toả ra.

Lời giải

Biến đổi entropi của quá trình đẳng áp tính theo (1.40) với nhiệt dung riêng theo bảng 1.1 :

$$\begin{aligned}\Delta S &= G.C_p \ln \frac{T_2}{T_1} = - G.C_p \ln \frac{T_1}{T_2} \\ &= - 10 \times \frac{29,3}{32} \cdot \ln \frac{527 + 273}{27 + 273} = -9,095 \text{ kJ/}^\circ\text{K}\end{aligned}$$

Nhiệt lượng toả ra trong quá trình đẳng áp :

$$Q = GC_p(t_2 - t_1) = 10 \cdot \frac{29,3}{32} \cdot (27 - 527) = 4578 \text{ kJ}$$

Bài tập 1.18 Xác định công kỹ thuật quá trình đẳng nhiệt của 2,9 kg không khí ở nhiệt độ 127°C , áp suất tăng từ 1 bar đến 2,7 bar.

Lời giải

Trong quá trình đẳng nhiệt, công kỹ thuật bằng công giãn nở, theo (1.42) :

$$\begin{aligned}L_{k12} &= L_{12} = GRT \ln \frac{p_1}{p_2} \\ &= 2,9 \cdot \frac{8314}{29} (127 + 273) \ln \frac{1}{2,7} = -332,6 \cdot 10^3 \text{ J} = -332,6 \text{ kJ}\end{aligned}$$

(ở đây hằng số chất khí của không khí $R = \frac{8314}{\mu} = \frac{8314}{29} \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{K}$).

Bài tập 1.19 Khi nén đẳng nhiệt 4 kg chất khí (coi là khí lý tưởng) có hằng số chất khí $R = 189 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{K}$ từ áp suất 2 at đến 5,4 at, cần thải lượng nhiệt 378 kJ. Xác định nhiệt độ của quá trình, thể tích ban đầu và thể tích cuối của chất khí đó.

Lời giải

Trong quá trình đẳng nhiệt của khí lý tưởng nhiệt bằng công và được xác định theo công thức :

$$Q = GRT \ln \frac{p_1}{p_2}$$

Từ đó nhiệt độ của quá trình :

$$T = \frac{Q}{GR \ln \frac{p_1}{p_2}} = \frac{-378.10^3}{4 \times 189 \cdot \ln \frac{2}{5,4}} = 500 \text{ } ^\circ K$$

$$t = 500 - 273 = 227 \text{ } ^\circ C$$

Thể tích ban đầu của chất khí được xác định từ phương trình trạng thái :

$$p_1 V_1 = GRT_1$$

$$V_1 = \frac{GRT_1}{p_1} = \frac{4 \times 189 \times 500}{2 \times 0,98.10^5} = 1,93 \text{ } m^3$$

Thể tích cuối của quá trình có thể tính theo phương trình trạng thái hoặc theo quan hệ (1.41):

$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{v_1}{v_2} = \frac{V_1}{V_2}$$

$$V_2 = V_1 \frac{p_1}{p_2} = 1,93 \cdot \frac{2}{5,4} = 0,72 \text{ } m^3$$

Bài tập 1.20 Không khí có thể tích $2,48 \text{ } m^3$, nhiệt độ $15^\circ C$, áp suất 1 bar , khi bị nén đoạn nhiệt không khí nhận công thay đổi thể tích 471 kJ . Xác định nhiệt độ cuối, biến đổi nội năng và entanpi.

Lời giải

Không khí ở đây được coi là khí lý tưởng, quá trình ở đây là quá trình đoạn nhiệt. Biến đổi nội năng được suy ra từ phương trình định luật nhiệt động I:

$$Q = \Delta U + L_{12} = 0$$

$$\Delta U = -L_{12} = -(-471) = 471 \text{ kJ}$$

Nhiệt độ cuối của quá trình được suy ra từ biểu thức tổng quát tính lượng thay đổi nội năng :

$$\Delta U = G.C_v(t_2 - t_1)$$

$$t_2 = t_1 + \frac{\Delta U}{G.C_v}$$

Khối lượng riêng của không khí được xác định từ phương trình trạng thái ban đầu :

$$p_1 V_1 = GRT_1$$

$$G = \frac{p_1 V_1}{RT_1} = \frac{1.10^5 \times 2,48}{287(15 + 273)} = 3 \text{ kg}$$

$$t_2 = 15 + \frac{471}{3 \times 0,72} = 233^\circ\text{C}$$

Biến đổi entanpi được xác định theo công thức :

$$\Delta I = GC_p(t_2 - t_1) = 3 \times 1,01 \cdot (233 - 15) = 661 \text{ kJ}.$$

Bài tập 1.21 2 kg khí O_2 thực hiện quá trình đa biến với số mũ đa biến $n = 1,2$ từ nhiệt độ $t_1 = 27^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 537^\circ\text{C}$. Xác định biến đổi entropi, nhiệt lượng của quá trình, biến đổi nội năng, công thay đổi thể tích và công kỹ thuật của quá trình.

Lời giải

Nhiệt dung riêng của quá trình đa biến được xác định theo (1.49) :

$$C_n = C_v \frac{n - k}{n - 1}$$

Nhiệt dung riêng đẳng tích C_v được xác định từ bảng 1.1:

$$C_v = \frac{C_{\mu v}}{\mu} = \frac{20,9}{32} = 0,65 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

$$C_n = 0,65 \cdot \frac{1,2 - 1,4}{1,2 - 1} = -0,65 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

Biến đổi entropi của quá trình đa biến tính theo (1.55) :

$$\begin{aligned} \Delta S &= GC_n \ln \frac{T_2}{T_1} \\ &= 2(-0,65) \ln \frac{537 + 273}{27 + 273} = -1,3 \text{ kJ}^\circ\text{K} \end{aligned}$$

Lượng nhiệt của quá trình đa biến theo (1.54):

$$Q = G.C_n(t_2 - t_1) = 2(-0,65) \times (537 - 27) = -663 \text{ kJ}$$

Biến đổi nội năng của quá trình theo (1.31) :

$$\Delta U = G.C_v(t_2 - t_1) = 2 \times 0,65 \times (537 - 27) = 663 \text{ kJ}$$

Công thay đổi thể tích có thể tính theo phương trình định luật nhiệt động I :

$$Q = \Delta U + L_{12}$$

$$L_{12} = Q - \Delta U = -663 - 663 = -1326 \text{ kJ}$$

Công kỹ thuật của quá trình tính theo (1.53) :

$$L_{k12} = n.L_{12} = 1,2 \times (-1326) = -1591 \text{ kJ}$$

Bài tập 1.22 Xác định số mũ đa biến khi quá trình đa biến thay đổi từ áp suất 0,001 at, nhiệt độ - 73°C đến áp suất 1000 at, nhiệt độ 1727°C.

Lời giải

Từ đẳng thức quan hệ giữa nhiệt độ và áp suất của quá trình đa biến (1.51), ta tìm được số mũ đa biến n :

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}}$$

$$\frac{n-1}{n} = \frac{\ln \frac{T_2}{T_1}}{\ln \frac{p_2}{p_1}} = \frac{\ln \frac{1727 + 273}{-73 + 273}}{\ln \frac{1000}{0,001}} = 0,166$$

$$n - 1 = 0,166 n$$

$$n = \frac{1}{1 - 0,166} = 1,2$$

Bài tập 1.23 2 kg O₂ thực hiện quá trình nén đa biến với $n = 1,2$ từ nhiệt độ 27°C đến 537°C. Xác định biến đổi entropi và nhiệt lượng của quá trình.

Lời giải

Theo (1.55) ta có biến đổi entropi trong quá trình đa biến :

$$\Delta S = G.C_n \ln \frac{T_2}{T_1}$$

$$C_n = C_v \frac{n-k}{n-1} = \frac{5}{32} \cdot 4,18 \frac{1,2-1,4}{1,2-1} = -0,65 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

(với khí O₂ là khí 2 nguyên tử $k = 1,4$, $C_v = \frac{C_{\mu v}}{\mu} = \frac{5 \times 4,18}{32} \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$)

$$\Delta S = -2 \times 0,65 \cdot \ln \frac{537 + 273}{27 + 273} = -1,3 \text{ kJ}^\circ\text{K}$$

Nhiệt của quá trình đa biến được xác định theo (1.54):

$$Q = G.C_n(t_2 - t_1) = 2 \times (-0,65) \times (537 - 27) = -663 \text{ kJ}$$

Bài tập 1.24 Xác định công nén của 16 kg khí O₂ nén đa biến với $n = 1,5$ từ nhiệt độ 27°C, áp suất 1 bar đến 8 bar.

Lời giải

Công nén là công thay đổi thể tích theo (1.52) với chú ý $p_1 v_1 = RT_1$.

$$L_{12} = G.l_{12} = \frac{GRT_1}{n-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right]$$

$$L_{12} = \frac{16 \times 8314(27 + 273)}{32(1,5 - 1)} \left[1 - \left(\frac{8}{1} \right)^{\frac{1,5-1}{1,5}} \right] = -2490 \cdot 10^3 \text{ J} = -2490 \text{ kJ}$$

Bài tập 1.25 Hơi nước bão hoà ẩm có độ khô $x = 0,3$, ở áp suất 5 bar entanpi và thể tích riêng của hơi bão hoà khô 2749 kJ/kg và 0,3747 m³/kg; entanpi và thể tích riêng của nước sôi 640 kJ/kg và 0,0011 m³/kg. Xác định entanpi và thể tích riêng của hơi bão hoà ẩm.

Lời giải

Theo (1.29) ta có:

$$i_x = i' + x(i'' - i') = 640 + 0,3(2749 - 640) = 1272,7 \text{ kJ/kg}$$

$$v_x = v' + x(v'' - v') = 0,0011 + 0,3(0,3747 - 0,0011) = 0,11318 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Bài tập 1.26 Xác định độ khô của hơi nước bão hoà ẩm biết entanpi của nước sôi 560 kJ/kg của hơi bão hoà khô 3450 kJ/kg và của hơi bão hoà ẩm 2750 kJ/kg.

Lời giải

Theo (1.29) với $i_x = i' + x(i'' - i')$, ta có :

$$x = \frac{i_x - i'}{i'' - i'} = \frac{2750 - 560}{3450 - 560} = 0,76$$

Bài tập 1.27 100 kg/h hơi nước ở trạng thái đầu $p_1 = 8 \text{ bar}$, $t_1 = 240^\circ\text{C}$ giãn nở đoạn nhiệt đến áp suất $p_2 = 2 \text{ bar}$. Xác định độ khô của hơi sau khi giãn nở và công kỹ thuật của quá trình.

Lời giải

Đây là quá trình đoạn nhiệt của hơi nước, hình 1.5 biểu diễn quá trình trên đồ thị $i - s$.

Từ bảng hơi nước bão hoà với $p_1 = 8 \text{ bar}$, ta có nhiệt độ sôi $t_s = 170,42^\circ\text{C}$, vì nhiệt độ đã cho $t_1 > t_s$, nên hơi đã cho là hơi quá nhiệt. Ta có :

$$s_1 = s_2 = \text{const}$$

$$s_2 = s_2' + x_2(s_2'' - s_2')$$

Độ khô của hơi sau khi giãn nở :

$$x_2 = \frac{s_2 - s_2'}{s_2'' - s_2'}$$

Công kỹ thuật của quá trình đoạn nhiệt theo (1.67):

$$L_{k12} = G l_{k12} = -G(i_2 - i_1) = G(i_1 - i_2)$$

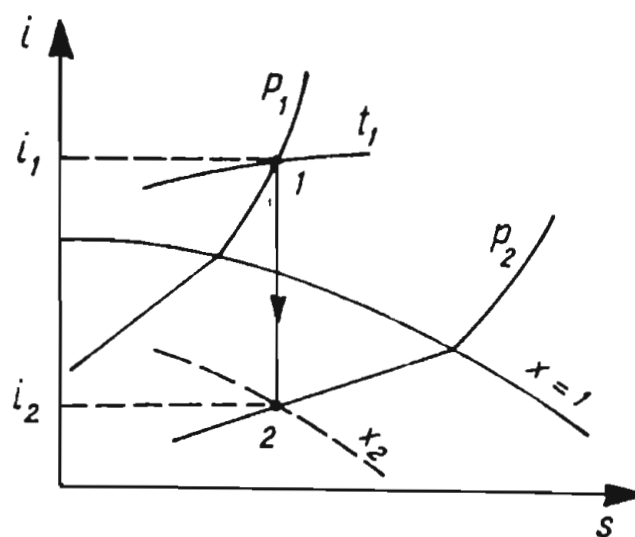
Từ bảng hơi nước quá nhiệt với $p_1 = 8 \text{ bar}$, $t_1 = 240^\circ\text{C}$ ta tìm được :

$$i_1 = 2926 \text{ kJ/kg}; \quad s_1 = 6,991 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}.$$

Từ bảng hơi nước bão hoà với $p_2 = 2 \text{ bar}$ ta có:

$$s_2' = 1,53 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}; \quad s_2'' = 7,127 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

Vậy độ khô của hơi :



Hình 1.5

$$x_2 = \frac{6,991 - 1,53}{7,127 - 1,53} = 0,977$$

Giá trị entanpi i_2 có thể tìm từ đồ thị $i - s$ qua điểm 2 ta tìm được $i_2 = 2656 \text{ kJ/kg}$.

Vậy công kỹ thuật của quá trình :

$$L_{k112} = 100(2926 - 2656) = 27000 \text{ kJ/h} = 7,5 \text{ kW}$$

✧ **Bài tập 1.28** Xác định khối lượng riêng và thể tích riêng của không khí ở điều kiện nhiệt độ $t = 27^\circ\text{C}$, áp suất $p = 1 \text{ bar}$ (khi tính toán lấy kilomol của không khí $\mu = 29 \text{ kg}$).

Trả lời $\rho = 1,163 \text{ kg/m}^3$; $v = 0,86 \text{ m}^3/\text{kg}$.

✧ **Bài tập 1.29** Khí CO_2 được bơm vào bình chứa có thể tích $V = 3 \text{ m}^3$ bằng máy nén. Chỉ số áp kế gắn trên nắp bình chỉ áp suất dư trước khi nén $0,3 \text{ at}$ và sau khi nén 3 at , nhiệt độ khí CO_2 trong bình tăng từ $t_1 = 45^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 70^\circ\text{C}$. Xác định lượng khí CO_2 đã bơm vào bình chứa nếu áp suất khí quyển là 700 mmHg .

Trả lời $G = 11,8 \text{ kg}$.

✧ **Bài tập 1.30** Một bình kín thể tích 100 l chứa 2 kg khí O_2 ở nhiệt độ 47°C . biết áp suất khí quyển $p_0 = 1 \text{ bar}$. Xác định chỉ số đồng hồ áp kế gắn trên nắp bình.

Trả lời $15,64 \text{ bar}$.

✧ **Bài tập 1.31** Biết nhiệt dung riêng trung bình từ 0°C đến 1500°C của một chất khí : $C_{ib} = 1,024 + 0,00008855 \times t, \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$. Xác định nhiệt dung riêng trung bình của khí đó trong khoảng nhiệt độ từ $t_1 = 200^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 800^\circ\text{C}$.

Gợi ý: Chỉ việc thay vào giá trị nhiệt dung riêng trung bình đã cho ở :

$$t = 0,5(t_1 + t_2)$$

Trả lời $C_{ib} = 1,11255 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$

✧ **Bài tập 1.32** Biết nhiệt dung riêng thực của một chất khí phụ thuộc vào nhiệt độ, từ 0°C đến 1500°C có : $C = 1,02344 + 0,0000548 \times t, \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$. Xác định nhiệt dung riêng trung bình của chất khí đó trong khoảng nhiệt độ từ $t_1 = 400^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 1600^\circ\text{C}$.

Gợi ý: Chỉ việc thay vào giá trị nhiệt dung riêng trung bình đã cho ở :

$$t = 0,5(t_1 + t_2)$$

Trả lời $C_{ib} = 1,078 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$

Bài tập 1.33 Ở áp suất 10 bar, entanpi của nước sôi và hơi nước bão hoà khô là 762,7 kJ/kg và 2778 kJ/kg. Xác định entanpi của hơi nước bão hoà ẩm có độ khô $x = 0,8$.

Trả lời $i_x = 2375 \text{ kJ/kg}$

Bài tập 1.34 Ở áp suất 10 bar, entropi của nước sôi và hơi nước bão hoà khô là 2,138 kJ/kg. $^{\circ}\text{K}$ và 6,587 kJ/kg. $^{\circ}\text{K}$. Xác định độ khô của hơi nước bão hoà ẩm nếu biết entropi của hơi bão hoà ẩm là 4,138 kJ/kg. $^{\circ}\text{K}$.

Trả lời $x = 0,45$

Bài tập 1.35 Một bình kín thể tích $V = 0,015 \text{ m}^3$ chứa không khí ở áp suất đầu $p_1 = 2 \text{ bar}$, nhiệt độ $t_1 = 30^{\circ}\text{C}$. Người ta cung cấp cho không khí trong bình một nhiệt lượng 16 kJ. Xác định nhiệt độ cuối, áp suất cuối quá trình và lượng biến đổi entropi của không khí (lấy $\mu = 29 \text{ kg}$).

Trả lời $t_2 = 674^{\circ}\text{C}$; $p_2 = 6,25 \text{ bar}$; $\Delta S = 28,2 \text{ J}^{\circ}\text{K}$

Bài tập 1.36 1 kg không khí ở áp suất đầu $p_1 = 1 \text{ at}$, thể tích $v_1 = 0,8 \text{ m}^3/\text{kg}$ nhận lượng nhiệt 100 kcal/kg trong điều kiện áp suất không đổi. Xác định nhiệt độ đầu và nhiệt độ cuối, thể tích cuối quá trình.

Trả lời $t_1 = 0^{\circ}\text{C}$; $t_2 = 416^{\circ}\text{C}$; $v_2 = 2,202 \text{ m}^3/\text{kg}$.

Bài tập 1.37 Không khí trong xylanh giãn nở đẳng nhiệt ở nhiệt độ $t = 20^{\circ}\text{C}$, từ thể tích $V_1 = 1,5 \text{ m}^3$, áp suất $p_1 = 5 \text{ bar}$ đến thể tích $V_2 = 5,4 \text{ m}^3$. Xác định lượng nhiệt cần cung cấp, công thay đổi thể tích và lượng biến đổi entropi của không khí trong xylanh.

Trả lời $Q = L_{12} = 9,6 \text{ kJ}$; $\Delta S = 3,28 \text{ kJ}^{\circ}\text{K}$

Bài tập 1.38 Không khí được nén đoạn nhiệt trong máy nén từ áp suất $p_1 = 1 \text{ at}$ đến áp suất $p_2 = 8 \text{ at}$. Hãy xác định các thông số trạng thái của không khí sau khi nén và công kỹ thuật của quá trình nén với 1 kg không khí, nếu biết nhiệt độ không khí trước khi nén $t_1 = 15^{\circ}\text{C}$.

Trả lời $t_2 = 249^{\circ}\text{C}$; $v_2 = 0,1906 \text{ m}^3/\text{kg}$; $l_{kt} = -167 \text{ kJ/kg}$.

Bài tập 1.39 1 kg không khí được nén đa biến với số mũ đa biến $n = 1,2$ trong máy nén từ nhiệt độ $t_1 = 20^{\circ}\text{C}$, áp suất $p_1 = 0,981 \text{ bar}$ đến áp suất $p_2 = 7,845 \text{ bar}$. Hãy xác định nhiệt độ không khí sau khi nén, lượng biến đổi nội năng, lượng nhiệt thải ra, công thay đổi thể tích và công kỹ thuật của quá trình nén.

Trả lời $t_2 = 141^{\circ}\text{C}$; $\Delta u = 87,2 \text{ kJ/kg}$.

$q = 87,2 \text{ kJ/kg}$; $l_{12} = -174,4 \text{ kJ/kg}$; $l_{kt} = -209 \text{ kJ/kg}$.

1.12 BÀI TẬP VỀ HỖN HỢP KHÍ VÀ LƯU ĐỘNG

Bài tập 1.40 Hỗn hợp khí gồm O_2 và H_2 có thành phần thể tích $r_{O_2} = 30\%$; $r_{H_2} = 70\%$. Xác định hằng số chất khí của hỗn hợp, thành phần khối lượng và phân áp suất của khí thành phần nếu biết áp suất của hỗn hợp là $p = 1 \text{ bar}$.

Lời giải

Hằng số chất khí của hỗn hợp được xác định theo (1.73) khi biết thành phần thể tích :

$$R = \frac{8314}{\mu}$$

Theo (1.71) kilomol của hỗn hợp :

$$\mu = \sum r_i \mu_i = r_{O_2} \cdot \mu_{O_2} + r_{H_2} \cdot \mu_{H_2}$$

$$\mu = 0,3 \times 32 + 0,7 \times 2 = 11$$

$$R = \frac{8314}{11} = 755,6 \text{ J/kg} \cdot ^\circ K$$

Thành phần khối lượng của hỗn hợp được xác định theo (1.77) khi biết thành phần thể tích :

$$g_i = \frac{\mu_i r_i}{\sum \mu_i r_i}$$

$$g_{O_2} = \frac{r_{O_2} \cdot \mu_{O_2}}{r_{O_2} \cdot \mu_{O_2} + r_{H_2} \cdot \mu_{H_2}} = \frac{0,3 \times 32}{0,3 \times 32 + 0,7 \times 2} = 0,873 = 87,3\%$$

$$g_{H_2} = 1 - g_{O_2} = 1 - 0,873 = 0,127 = 12,7\%$$

Phân áp suất của khí thành phần theo (1.76):

$$p_{O_2} = r_{O_2} \cdot p = 0,3 \times 1 = 0,3 \text{ bar}$$

$$p_{H_2} = r_{H_2} \cdot p = 0,7 \times 1 = 0,7 \text{ bar}$$

(hoặc $p_{H_2} = p - p_{O_2} = 1 - 0,3 = 0,7 \text{ bar}$).

Bài tập 1.41 Một hỗn hợp khí có thành phần khối lượng của N_2 là 60%, của CO_2 là 40%. Xác định hằng số chất khí, thể tích riêng của hỗn hợp ở điều kiện tiêu chuẩn ($p_0 = 760 \text{ mmHg}$, $t_0 = 0^\circ C$).

Lời giải

Hằng số chất khí của hỗn hợp được xác định theo (1.74)

$$R = \sum g_i R_i = g_{N_2} \cdot R_{N_2} + g_{CO_2} \cdot R_{CO_2}$$

$$R = 0,6 \frac{8314}{28} + 0,4 \cdot \frac{8314}{44} = 253,7 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ K$$

Thể tích riêng của hỗn hợp được xác định theo phương trình trạng thái :

$$p_0 v_0 = RT_0$$

$$v_0 = \frac{RT_0}{p_0} = \frac{253,7 \times 273}{\frac{760}{750} \times 10^5} = 0,684 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Bài tập 1.42 Dòng không khí thứ nhất có lưu lượng $G_1 = 100 \text{ kg/s}$, nhiệt độ $150^\circ C$ hợp với dòng không khí thứ hai có lưu lượng $G_2 = 144000 \text{ kg/h}$, nhiệt độ $200^\circ C$. Xác định nhiệt độ của hỗn hợp.

Lời giải

Đây là trường hợp hỗn hợp theo dòng và các dòng là cùng một chất, vậy nhiệt độ của hỗn hợp được xác định theo (1.81b):

$$t = \sum g_i t_i = g_1 t_1 + g_2 t_2$$

với
$$g_1 = \frac{G_1}{G_1 + G_2} = \frac{100}{100 + 40} = 0,714$$

$$g_2 = 1 - g_1 = 1 - 0,714 = 0,286$$

Nhiệt độ của hỗn hợp

$$t = 0,714 \times 150 + 0,286 \times 200 = 164,3^\circ C$$

Bài tập 1.43 Dòng khí O_2 có lưu lượng 20 kg/s , nhiệt độ $47^\circ C$ hợp với dòng khí N_2 có lưu lượng 5 kg/s , nhiệt độ $147^\circ C$. Xác định nhiệt độ của hỗn hợp.

Lời giải

Đây là trường hợp hỗn hợp theo dòng, theo (1.81) nhiệt độ của hỗn hợp :

$$T = \frac{g_{O_2} C_{pO_2} T_{O_2} + g_{N_2} C_{pN_2} T_{N_2}}{g_{O_2} C_{pO_2} + g_{N_2} C_{pN_2}}$$

ở đây :

$$g_{O_2} = \frac{20}{20+5} = 0,8; \quad g_{N_2} = 1 - g_{O_2} = 1 - 0,8 = 0,2$$

$$T_{O_2} = 47 + 273 = 320^{\circ}K; \quad T_{N_2} = 147 + 273 = 420^{\circ}K$$

$$C_{pO_2} = \frac{7}{32} \text{ kcal/kg}^{\circ}K; \quad C_{pN_2} = \frac{7}{28} \text{ kcal/kg}^{\circ}K$$

$$T = \frac{0,8 \times \frac{7}{32} \times 320 + 0,2 \times \frac{7}{28} \times 420}{0,8 \times \frac{7}{32} + 0,2 \times \frac{7}{28}} = 342^{\circ}K (= 69^{\circ}C)$$

Bài tập 1.44 0,64 kg khí O_2 ở $127^{\circ}C$ hỗn hợp với 0,36 kg khí N_2 ở nhiệt độ $27^{\circ}C$ trong thể tích đã cho. Xác định nhiệt độ của hỗn hợp.

Lời giải

Đây là trường hợp hỗn hợp trong thể tích đã cho, theo (1.79a) nhiệt độ của hỗn hợp :

$$T = \frac{g_{O_2} C_{vO_2} T_{O_2} + g_{N_2} C_{vN_2} T_{N_2}}{g_{O_2} C_{vO_2} + g_{N_2} C_{vN_2}}$$

ở đây :

$$g_{O_2} = \frac{0,64}{0,64+0,36} = 0,64; \quad g_{N_2} = 1 - g_{O_2} = 1 - 0,64 = 0,36$$

$$T_{O_2} = 127 + 273 = 420^{\circ}K; \quad T_{N_2} = 27 + 273 = 300^{\circ}K$$

$$C_{vO_2} = \frac{5}{32} \text{ kcal/kg}^{\circ}K; \quad C_{vN_2} = \frac{5}{28} \text{ kcal/kg}^{\circ}K$$

$$T = \frac{0,64 \times \frac{5}{32} \times 420 + 0,36 \times \frac{5}{28} \times 300}{0,64 \times \frac{5}{32} + 0,36 \times \frac{5}{28}} = 373^{\circ}K (= 100^{\circ}C)$$

Bài tập 1.45 10 kg khí O_2 ở nhiệt độ $127^{\circ}C$ hỗn hợp với 30 kg khí O_2 ở nhiệt độ $27^{\circ}C$ trong thể tích đã cho. Xác định nhiệt độ của hỗn hợp.

Lời giải

Đây là trường hợp hỗn hợp trong thể tích đã cho cùng một chất, theo (1.79b) ta có nhiệt độ của hỗn hợp :

$$t = \sum g_i t_i = g_1 t_1 + g_2 t_2$$

với
$$g_1 = \frac{G_1}{G_1 + G_2} = \frac{10}{10 + 30} = 0,25$$

$$g_2 = 1 - g_1 = 1 - 0,25 = 0,75$$

$$t_1 = 127^{\circ}C; \quad t_2 = 27^{\circ}C$$

Nhiệt độ của hỗn hợp

$$t = 0,25 \times 127 + 0,75 \times 27 = 52^{\circ}C$$

Bài tập 1.46 Một dòng khí có khối lượng $G_2 = 10 \text{ kg}$ ở nhiệt độ $t_2 = 127^{\circ}C$ được nạp vào bình có thể tích $V = 10 \text{ m}^3$ chứa sẵn không khí ở nhiệt độ $t_1 = 27^{\circ}C$, suất $p_1 = 1 \text{ bar}$. Hãy xác định nhiệt độ của hỗn hợp và áp suất của hỗn hợp.

Lời giải

Đây là trường hợp hỗn hợp khí nạp vào thể tích cố định, nhiệt độ của hỗn hợp tính theo (1.82):

$$T = \frac{g_1 C_{v1} T_1 + g_2 C_{v2} T_2}{g_1 C_{v1} + g_2 C_{v2}}$$

Vì hỗn hợp gồm cùng một chất (không khí), nên ta có $C_{v1} = C_{v2}$ và $\frac{C_p}{C_v} = k$.

Vậy ta có :

$$T = g_1 T_1 + k \cdot g_2 T_2$$

Khối lượng không khí có sẵn trong bình G_1 được xác định theo :

$$G_1 = \frac{p_1 V}{RT_1} = \frac{1 \cdot 10^5 \times 10}{287 \times 300} = 11,6 \text{ kg}$$

Vậy thành phần khối lượng g_1, g_2 bằng :

$$g_1 = \frac{G_1}{G_1 + G_2} = \frac{11,6}{11,6 + 10} = 0,54$$

$$g_2 = 1 - g_1 = 1 - 0,54 = 0,46$$

Nhiệt độ của hỗn hợp :

$$T = 0,54 \times 300 + 1,4 \times 0,46 \times 400 = 419,6^\circ K (= 146,6^\circ C)$$

Áp suất của hỗn hợp được xác định từ phương trình trạng thái viết cho hỗn hợp :

$$pV = GRT$$

$$G = G_1 + G_2 = 11,6 + 10 = 21,6 \text{ kg}$$

$$p = \frac{GRT}{V} = \frac{21,6 \times 287 \times 419,6}{10} = 2,6 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2 = 2,6 \text{ bar}$$

Bài tập 1.47 Khí O_2 ở áp suất $p_1 = 60 \text{ at}$, nhiệt độ $t_1 = 100^\circ C$ chuyển động qua ống tăng tốc (ống phun) nhỏ dần vào môi trường có áp suất $p_2 = 36 \text{ at}$. Xác định tốc độ của dòng khí O_2 tại tiết diện ra của ống và lưu lượng nếu tiết diện ra $f_2 = 20 \text{ mm}^2$.

Lời giải

Trước tiên cần so sánh tỷ số áp suất $\beta = \frac{p_2}{p_1}$ với tỷ số áp suất tới hạn $\beta_k = 0,528$.

với O_2 là khí hai nguyên tử :

$$\beta = \frac{p_2}{p_1} = \frac{36}{60} = 0,6 > \beta_k = 0,528$$

Vậy dòng O_2 chưa đến trạng thái tới hạn nên tốc độ $\omega_2 < \omega_k$, lưu lượng $G < G_{\max}$.

Tốc độ ω_2 được xác định theo (1.88) :

$$\begin{aligned} \omega_2 &= \sqrt{\frac{2k}{k-1} RT_1 \left[1 - \beta^{\frac{k-1}{k}} \right]} \\ &= \sqrt{\frac{2 \times 1,4}{1,4-1} \cdot \frac{8314}{32} (100 + 273) \left[1 - 0,6^{\frac{1,4-1}{1,4}} \right]} = 304 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Lưu lượng dòng O_2 được xác định theo phương trình liên tục tại tiết diện ra theo (1.93) :

$$G = \frac{f_2 \omega_2}{v_2}$$

ở đây v_2 - thể tích riêng được xác định theo quá trình đoạn nhiệt (lưu động đang xét là lưu động đoạn nhiệt):

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^k = \beta$$

$$v_2 = v_1 \cdot \beta^{-\frac{1}{k}}$$

v_1 - thể tích riêng ở trạng thái đầu được xác định từ phương trình trạng thái :

$$p_1 v_1 = RT_1$$

$$v_1 = \frac{RT_1}{p_1} = \frac{8314 \times 373}{32 \times 60 \times 0,98 \cdot 10^5} = 0,01648 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_2 = 0,01648 \times 0,6^{-\frac{1}{1,4}} = 0,0236 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Vậy lưu lượng O_2 bằng :

$$G = \frac{20 \cdot 10^{-6} \times 304}{0,0236} = 0,258 \text{ kg/s}$$

Bài tập 1.48 Chất khí lưu động đoạn nhiệt trong ống tăng tốc nhỏ dần, entanpi giảm đi một lượng 45 kJ/kg . Xác định tốc độ khí tại cửa ra của ống.

Lời giải

Tốc độ của khí được xác định theo (1.89):

$$\omega_2 = \sqrt{2(i_1 - i_2)} = \sqrt{2\Delta i} = \sqrt{2 \times 45 \cdot 10^3} = 300 \text{ m/s}$$

Bài tập 1.49 Chất khí lưu động trong ống tăng tốc với tốc độ tại cửa ra là 200 m/s , có entanpi vào 40 kJ/kg . Xác định entanpi của khí khi ra khỏi ống.

Lời giải

Theo (1.89) ta có :

$$\omega_2 = \sqrt{2(i_1 - i_2)} \quad \text{hay} \quad \omega_2^2 = 2(i_1 - i_2)$$

$$i_2 = i_1 - \frac{\omega_2^2}{2} = 40.10^3 - \frac{200^2}{2} = 20.10^3 \text{ J/kg} = 20 \text{ kJ/kg}$$

Bài tập 1.50 Xác định tỷ số áp suất tối hạn của dòng khí có số mũ đoạn nhiệt $k = 1,4$.

Lời giải

Tỷ số áp suất tối hạn được xác định theo (1.90) :

$$\beta_k = \left[\frac{2}{k+1} \right]^{\frac{k}{k-1}} = \left[\frac{2}{1,4+1} \right]^{\frac{1,4}{1,4-1}} = 0,528$$

Bài tập 1.51 Một hỗn hợp khí gồm H_2 và O_2 . Thành phần khối lượng của H_2 là 10%. xác định hằng số chất khí của hỗn hợp, thể tích riêng của hỗn hợp ở điều kiện tiêu chuẩn ($p_0 = 760 \text{ mmHg}$, $t_0 = 0^\circ\text{C}$).

Trả lời $R = 648,5 \text{ J/kg}^\circ\text{K}$; $v = 1,747 \text{ m}^3/\text{kg}$

Bài tập 1.52 1 kg không khí khô gồm N_2 và O_2 có thành phần thể tích $r_{\text{O}_2} = 21\%$, $r_{\text{N}_2} = 79\%$. Xác định kilomol μ của hỗn hợp, hằng số chất khí của hỗn hợp và phân áp suất của O_2 và N_2 trong hỗn hợp khi áp suất của hỗn hợp $p = 10 \text{ bar}$.

Trả lời $\mu = 28,84 \text{ kg}$; $R = 288 \text{ J/kg}^\circ\text{K}$

$$p_{\text{O}_2} = 2,1 \text{ bar}; \quad p_{\text{N}_2} = 7,9 \text{ bar}.$$

Bài tập 1.53 Trong một bình có vách ngăn. Ngăn bên trái chứa 1 kg khí O_2 ở nhiệt độ 27°C , ngăn bên phải chứa 1 kg khí N_2 ở nhiệt độ 127°C . Hãy xác định nhiệt độ của hỗn hợp sau khi bỏ vách ngăn.

Trả lời $t = 80^\circ\text{C}$

Bài tập 1.54 Dòng không khí thứ nhất có khối lượng $G_1 = 120 \text{ kg/h}$, nhiệt độ $t_1 = 500^\circ\text{C}$ hỗn hợp với dòng không khí thứ hai có $G_2 = 210 \text{ kg/h}$, nhiệt độ $t_2 = 200^\circ\text{C}$. Hãy xác định nhiệt độ của hỗn hợp.

Trả lời $t = 309^\circ\text{C}$

Bài tập 1.55 Một bình kín có chứa 10 kg khí O_2 ở nhiệt độ $27^\circ C$. Người ta nạp vào bình một dòng khí cũng là O_2 ở nhiệt độ $37^\circ C$. Hãy xác định nhiệt độ của hỗn hợp.

Trả lời $t = 49^\circ C$

Bài tập 1.56 Khí hai nguyên tử có hằng số chất khí $R = 294,3 \text{ J/kg}^\circ K$ ở áp suất $p_1 = 63,7 \text{ bar}$, nhiệt độ $T_1 = 300^\circ K$ lưu động qua ống tăng tốc nhỏ dẫn phun vào môi trường có áp suất $p_2 = 35,4 \text{ bar}$. Xác định tốc độ tại cửa ra của ống, lưu lượng của dòng khí nếu đường kính của tiết diện ra $d_2 = 5 \text{ mm}$ và $\beta_k = 0,528$.

Trả lời $\omega_2 = 310 \text{ m/s}$; $G = 0,257 \text{ kg/s}$

Bài tập 1.57 Hơi nước quá nhiệt ở áp suất $p_1 = 10 \text{ bar}$, nhiệt độ $t_1 = 300^\circ C$ lưu động qua ống tăng tốc nhỏ dẫn vào môi trường trong hai trường hợp :

a) có áp suất $p_2 = 7 \text{ bar}$

b) có áp suất $p_2 = 4 \text{ bar}$

Xác định tốc độ của dòng hơi tại cửa ra của ống tăng tốc trong hai trường hợp trên biết $\beta_k = 0,55$.

Trả lời a) $\omega_2 = 447 \text{ m/s}$; b) $\omega_2 = \omega_k = 510 \text{ m/s}$.

Bài tập 1.58 Không khí lưu động qua ống tăng tốc hỗn hợp có áp suất $p_1 = 8 \text{ at}$, nhiệt độ $t_1 = 127^\circ C$ vào môi trường có áp suất $p_2 = 1 \text{ at}$. Xác định tốc độ tại cửa ra của ống và đường kính tiết diện ra nếu biết lưu lượng của không khí là 2 kg/s .

Trả lời $\omega_2 = 600 \text{ m/s}$; $d_2 = 63 \text{ mm}$.

Bài tập 1.59 Hơi nước quá nhiệt ở áp suất $p_1 = 20 \text{ bar}$, nhiệt độ $t_1 = 400^\circ C$ lưu động qua ống tăng tốc hỗn hợp vào môi trường có áp suất $p_2 = 5 \text{ bar}$. Xác định tốc độ tại cửa ra và tốc độ tại tiết diện bé nhất của ống, biết $\beta_k = 0,55$.

Trả lời $\omega_2 = 837 \text{ m/s}$; $\omega_k = 600 \text{ m/s}$.

1.13 BÀI TẬP VỀ QUÁ TRÌNH NÉN KHÍ VÀ KHÔNG KHÍ ẨM

Bài tập 1.60 Máy nén lý tưởng một cấp mỗi giờ nén được 100 m^3 không khí từ áp suất $p_1 = 1 \text{ at}$, nhiệt độ $t_1 = 27^\circ C$ đến áp suất $p_2 = 8 \text{ at}$ theo quá trình đa biến với $n = 1,2$. Xác định công suất của máy nén, lượng nhiệt toả ra trong quá trình nén.

Lời giải

Công suất (hay công) của máy nén được xác định theo (1.96) :

$$N_{mm} = -\frac{n}{n-1} GRT_1 \left(\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right)$$

$$= -\frac{n}{n-1} p_1 V_1 \left(\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right)$$

ở đây $n = 1,2$; $p_1 = 1 \text{ at} = 1 \times 0,98.10^5 \text{ N/m}^2$,

$$V_1 = 100 \text{ m}^3/\text{h} = \frac{100}{3600} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\pi = \frac{p_2}{p_1} = \frac{8}{1} = 8$$

$$N_{mm} = -\frac{1,2}{1,2-1} \times 0,98.10^5 \times \frac{100}{3600} \left(8^{\frac{1,2-1}{1,2}} - 1 \right) = -6,78.10^3 \text{ W}$$

$$= -6,78 \text{ kW}$$

Nhiệt toả ra trong quá trình nén được tính theo (1.97) :

$$Q_n = -G.C_n.T_1 \left(\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right)$$

Khối lượng khí $G(\text{kg/s})$ được xác định từ phương trình trạng thái :

$$G = \frac{p_1 V_1}{RT_1} = \frac{1 \times 0,98.10^5 \times 100}{287 \times (27 + 273) \times 3600} = 0,0316 \text{ kg/s}$$

Nhiệt dung riêng của quá trình đa biến C_n được xác định theo (1.49), với không khí $k = 1,4$:

$$C_n = C_v \frac{n-k}{n-1} = \frac{20,9}{29} \cdot \frac{1,2-1,4}{1,2-1} = -0,72 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

$$C_n = -0,72 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

ở đây $C_v = \frac{C_{\mu\nu}}{\mu}$; $C_{\mu\nu} = 20,9 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{K}$ tra ở bảng 1 Phụ lục, $\mu = 29 \text{ kg}$.

Vậy nhiệt toả ra trong quá trình nén :

$$Q_n = -0,0316 \times 0,72 \cdot 10^3 (8^{\frac{0,2}{1,2}} - 1) = -2,82 \cdot 10^3 \text{ W} = -2,82 \text{ kW}$$

Bài tập 1.61 Không khí ẩm ở áp suất $p = 1 \text{ at}$ có nhiệt độ $t = 25^\circ\text{C}$, độ ẩm tương đối $\varphi = 0,6$. Xác định phân áp suất hơi nước p_h , nhiệt độ đọng sương t_s , độ chứa hơi d , entanpi I của không khí ẩm.

Lời giải

Theo (1.103) ta có :

$$\varphi = \frac{p_h}{p_{h\max}}$$

Vậy $p_h = \varphi \cdot p_{h\max}$

Từ bảng nước và hơi nước bão hoà với $t_h = t = 25^\circ\text{C}$, tra được áp suất $p_{h\max} = 0,03166 \text{ bar}$. Vậy phân áp suất của hơi nước :

$$p_h = 0,6 \times 0,03166 = 0,018996 \text{ bar} \approx 0,019 \text{ bar}$$

Từ bảng nước và hơi nước bão hoà với $p_h = 0,019 \text{ bar}$ ta tra được nhiệt độ đọng sương $t_s \approx 17^\circ\text{C}$.

Độ chứa hơi theo (1.104) :

$$d = 622 \frac{p_h}{p - p_h} = 622 \frac{0,019}{1 - 0,019} = 12 \text{ g/kg khô} = 0,012 \text{ kg/kg khô}$$

Entanpi tính theo (1.106) :

$$\begin{aligned} I &= t + d(2500 + 1,93 t) \\ &= 25 + 0,012(2500 + 1,93 \times 25) = 55,6 \text{ kJ/kg khô.} \end{aligned}$$

Bài tập 1.62 10 m^3 không khí ẩm ở áp suất $p = 1 \text{ bar}$ có nhiệt độ $t = 20^\circ\text{C}$, nhiệt độ đọng sương $t_s = 10^\circ\text{C}$. Xác định độ ẩm tương đối φ , độ chứa hơi d , entanpi I và khối lượng không khí ẩm G , khối lượng riêng của không khí ẩm ρ .

Lời giải

Theo (1.103) ta có :

$$\varphi = \frac{p_h}{p_{h\max}}$$

Từ bảng nước và hơi nước bão hoà theo :

$$t = 20^{\circ}\text{C} \text{ ta có } p_{\text{hmax}} = 0,0234 \text{ bar}$$

$$t = 10^{\circ}\text{C} \text{ ta có } p_h = 0,0123 \text{ bar}$$

Vậy :

$$\varphi = \frac{0,0123}{0,0234} = 0,53$$

Theo (1.104) ta có :

$$d = 0,622 \frac{p_h}{p - p_h} = 0,622 \frac{0,0123}{1 - 0,0123} = 0,00775 \text{ kg/kg khô}$$

Theo (1.106) ta có :

$$\begin{aligned} I &= t + d(2500 + 1,93 t) \\ &= 20 + 0,00775(2500 + 1,93 \times 20) = 39,67 \text{ kJ/kg khô} \end{aligned}$$

Lượng không khí ẩm :

$$G = G_h + G_k$$

Từ phương trình trạng thái viết cho hơi nước và không khí khô ta tính được :

$$G_h = \frac{p_h V}{R_h T} = \frac{0,0123 \cdot 10^5 \times 10}{\frac{8314}{18} \cdot (20 + 273)} = 0,09 \text{ kg hơi nước}$$

$$G_k = \frac{p_k V}{R_k T} = \frac{(1 - 0,0123) \cdot 10^5 \times 10}{287 \times (20 + 273)} = 11,75 \text{ kg không khí khô}$$

$$G = 0,09 + 11,75 = 11,84 \text{ kg.}$$

Khối lượng riêng của không khí ẩm:

$$\rho = \frac{G}{V} = \frac{11,84}{10} = 1,184 \text{ kg/m}^3 \approx 1,2 \text{ kg/m}^3.$$

Bài tập 1.63 Không khí ẩm có độ ẩm $\varphi = 70\%$, áp suất hơi nước bão hoà $p_{\text{bh}} = 0,06 \text{ bar}$, áp suất khí quyển $p_0 = 1 \text{ bar}$. Xác định độ chứa hơi d .

Lời giải

Độ chứa hơi của không khí ẩm theo (1.104) :

$$d = 622 \frac{p_h}{p_0 - p_h}; \quad \varphi = \frac{p_h}{p_{bh}}$$

$$p_h = \varphi p_{bh} = 0,7 \times 0,06 = 0,042 \text{ bar}$$

$$d = 622 \frac{0,042}{1 - 0,042} = 27,3 \text{ g/kg}$$

Bài tập 1.64 Không khí ẩm có phân áp suất của hơi nước 30 mmHg, áp suất khí quyển $p_0 = 750 \text{ mmHg}$. Xác định độ chứa hơi.

Lời giải

Theo (1.104) độ chứa hơi :

$$d = 622 \frac{p_h}{p_0 - p_h} = 622 \frac{30}{750 - 30} = 25,9 \text{ g/kg}$$

Bài tập 1.65 Không khí ẩm ở trạng thái đầu có nhiệt độ $t_1 = 20^\circ\text{C}$, độ ẩm $\varphi_1 = 40\%$ được đốt nóng tới $t_2 = 80^\circ\text{C}$ rồi đưa vào buồng sấy. Sau khi sấy nhiệt độ giảm xuống tới $t_3 = 35^\circ\text{C}$. Xác định độ chứa hơi, độ ẩm tương đối của không khí sau khi sấy, nhiệt và lượng không khí cần để bốc hơi 1 kg nước trong vật sấy.

Lời giải

Từ hình 1.3 và đồ thị $I - d$ của không khí ẩm trong phần Phụ lục ta tìm được :

$$d_1 = 6 \text{ g/kg}; \quad d_3 = 24 \text{ g/kg}; \quad \varphi_3 = 66\%$$

$$I_1 = 8,3 \text{ kcal/kg}; \quad I_2 = 23 \text{ kcal/kg}.$$

Vậy độ chứa hơi sau khi sấy $d_3 = 24 \text{ g/kg}$, độ ẩm tương đối của không khí sau khi sấy $\varphi_3 = 66\%$.

Lượng nhiệt cần thiết để bốc hơi 1 kg nước trong vật sấy theo (1.108):

$$Q = \frac{I_2 - I_1}{d_3 - d_1} = \frac{23 - 8,3}{0,024 + 0,006} = 817 \text{ kcal/kg}$$

$$Q = 817 \times 4,18 = 3415 \text{ kJ/kg}$$

Lượng không khí ẩm cần để bốc hơi 1 kg nước trong vật sấy theo (1.107):

$$G = \frac{1 + d_1}{d_3 - d_1} = \frac{1 + 0,006}{0,024 + 0,006} = 55,9 \text{ kg/kg}.$$

Chương 2

CHU TRÌNH ĐỘNG CƠ NHIỆT VÀ MÁY LẠNH

2.1 CHU TRÌNH NHIỆT ĐỘNG

2.1.1 Công của chu trình, hiệu suất nhiệt, hệ số làm lạnh và bơm nhiệt

- Công của chu trình nhiệt được tính bằng tổng công thay đổi thể tích hoặc công kỹ thuật của các quá trình trong chu trình:

$$l_o = \sum l_i = \sum l_{k_i} \quad (2.1)$$

Công của chu trình còn được tính theo nhiệt:

Với chu trình động cơ nhiệt (thuận chiều, công sinh ra) công của chu trình là hiệu số giữa nhiệt cấp q_1 cho chu trình và nhiệt nhả q_2 cho nguồn làm mát:

$$l_o = q_1 - |q_2| \quad (2.2)$$

Với chu trình máy lạnh và bơm nhiệt (chu trình ngược chiều, công tiêu hao) công của chu trình mang dấu âm $l_o < 0$ và cũng là hiệu số giữa nhiệt nhả từ chu trình q_1 và nhiệt lấy của vật cần làm lạnh q_2 .

$$|l_o| = |q_1| - q_2 \quad (2.3)$$

- Hiệu suất nhiệt η_t để đánh giá mức độ hoàn thiện của chu trình động cơ nhiệt:

$$\eta_t = \frac{l_o}{q_1} = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} \quad (2.4)$$

- Hệ số làm lạnh ε để đánh giá mức độ hoàn thiện của chu trình máy lạnh:

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l_o|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} \quad (2.5)$$

- Hệ số bơm nhiệt φ để đánh giá mức độ hoàn thiện của chu trình bơm nhiệt (bơm nhiệt là máy làm việc theo nguyên lý máy lạnh, nhưng ở đây sử dụng nhiệt q_1 ở nhiệt độ cao cho các quá trình như sấy, sưởi...):

$$\varphi = \frac{|q|}{|l_0|} = \varepsilon + 1 \quad (2.6)$$

2.1.2 Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot

Chu trình Carnot gồm hai quá trình đẳng nhiệt và hai quá trình đoạn nhiệt xen kẽ nhau, ở nhiệt độ hai nguồn nhiệt không đổi $T_1 = \text{const}$ (nguồn nóng), $T_2 = \text{const}$ (nguồn lạnh). Chu trình Carnot là một trong những chu trình thuận nghịch. Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận chiều bằng:

$$\eta_{tc} = \frac{T_1 - T_2}{T_1} \quad (2.7)$$

Hệ số làm lạnh của chu trình Carnot ngược chiều bằng:

$$\varepsilon_c = \frac{T_2}{T_1 - T_2} \quad (2.8)$$

2.2 CHU TRÌNH ĐỘNG CƠ ĐỐT TRONG

2.2.1 Chu trình cháy (cấp nhiệt) đẳng tích

Nhiên liệu ở đây là xăng hoặc khí, quá trình cháy xảy ra rất nhanh nên coi là cháy đẳng tích $v = \text{const}$. Hiệu suất nhiệt của chu trình bằng:

$$\eta_t = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \quad (2.9)$$

trong đó:

ε - tỷ số nén:

$$\varepsilon = \frac{v_1}{v_2}$$

k - số mũ đoạn nhiệt.

2.2.2 Chu trình cháy đẳng áp

Nhiên liệu là dầu mazut,..., quá trình cháy xảy ra chậm nên coi là cháy đẳng áp $p = \text{const}$. Đây là động cơ diesel trước đây. Hiệu suất nhiệt của chu trình bằng:

$$\eta_i = 1 - \frac{\rho^k - 1}{k\varepsilon^{k-1}(\rho - 1)} \quad (2.10)$$

ρ - tỷ số giãn nở sớm:

$$\rho = \frac{v_3}{v_2}$$

2.2.3 Chu trình cháy hỗn hợp

Nhiên liệu là dầu mazut,..., được phun vào xi lanh nhờ bơm cao áp và vòi phun dưới dạng những hạt rất nhỏ như sương mù, quá trình cháy xảy ra nhanh hơn và coi là cháy hỗn hợp (phần đầu cháy đẳng tích, phần sau cháy đẳng áp). Đây là động cơ diesel hiện đại. Hiệu suất nhiệt của chu trình bằng:

$$\eta_i = 1 - \frac{\lambda \rho^k - 1}{\varepsilon^{k-1} [\lambda - 1 + k\lambda(\rho - 1)]} \quad (2.11)$$

λ - tỷ số tăng áp trong quá trình cấp nhiệt:

$$\lambda = \frac{p_3}{p_2}$$

2.2.4 So sánh hiệu suất nhiệt của các chu trình động cơ đốt trong

Khi ký hiệu hiệu suất nhiệt của chu trình cháy đẳng tích η_{iv} , cháy đẳng áp η_{ip} , cháy hỗn hợp η_{th} , ta có:

- Cùng tỷ số nén và nhiệt lượng cấp vào:

$$\eta_{iv} > \eta_{th} > \eta_{ip}$$

- Cùng $p_{\max}$, $T_{\max}$ và nhiệt lượng thải ra:

$$\eta_{ip} > \eta_{th} > \eta_{iv}$$

2.3 CHU TRÌNH TUABIN KHÍ

Chu trình cấp nhiệt đẳng áp

Chu trình cấp nhiệt đẳng áp được ứng dụng nhiều trong thực tế vì có cấu tạo buồng đốt đơn giản, có ít van nên tổn thất qua các van cũng nhỏ. Hiệu suất nhiệt của chu trình bằng:

$$\eta_t = 1 - \frac{T_1}{T_2} = 1 - \frac{1}{\beta^{(k-1)/k}} \quad (2.12)$$

trong đó:

$\beta = \frac{p_2}{p_1}$ - tỷ số tăng áp trong quá trình nén trong máy nén;

T_1, T_2 - nhiệt độ không khí vào và ra khỏi máy nén;

k - số mũ đoạn nhiệt.

2.4 CHU TRÌNH ĐỘNG CƠ PHẢN LỰC

2.4.1 Chu trình động cơ phản lực (máy bay) có máy nén

Hiệu suất nhiệt của chu trình giống hiệu suất nhiệt của tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp bằng:

$$\eta_t = 1 - \frac{1}{\beta^{(k-1)/k}} \quad (2.13)$$

$\beta = \frac{p_2}{p_1}$ - tỷ số tăng áp trong ống tăng áp và máy nén:

k - số mũ đoạn nhiệt.

2.4.2 Chu trình động cơ tên lửa

Ở các chu trình trên, oxy cần cho chu trình cháy lấy từ khí quyển, ở đây oxy dưới dạng chất lỏng được chứa ngay trong tên lửa. Hiệu suất nhiệt của chu trình bằng:

$$\eta_t = \frac{\omega_4^2}{2q_1} = \frac{\omega_4^2}{2C_p(T_3 - T_2)} \quad (2.14)$$

trong đó:

ω_4 - tốc độ khối ra khỏi tên lửa, m/s

C_p - nhiệt dung riêng của khối, $J/kg \cdot ^\circ K$

T_3 - nhiệt độ sau khi cháy trong buồng đốt,

T_2 nhiệt độ khi vào buồng đốt.

2.5 CHU TRÌNH RANKINE CỦA NHÀ MÁY NHIỆT ĐIỆN

Chu trình gồm các quá trình : quá trình giãn nở đoạn nhiệt trong tua bin, ngưng tụ đẳng áp trong bình ngưng, nén đoạn nhiệt trong bơm, cấp nhiệt đẳng áp trong lò hơi và bộ quá nhiệt.

Hiệu suất nhiệt của chu trình bằng:

$$\eta_t = \frac{l_0}{q_1} = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i'_2} \quad (2.15)$$

trong đó:

l_0 - công của chu trình (J/kg)

q_1 - nhiệt cấp cho chu trình (J/kg)

i_1 - entanpi vào tuabin

i_2 - entanpi ra khỏi tuabin

i'_2 - entanpi nước ngưng ra khỏi bình ngưng.

2.6 CHU TRÌNH MÁY LẠNH VÀ BƠM NHIỆT

2.6.1 Chu trình máy lạnh không khí

Môi chất lạnh là không khí, hiện nay chỉ còn được dùng trên máy bay. Hệ số làm lạnh của chu trình bằng:

$$\varepsilon = \frac{T_1}{T_2 - T_1} \quad (2.16)$$

ở đây T_1 - nhiệt độ khí vào máy nén, T_2 — nhiệt độ khí ra khỏi máy nén.

2.6.2 Chu trình máy lạnh dùng hơi có máy nén

Môi chất lạnh thường dùng NH_3 , freon R12, R22,...

Hệ số làm lạnh ε :

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l_0|} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} \quad (2.17)$$

ở đây:

q_2 - nhiệt môi chất lạnh nhận từ nguồn lạnh (vật cần làm lạnh)

l_0 - công của máy nén

i_1 - entanpi vào máy nén.

i_2 - entanpi ra máy nén.

i_4 - entanpi vào bình bốc hơi (hoặc ra khỏi bộ phận tiết lưu)

Hệ số bơm nhiệt:

$$\varphi = \varepsilon + 1$$

2.7 BÀI TẬP CHU TRÌNH NHIỆT ĐỘNG

Bài 2.1 Xác định hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận chiều khi biết nhiệt độ nguồn nóng $t_1 = 927^\circ\text{C}$, nhiệt độ nguồn lạnh $t_2 = 27^\circ\text{C}$. Xác định hệ số làm lạnh của chu trình Carnot ngược chiều khi biết nhiệt độ nguồn nóng $t_1 = 37^\circ\text{C}$, nhiệt độ nguồn lạnh $t_2 = -3^\circ\text{C}$.

Lời giải

Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot theo (2.7) :

$$\eta_{tc} = \frac{T_1 - T_2}{T_1} = \frac{(927+273) - (27+273)}{927+273} = 0,75 = 75\%$$

Hệ số làm lạnh của chu trình Carnot theo (2.8):

$$\varepsilon_c = \frac{T_2}{T_1 - T_2} = \frac{-3 + 273}{(37 + 273) - (-3 + 273)} = 6,75$$

Bài 2.2 Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích có tỷ số nén $\varepsilon = 5$, số mũ đoạn nhiệt $k = 1,5$. Xác định hiệu suất nhiệt của chu trình.

Lời giải

Hiệu suất nhiệt của chu trình được xác định theo (2.9):

$$\eta_t = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} = 1 - \frac{1}{5^{1,5-1}} = 0,553 = 55,3\%$$

Bài 2.3 Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích có nhiệt độ môi chất vào 20°C , tỷ số nén 3,6, tỷ số tăng áp 3,33. Xác định công và hiệu suất nhiệt chu trình với môi chất 1 kg không khí.

Lời giải

Hiệu suất nhiệt của chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích (hình 2.1) theo (2.9):

$$\eta_t = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}}$$

$$\eta_t = 1 - \frac{1}{3,6^{1,4-1}} = 0,4 = 40\%$$

Ở đây không khí là khí hai nguyên tử nên $k = 1,4$.

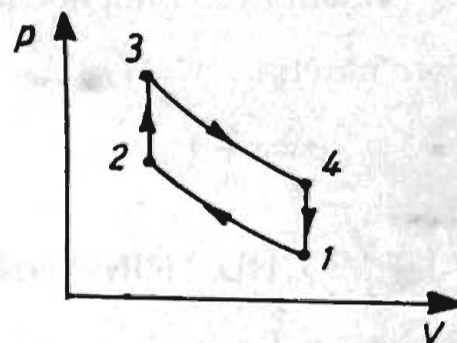
Công của chu trình được xác định theo hiệu suất nhiệt:

$$l_0 = \eta_t \cdot q_1$$

q_1 - nhiệt cấp vào trong quá trình cháy đẳng tích 2.3:

$$q_1 = C_v(t_3 - t_2)$$

Từ quá trình nén đoạn nhiệt 1-2 ta có:



Hình 2.1

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{k-1} = \epsilon^{k-1} = 3,6^{1,4-1} = 3,6^{0,4}$$

$$T_2 = T_1 \cdot 3,6^{0,4} = (20 + 273) \cdot 3,6^{0,4} = 489^{\circ}K = 216^{\circ}C$$

Từ quá trình cấp nhiệt (cháy) đẳng tích 2.3, ta có:

$$\frac{T_3}{T_2} = \frac{p_3}{p_2} = \lambda$$

$$T_3 = T_2 \cdot \lambda = 489 \cdot 3,33 = 1628^{\circ}K = 1628 - 273 = 1355^{\circ}C$$

Vậy ta có với nhiệt dung riêng đẳng tích của không khí $C_v = 0,72 \text{ kJ/kg.K}$.

$$q_1 = C_v(t_3 - t_2) = 0,72(1355 - 216) = 820 \text{ kJ/kg.}$$

$$l_0 = \eta_l \cdot q_1 = 0,4 \cdot 820 = 328 \text{ kJ/kg.}$$

Bài 2.4 Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp, môi chất là 1 kg không khí có $p_{\min} = 0,9 \text{ bar}$, $t_1 = 67^{\circ}C$; $p_{\max} = 45 \text{ bar}$, $\epsilon = 10$, nhiệt nhận từ nguồn nóng 1090 kJ/kg . Tính nhiệt nhận trong quá trình đẳng tích, đẳng áp.

Lời giải

Nhiệt cấp cho chu trình (hình 2.2), trong quá trình 2.3-4:

$$q_1 = q_{1v} + q_{1p}$$

$$q_{1v} = q_{23} = C_v(T_3 - T_2)$$

$$q_{1p} = q_1 - q_{1v}$$

Nhiệt độ T_2 trong quá trình nén đoạn nhiệt 1-2 với không khí có $k = 1,4$:

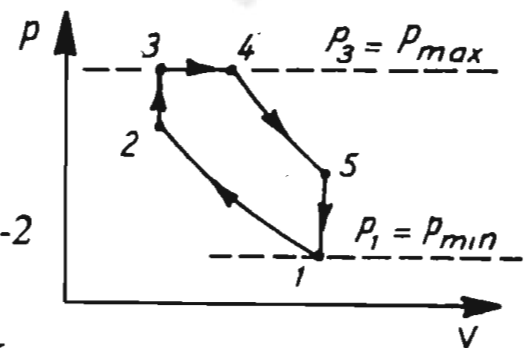
$$T_2 = T_1 \epsilon^{k-1} = (67 + 273) \cdot 10^{1,4-1} = 854^{\circ}K.$$

Nhiệt độ T_3 trong quá trình cấp nhiệt đẳng tích 2.3:

$$T_3 = T_2 \frac{p_3}{p_2}; \quad p_3 = p_{\max} = 45 \text{ bar.}$$

Áp suất p_2 trong quá trình đoạn nhiệt 1-2:

$$p_2 = p_1 \cdot \epsilon^k = 0,9 \cdot 10^{1,4} = 22,6 \text{ bar.}$$



Hình 2.2

Vậy ta có:

$$T_3 = 854 \cdot \frac{45}{22,6} = 1700^{\circ}K$$

$$q_{1v} = C_v(T_3 - T_2) = 0,72 \cdot (1700 - 854) = 609 \text{ kJ/kg.}$$

$$q_{lp} = q_1 - q_{1v} = 1090 - 609 = 481 \text{ kJ/kg.}$$

Bài 2.5 Chu trình tua bin khí cấp nhiệt đẳng áp, môi chất là 1 kg không khí có tỷ số tăng áp $\beta = 7$, tỷ số giãn nở sớm $\rho = 1,3$, nhiệt độ không khí vào $t_1 = 27^{\circ}C$. Xác định hiệu suất nhiệt và công suất của chu trình.

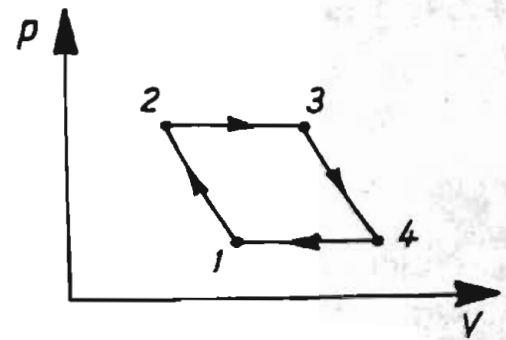
Lời giải

Hiệu suất nhiệt của chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp (hình 2.3) theo (2.12) với $\frac{k-1}{k} = \frac{1,4-1}{1,4} = 0,286$:

$$\eta_t = 1 - \frac{1}{\beta^{\frac{(k-1)}{k}}}$$

$$\eta_t = 1 - \frac{1}{\beta^{0,286}} = 1 - \frac{1}{7^{0,286}}$$

$$\eta_t = 0,43 = 43\%$$



Hình 2.3

Công của chu trình tính theo hiệu suất nhiệt:

$$l_0 = \eta_t \cdot q_1$$

Nhiệt cấp cho chu trình trong quá trình cháy đẳng áp 2.3:

$$q_1 = C_p(T_3 - T_2)$$

$C_p = 1 \text{ kJ/kg} \cdot ^{\circ}K$ nhiệt dung riêng đẳng áp của không khí.

Nhiệt độ T_2 trong quá trình nén đoạn nhiệt 1-2:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} = \beta^{\frac{(k-1)}{k}}$$

$$T_2 = T_1 \beta^{\frac{k-1}{k}} = (27 + 273) \cdot 7^{0,286} = 523^{\circ}K$$

Nhiệt độ T_3 trong quá trình đẳng áp 2.3:

$$\frac{T_3}{T_2} = \frac{v_3}{v_2} = \rho; \quad T_3 = T_2 \cdot \rho = 523 \times 1,3 = 680^\circ K$$

Vậy ta có:

$$q_1 = 1 \times (680 - 523) = 157 \text{ kJ/kg}$$

$$l_0 = 0,43 \times 157 = 67,5 \text{ kJ/kg}$$

Bài 2.6 Chu trình Rankine thiết bị động lực hơi nước có nhiệt độ và áp suất vào tua bin $t_1 = 500^\circ C$, $p_1 = 100 \text{ bar}$, áp suất bình ngưng $p_2 = 0,05 \text{ bar}$. Xác định hiệu suất nhiệt và công của chu trình.

Lời giải

Hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine theo (2.15)

$$\eta_t = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_2'} = \frac{l_0}{q_1}$$

Entanpi i_1 được xác định theo hình 2.4 qua điểm 1 và đồ thị $i-s$ của H_2O trong phần phụ lục, hoặc sử dụng bảng 5 hơi nước quá nhiệt trong phần phụ lục theo $p_1 = 100 \text{ bar}$, $t_1 = 500^\circ C$; $i_1 = 3372 \text{ kJ/kg}$,

$$s = 6,596 \text{ kJ/kg}^\circ K$$

Entanpi i_2 cũng có thể được xác định theo đồ thị $i-s$ (hình 2.4), hoặc được tính toán cùng bảng hơi nước:

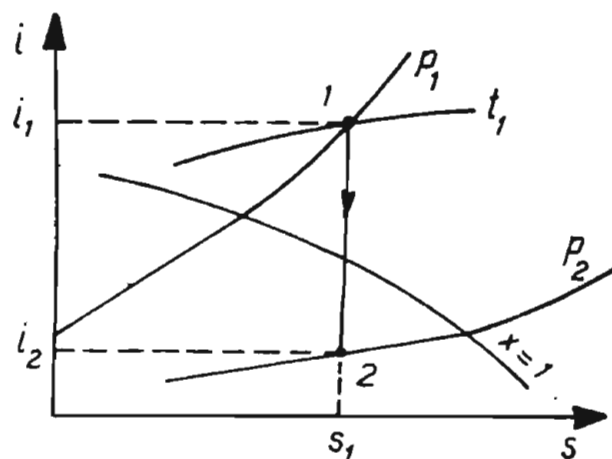
$$i_2 = i_2' + x(i_2'' - i_2')$$

Từ bảng 4 hơi nước bão hoà trong phần phụ lục theo $p_2 = 0,05 \text{ bar}$ ta có:

$$i_2' = 138 \text{ kJ/kg}, i_2'' = 2561 \text{ kJ/kg}, s_2' = 0,476 \text{ kJ/kg}^\circ K, s_2'' = 8,393 \text{ kJ/kg}^\circ K$$

Vì quá trình 1-2 là đoạn nhiệt:

$$s_1 = s_2 = s_2' + x(s_2'' - s_2')$$



Hình 2.4

$$x = \frac{s_1 - s_2'}{s_2'' - s_2'} = \frac{6,596 - 0,476}{8,393 - 0,476}$$

$$i_2 = 138 + 0,773(2561 - 138) = 2011 \text{ kJ/kg}$$

Vậy hiệu suất nhiệt và công chu trình:

$$\eta_t = \frac{3372 - 2011}{3372 - 138} = 0,42 = 42\%$$

$$l_0 = i_1 - i_2 = 3372 - 2011 = 1361 \text{ kJ/kg}$$

Bài 2.7 Chu trình Rankine thiết bị động lực hơi nước có entanpi vào tuabin 5600 kJ/kg, entanpi ra khỏi tuabin 4200 kJ/kg, entanpi của nước ngưng ra khỏi bình ngưng 1000 kJ/kg. Xác định hiệu suất của chu trình.

Lời giải

Hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine theo (2.15) với $i_1 = 5600 \text{ kJ/kg}$, $i_2 = 4200 \text{ kJ/kg}$, $i_2' = 1000 \text{ kJ/kg}$:

$$\eta_t = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_2'} = \frac{5600 - 4200}{5600 - 1000} = 0,304 = 30,4\%$$

Bài 2.8 Hơi nước trong chu trình Rankine giãn nở đoạn nhiệt trong tuabin, entanpi giảm đi 150 kJ/kg, sau đó hơi nước ngưng tụ đẳng áp trong bình ngưng thải nhiệt 280 kJ/kg. Xác định hiệu suất nhiệt của chu trình.

Lời giải

Hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine theo (2.15)

$$\eta_t = \frac{l_0}{q_1} \quad \text{với } q_1 = l_0 + |q_2| = 150 + 280 = 430 \text{ kJ/kg}$$

$$\eta_t = \frac{150}{430} = 0,35 = 35\%$$

Bài 2.9 Chu trình máy lạnh không khí với nhiệt độ không khí vào máy nén -13°C, nhiệt độ không khí sau khi nén 47°C. Xác định hệ số làm lạnh và hệ số bơm nhiệt.

Lời giải

Hệ số làm lạnh của máy lạnh không khí với $t_1 = -13^\circ\text{C}$, $t_2 = 47^\circ\text{C}$ theo (2.16)

$$\varepsilon = \frac{T_1}{T_2 - T_1} = \frac{-13 + 273}{(47 + 273) - (-13 + 273)} = 4,33$$

Hệ số bơm nhiệt

$$\varphi = \varepsilon + 1 = 4,33 + 1 = 5,33$$

Bài 2.10 Máy lạnh dùng hơi NH_3 , hơi hút vào máy nén là hơi bão hoà khô ở áp suất $p_1 = 1 \text{ bar}$, áp suất sau khi nén đoạn nhiệt $p_2 = 5 \text{ bar}$, công suất của máy nén $N = 50 \text{ kW}$. Xác định hệ số làm lạnh, lượng môi chất lạnh, năng suất làm lạnh của máy lạnh.

Lời giải

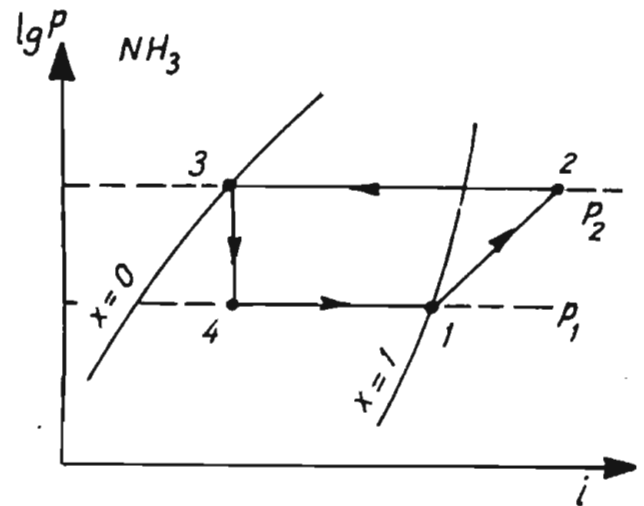
Từ đồ thị $\lg p-h$ trong phần phụ lục và hình 2.5 với $p_1 = 1 \text{ bar} = 0,1 \text{ MPa}$, $p_2 = 0,5 \text{ MPa}$ ta tìm được:

$$i_1 = 1720 \text{ kJ/kg}, i_2 = 1950 \text{ kJ/kg}$$

$$i_3 = i_4 = 520 \text{ kJ/kg}.$$

Hệ số làm lạnh theo (2.17):

$$\varepsilon = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} = \frac{1720 - 520}{1950 - 1720} = 5,12$$



Hình 2.5

Lượng môi chất lạnh:

$$N = G(i_2 - i_1)$$

$$G = \frac{N}{i_2 - i_1} = \frac{50}{1950 - 1720} = 0,22 \text{ kg/s}$$

Năng suất lạnh:

$$Q_2 = G(i_1 - i_4) = G(i_1 - i_3) = 0,22(1720 - 520) = 264 \text{ kW}$$

Bài 2.11 Máy lạnh dùng hơi R22 có entanpi vào máy nén 700 kJ/kg , entanpi ra khỏi máy nén 740 kJ/kg , entanpi ra khỏi bình ngưng 550 kJ/kg . Xác định hệ số làm lạnh và hệ số bơm nhiệt.

Lời giải

Hệ số làm lạnh theo (2.17) với chú ý $i_1 = 700 \text{ kJ/kg}$, $i_3 = 550 \text{ kJ/kg} = i_4$ (là entanpi vào bình bốc hơi):

$$\varepsilon = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} = \frac{700 - 500}{740 - 700} = 3,75$$

Hệ số bơm nhiệt: $\varphi = \varepsilon + 1 = 3,75 + 1 = 4,75$

Bài 2.12 Máy lạnh toả nhiệt 1250 kJ cho nguồn nóng, tiêu tốn 250 kJ . Xác định hệ số làm lạnh.

Lời giải

Theo (2.6) hệ số bơm nhiệt φ với $Q_1 = 1250 \text{ kJ}$, $L_0 = 250 \text{ kJ}$:

$$\varphi = \frac{|Q_1|}{|L_0|} = \frac{1250}{250} = 5$$

Vậy hệ số làm lạnh: $\varphi = \varepsilon + 1$; $\varepsilon = \varphi - 1 = 5 - 1 = 4$

Bài 2.13 Máy lạnh (hoặc bơm nhiệt) nhận nhiệt 800 kJ từ nguồn lạnh, thải nhiệt 1000 kJ cho nguồn nóng. Xác định hệ số làm lạnh ε (hoặc hệ số bơm nhiệt φ).

Lời giải

Theo (2.5), hệ số làm lạnh ε và theo (2.2) công của chu trình L_0 :

$$\varepsilon = \frac{Q_2}{|L_0|} ; L_0 = Q_1 - |Q_2| = 1000 - 800 = 200 \text{ kJ}$$

$$\varepsilon = \frac{800}{200} = 4$$

Hệ số bơm nhiệt:

$$\varphi = \varepsilon + 1 = 4 + 1 = 5$$

hoặc
$$\varphi = \frac{|Q_1|}{|L_0|} = \frac{1000}{200} = 5.$$

Phần II

TRUYỀN NHIỆT

Chương 3

DẪN NHIỆT VÀ ĐỐI LƯU

3.1 DẪN NHIỆT

3.1.1 Dẫn nhiệt ổn định một chiều không có nguồn nhiệt bên trong

3.1.1.1 Dẫn nhiệt qua vách phẳng

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w(n+1)}}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}} \quad W/m^2 \quad (3.1)$$

q - mật độ dòng nhiệt, W/m^2 ;

δ_i - chiều dày của lớp thứ i , m ;

λ_i - hệ số dẫn nhiệt của lớp thứ i , $W/m.K$; (giả thiết $\lambda_i = \text{const}$)

t_{w1} - nhiệt độ bề mặt trong.

$t_{w(n+1)}$ - nhiệt độ bề mặt ngoài của lớp thứ n .

Phân bố nhiệt độ theo chiều dày vách có quy luật đường thẳng (khi $\lambda_i = \text{const}$)

3.1.1.2 Dẫn nhiệt qua vách trụ

$$q_l = \frac{t_{w1} - t_{w(n+1)}}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i}} \quad , W/m \quad (3.2)$$

q_l - mật độ dòng nhiệt trên một mét chiều dài, W/m

d_i - đường kính của lớp thứ i .

Phân bố nhiệt độ theo chiều dày vách có quy luật đường cong Logarit

3.1.2 Dẫn nhiệt ổn định một chiều khi có nguồn nhiệt bên trong

3.1.2.1 Tấm phẳng có chiều dày 2δ

$$t = t_f + \frac{q_v \delta}{\alpha} + \frac{q_v}{2\lambda} (\delta^2 - x^2) \quad (3.3)$$

Nhiệt độ trên bề mặt của tấm:

$$t_w = t_f + \frac{q_v \delta}{\alpha} \quad (3.4)$$

Nhiệt độ tại tâm của tấm:

$$t_0 = t_f + \frac{q_v \delta}{\alpha} + \frac{q_v}{2\lambda} \delta^2 \quad (3.5)$$

t_f - nhiệt độ môi trường xung quanh;

α - hệ số toả nhiệt, $W/m^2.K$;

q_v - năng suất phát nhiệt của nguồn nhiệt bên trong, W/m^3 .

Phân bố nhiệt độ theo chiều dày vách có quy luật đường cong parabol.

3.1.2.2 Thanh trụ đồng chất bán kính r_0

$$t = t_f + \frac{q_v r_0}{\alpha} + \frac{q_v}{4\lambda} (r_0^2 - r^2) \quad (3.6)$$

Nhiệt độ trên bề mặt thanh trụ:

$$t_w = t_f + \frac{q_v r_0}{2\alpha} \quad (3.7)$$

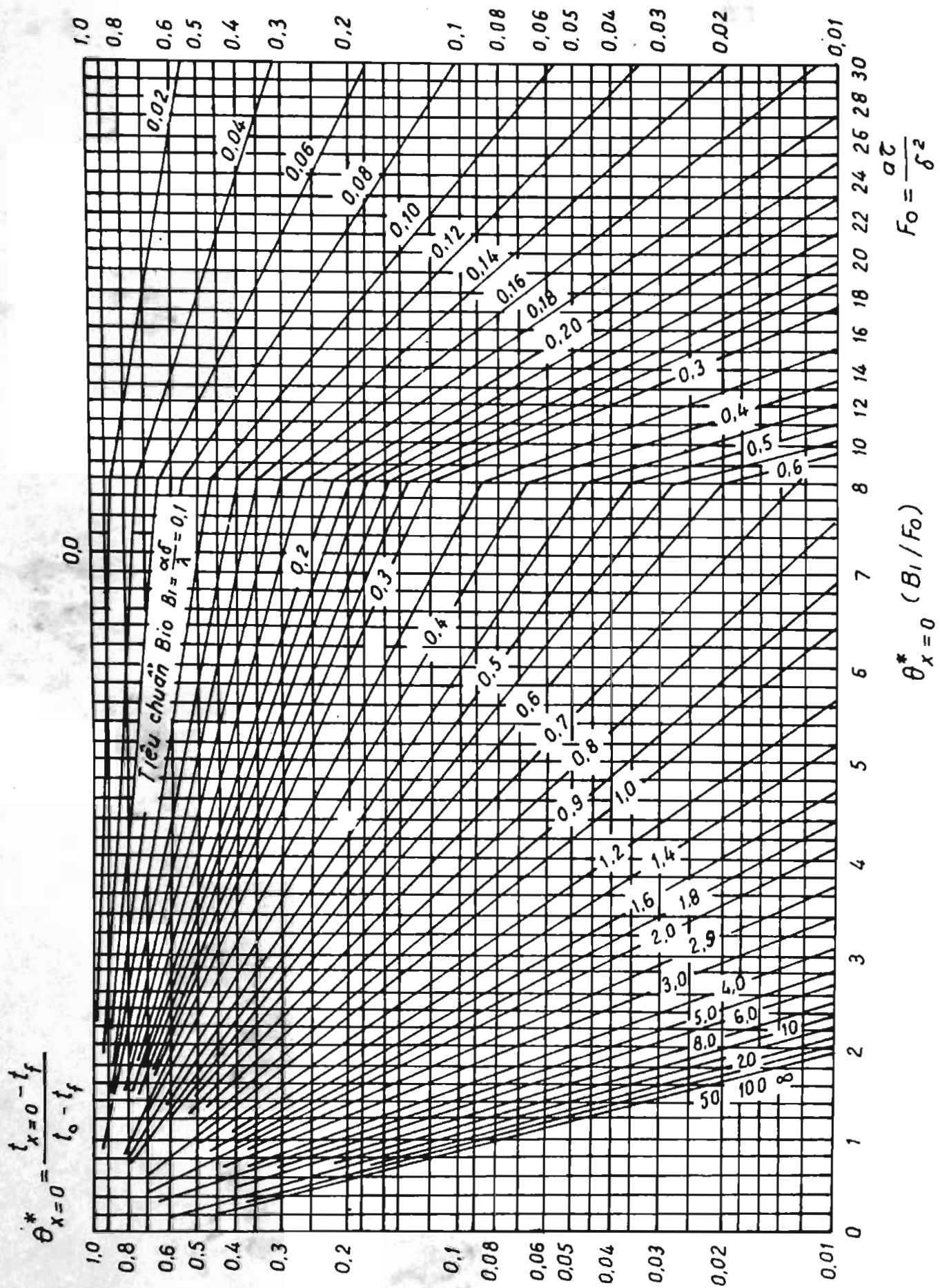
Nhiệt độ tại tâm:

$$t_0 = t_f + \frac{q_v r_0}{2\alpha} + \frac{q_v}{4\lambda} r_0^2 \quad (3.8)$$

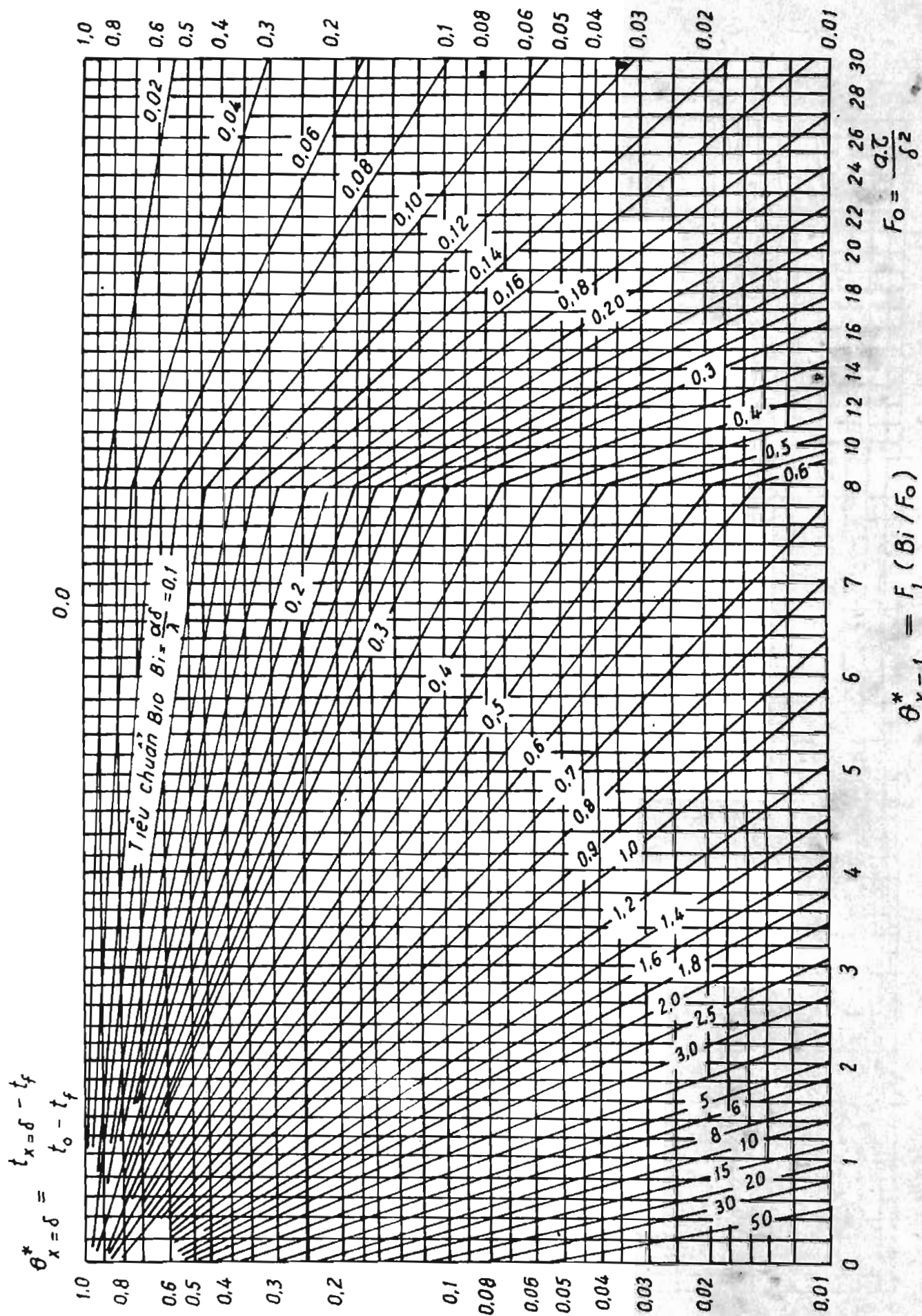
Mật độ dòng nhiệt tại bề mặt:

$$q_w = \frac{q_v r_0}{2}, W/m^2 \quad (3.9)$$

Phân bố nhiệt độ theo chiều dày vách có quy luật đường cong parabol



Hình 3.1



Hình 3.2

3.1.3 Dẫn nhiệt không ổn định

Với tấm phẳng rộng 2δ

Nhiệt độ tại tâm tấm:

$$\theta_{X=0}^* = f_1(Bi / Fo) \quad \text{Tra đồ thị hình 3.1}$$

Nhiệt độ trên bề mặt tấm:

$$\theta_{X=\delta}^* = f_2(Bi / Fo) \quad \text{Tra đồ thị hình 3.2}$$

trong đó:

$$Bi = \frac{\alpha \delta}{\lambda}, \text{ là tiêu chuẩn Biot}$$

$$Fo = \frac{\alpha \tau}{\delta^2}, \text{ là tiêu chuẩn Fourier}$$

$$X = \frac{x}{\delta} : \text{ kích thước không thứ nguyên}$$

Phân bố nhiệt độ theo chiều dày vách có quy luật đường cong parabol

3.2 TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

Khi tính toán lượng nhiệt trao đổi bằng đối lưu ta dùng công thức Newton:

$$Q = \alpha \cdot F (t_w - t_f), W$$

trong đó:

Q - lượng nhiệt trao đổi trong một đơn vị thời gian là một giây, J

F - diện tích bề mặt trao đổi nhiệt, m^2

T_w - nhiệt độ trung bình của bề mặt vật rắn;

t_f - nhiệt độ trung bình của môi trường (chất lỏng hoặc chất khí).

α - hệ số toả nhiệt, $W/m^2.K$

Hệ số toả nhiệt α được xác định từ các phương trình tiêu chuẩn. Các phương trình tiêu chuẩn này được xác định từ thực nghiệm.

$$Nu = f(Re, Pr, Gr, \dots)$$

trong đó:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} - \text{tiêu chuẩn Nusselt}$$

$$Re = \frac{\omega l}{\nu} - \text{tiêu chuẩn Reynold}$$

$$Pr = \frac{\nu}{a} - \text{tiêu chuẩn Prandtl}$$

$$Gr = \frac{g \beta l^3 \Delta t}{\nu^2} - \text{tiêu chuẩn Grashof}$$

với :

α - hệ số toả nhiệt, $W/m^2.K$;

λ - hệ số dẫn nhiệt, $W/m.K$;

ω - tốc độ chuyển động, m/s ;

ν - độ nhớt động học, m^2/s ;

a - hệ số dẫn nhiệt độ, m^2/s ;

g - gia tốc trọng trường $9,81 m/s^2$;

$$\Delta t = (t_w - t_f)$$

β - hệ số giãn nở thể tích, $^{\circ}K^{-1}$

Với chất lỏng tra bảng;

Với chất khí:

$$\beta = \frac{1}{T}, ^{\circ}K^{-1}$$

l - kích thước xác định, m .

3.2.1 Toả nhiệt đối lưu tự nhiên

3.2.1.1 Toả nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn

Đối với ống hoặc tấm đặt đứng, khi $(Gr_f \cdot Pr_f) > 10^9$:

$$Nu_f = 0,15 (Gr_f Pr_f)^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (3.10)$$

Đối với ống hoặc tấm đặt nằm ngang, khi $10^3 < (Gr_f \cdot Pr_f) < 10^9$:

$$Nu_f = 0,5 (Gr_f \cdot Pr_f)^{0,25} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (3.11)$$

Nhiệt độ xác định là nhiệt độ chất lỏng hay khí t_f ; kích thước xác định với ống hoặc tấm đặt đứng là chiều cao h , với ống nằm ngang là đường kính, với tấm nằm ngang là chiều rộng.

3.2.2 Toả nhiệt đối lưu cưỡng bức khi chất lỏng chuyển động trong ống

3.2.2.1 Chế độ chảy tầng

$$Nu_f = 0,15 Re_f^{0,33} Pr_f^{0,23} Gr_f^{0,1} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (3.12)$$

Đối với không khí:

$$Nu_f = 0,13 Re_f^{0,33} Gr_f^{0,1} \quad (3.13)$$

Công thức trên áp dụng cho trường hợp $\frac{l}{d} > 50$

Nếu $\frac{l}{d} < 50$ thì hệ số toả nhiệt cần nhân thêm hệ số hiệu chỉnh.

3.2.1.2 Toả nhiệt khi chất lỏng chảy rối

$$Nu_f = 0,021 Re_f^{0,8} Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_l \cdot \varepsilon_R \quad (3.14)$$

Trường hợp

$$\frac{l}{d} > 50 : \varepsilon_l = 1$$

$$\frac{l}{d} < 50 : \varepsilon_l \text{ tra theo bảng.}$$

3.2.3 Chất lỏng chuyển động ngang qua chùm ống

3.2.3.1 Đối với chùm ống song song

$$Nu_f = 0,26 Re_f^{0,65} Pr_f^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_1 \varepsilon_s \quad (3.15)$$

ε_1 - hệ số xét đến thứ tự hàng ống.

Đối với hàng ống thứ nhất $\varepsilon_1 = 0,6$, hàng ống thứ hai $\varepsilon_2 = 0,9$ từ hàng ống thứ ba trở đi $\varepsilon_3 = 1$.

ε_s - hệ số xét đến ảnh hưởng của bước ống theo chiều sâu.

$$\varepsilon_s = \left(\frac{S_2}{d} \right)^{0,15}$$

3.2.2.2 Đối với chùm ống so le

$$Nu_f = 0,41 Re_f^{0,6} Pr_f^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_1 \varepsilon_s \quad (3.16)$$

ε_1 - hệ số xét đến thứ tự hàng ống.

Đối với hàng ống thứ nhất $\varepsilon_1 = 0,6$, $\varepsilon_2 = 0,7$, $\varepsilon_3 = 1$.

Khi $\frac{S_1}{S_2} < 2 \quad \varepsilon_s = \left(\frac{S_1}{S_2} \right)^{1/6}$

$$\frac{S_1}{S_2} > 2 \quad \varepsilon_s = 1,12$$

S_2 - bước dọc; S_1 - bước ngang

Trong các công thức trên. $Re_f = 10^3 \div 10^5$. Kích thước xác định là đường kính ngoài. Nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của chất lỏng t_f .

3.2.4 Toả nhiệt khi có biến đổi pha

3.2.4.1 Toả nhiệt khi sôi

Khi nước sôi bọt ở áp suất $p = 0,2 \div 80 \text{ bar}$:

$$\alpha = 46 \Delta t^{2,33} p^{0,5}, \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (3.17)$$

$$\Delta t = t_w - t_s$$

t_w - nhiệt độ bề mặt vách đốt nóng;

t_s - nhiệt độ bão hoà ứng với áp suất sôi;

p - áp suất sôi, *bar*;

3.2.4.2 Toả nhiệt khi ngưng màng:

Ngưng trên bề mặt vách đứng hoặc ống đứng:

$$\alpha_d = 0,9434 \sqrt{\frac{r \cdot \rho \cdot g \cdot \lambda^3}{\nu(t_s - t_w)h}}, W/m^2.K \quad (3.18)$$

Ngưng trên bề mặt ống nằm ngang

$$\alpha_{ng} = 0,724 \sqrt{\frac{r \cdot \rho \cdot g \cdot \lambda^3}{\nu(t_s - t_w)d}}, W/m^2.K \quad (3.19)$$

Trong đó:

g - gia tốc trọng trường, $g = 9,81 \text{ m/s}^2$;

λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng ngưng, $W/m.K$;

r - nhiệt hoá hơi, J/kg ;

ρ - khối lượng riêng của chất lỏng ngưng, kg/m^3 ;

ν - độ nhớt động học, m^2/s ;

h - chiều cao của vách hoặc ống đặt đứng, m ;

d - đường kính ngoài của ống, m ;

t_w - nhiệt độ bề mặt vách, $^{\circ}C$;

t_s - nhiệt độ bão hoà ứng với áp suất ngưng hơi, $^{\circ}C$;

Trong các công thức trên, nhiệt độ xác định là $t_m = 0,5 (t_w + t_s)$.

3.3 BÀI TẬP VỀ DẪN NHIỆT

Bài 3.1 Vách buồng sấy được xây bằng hai lớp: lớp gạch đỏ có độ dày 250 mm, có hệ số dẫn nhiệt bằng 0,7 W/m.K; lớp nỉ bọc ngoài có hệ số dẫn nhiệt bằng 0,0465 W/m.K. Nhiệt độ mặt tường trong buồng sấy bằng 110 $^{\circ}C$. Nhiệt độ mặt tường bên ngoài bằng 25 $^{\circ}C$. Xác định chiều dày lớp nỉ để tổn thất nhiệt qua vách buồng sấy không vượt quá 110 W/m 2 . Tính nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp.

Lời giải

Mật độ dòng nhiệt qua vách buồng sấy theo (3.1) với vách 2 lớp:

$$q = \frac{t_{w_1} - t_{w_3}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}}, W/m^2$$

$$\delta_2 = \left[\frac{t_{w_1} - t_{w_2}}{q} - \frac{\delta_1}{\lambda_1} \right] \lambda_2$$

$$\delta_2 = \left[\frac{110 - 25}{110} - \frac{0,250}{0,7} \right] 0,0465 = 0,019 \text{ m}$$

Vậy chiều dày lớp nỉ bằng 19 mm.

Nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp dựa vào điều kiện dòng nhiệt ổn định:

$$q = q_1 = \frac{t_{w_1} - t_{w_2}}{\frac{\delta}{\lambda_1}} :$$

$$t_{w_2} = t_{w_1} - q \cdot \frac{\delta_1}{\lambda_1}$$

$$t_{w_2} = 110 - 110 \cdot \frac{0,250}{0,7} = 70,7^\circ C$$

Bài 3.2 Vách phẳng hai lớp có độ chênh nhiệt độ $105^\circ C$, chiều dày và hệ số dẫn nhiệt tương ứng của hai lớp: $\delta_1 = 100 \text{ mm}$, $\delta_2 = 50 \text{ mm}$, $\lambda_1 = 0,5 \text{ W/m}^\circ K$, $\lambda_2 = 0,1 \text{ W/m}^\circ K$. Xác định mật độ dòng nhiệt dẫn qua vách.

Lời giải

Mật độ dòng nhiệt qua vách phẳng 2 lớp theo (3.1) với $\delta_1 = 100 \text{ mm} = 0,1 \text{ m}$; $\delta_2 = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$ và $\Delta t = t_{w_1} - t_{w_3} = 105^\circ C$.

$$q = \frac{\Delta t}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} = \frac{105}{\frac{0,1}{0,5} + \frac{0,05}{0,1}} = 150 \text{ W/m}^2$$

Bài 3.3 Biết dòng nhiệt qua vách phẳng dày 20 cm có hệ số dẫn nhiệt $0,6 \text{ W/m}^\circ K$ là 150 W/m^2 . Xác định độ chênh nhiệt độ giữa hai mặt vách.

Lời giải

Theo (3.1) Mật độ dòng nhiệt qua vách phẳng 1 lớp $q = 150 \text{ W/m}^2$, $\delta = 20 \text{ cm} = 0,2 \text{ m}$, $\Delta t = t_{w_1} - t_{w_2}$;

$$q = \frac{\Delta t}{\frac{\delta}{\lambda}}; \quad \Delta t = q \cdot \frac{\delta}{\lambda} = 150 \cdot \frac{0,2}{0,6} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Bài 3.4 Vách trụ dài 1 m , đường kính $d_2/d_1 = 144/120 \text{ mm}$, có độ chênh nhiệt độ giữa hai mặt vách 60°C , hệ số dẫn nhiệt của vách $0,4 \text{ W/m.K}$. Xác định dòng nhiệt dẫn qua vách.

Lời giải

Dòng nhiệt dẫn qua vách trụ một lớp theo (3.2) với $l = 1 \text{ m}$, $\Delta t = t_{w_1} - t_{w_2} = 60^\circ\text{C}$:

$$Q = l \cdot q_l = \frac{l \cdot \Delta t}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda} \ln \left(\frac{d_2}{d_1} \right)} = \frac{1 \times 60}{\frac{1}{2 \times 3,14 \times 0,4} \ln \left(\frac{144}{120} \right)} = 826,7 \text{ W}$$

Bài 3.5 Một ống dẫn hơi bằng thép đường kính ống $d_2/d_1 = 110/100 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 55 \text{ W/m.K}$ được bọc một lớp cách nhiệt có $\lambda_2 = 0,09 \text{ W/m.K}$. Nhiệt độ mặt trong ống $t_{w_1} = 200^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt ngoài lớp cách nhiệt $t_{w_3} = 50^\circ\text{C}$.

Xác định chiều dày δ và nhiệt độ t_{w_2} để tổn thất nhiệt qua vách ống không vượt quá 300 W/m .

Lời giải

Dòng nhiệt trên 1 m chiều dài ống theo (3.2) với vách 2 lớp

$$q_l = \frac{t_{w_1} - t_{w_3}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2}}$$

$$\ln \frac{d_3}{d_2} = \left(\frac{t_{w_1} - t_{w_3}}{q_l} - \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} \right) \cdot 2 \cdot \pi \cdot \lambda_2$$

$$\ln \frac{d_3}{d_2} = \left(\frac{200 - 50}{300} - \frac{1}{2 \times 3,14 \times 55} \ln \frac{110}{100} \right) \times 2 \times 3,14 \times 0,09 = 0,282$$

$$\frac{d_3}{d_2} = e^{0,282}$$

$$d_3 = d_2 \cdot e^{0,282} = 110 \cdot e^{0,282} = 146 \text{ mm.}$$

Chiều dày lớp cách nhiệt δ :

$$\delta = \frac{d_3 - d_2}{2} = \frac{146 - 110}{2} = 18 \text{ mm}$$

Để tìm nhiệt độ giữa hai lớp t_{w2} ta dựa vào điều kiện trường nhiệt độ ổn định:

$$q_l = q_{l1} = q_{l2} = \text{const.}$$

$$q_l = q_{l1} = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}}$$

$$t_{w2} = t_{w1} - q_l \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}$$

$$t_{w2} = 200 - \frac{300}{2 \times 3,14 \times 55} \ln \frac{110}{100} = 199,9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Bài 3.6 Một thiết bị sấy bằng điện được chế tạo từ các dây hợp kim niken - crom đường kính $d = 2 \text{ mm}$, dài 10 m . Không khí lạnh thổi vào thiết bị sấy có nhiệt độ 20°C . Tính nhiệt lượng toả ra trên 1 m dây, nhiệt độ bề mặt và nhiệt độ tâm của dây. Nếu dòng điện đốt nóng có cường độ 25 A , điện trở suất $\rho = 1,1 \text{ } \Omega \text{ mm}^2/\text{m}$, hệ số dẫn nhiệt của dây $\lambda = 17,5 \text{ W/m.K}$, hệ số toả nhiệt từ bề mặt dây tới không khí $\alpha = 46,5 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

Lời giải

Điện trở của dây đốt nóng:

$$R = \rho \frac{l}{S} = \frac{1,1 \cdot 10}{3,14 \times 1^2} = 3,5 \Omega$$

Nhiệt do dây phát ra:

$$Q = RI^2 = 3,5 \times 25^2 = 2187,5 \text{ W.}$$

Nhiệt lượng phát ra trên 1 m dây:

$$q_1 = \frac{Q}{l} = \frac{2187,5}{10} = 218,75 \text{ W / m.}$$

Năng suất phát nhiệt :

$$q_v = \frac{q_1}{\pi \cdot r_0^2} = \frac{218,75}{3,14 \times 0,001^2} = 69,7 \cdot 10^6 \text{ W / m}^3$$

Nhiệt độ trên bề mặt của dây theo (3.7):

$$t_w = t_f + \frac{q_v \cdot r_0}{2\alpha}$$

$$t_w = 20 + \frac{69,7 \times 10^6 \times 1 \cdot 10^{-3}}{2 \times 46,5} = 769 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

Nhiệt độ tâm dây theo (3.8):

$$t_0 = t_f + \frac{q_2 \cdot r_0}{2 \cdot \alpha} + \frac{q_v}{4 \cdot \lambda} \cdot r_0^2$$

$$t_0 = 20 + \frac{69,7 \times 10^6 \times 1 \times 10^{-3}}{2 \times 46,5} + \frac{69,7 \times 1^2 \times 10^6 \times 10^{-6}}{4 \times 17,5}$$

$$t_0 = 770^\circ\text{C.}$$

Bài 3.7 Một tấm cao su dày $2\delta = 20 \text{ mm}$, nhiệt độ ban đầu $t_0 = 140^\circ\text{C}$ được làm nguội trong môi trường không khí có nhiệt độ $t_f = 15^\circ\text{C}$. Xác định nhiệt độ ở tâm và trên bề mặt tấm cao su sau 20 *ph*. Biết độ dẫn nhiệt của cao su $\lambda = 0,175 \text{ W/m.K}$, hệ số dẫn nhiệt độ $a = 8,33 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$. Hệ số toả nhiệt từ bề mặt tấm cao su đến môi trường $\alpha = 65 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

Lời giải

$$Bi = \frac{\alpha \cdot \delta}{\lambda} = \frac{65 \times 0,01}{0,075} = 3,71$$

$$Fo = \frac{a \cdot \tau}{\delta^2} = \frac{8,33 \times 10^{-8} \times 20 \times 60}{0,01^2} = 1.$$

Căn cứ $Bi = 3,75$ và $Fo = 1$, từ đồ thị hình 3-2 và 3-1 ta có:

$$\theta_{X=1}^* = 0,038$$

$$\theta_{X=0}^* = 0,26$$

Vậy nhiệt độ trên bề mặt:

$$t_{x=\delta} = t_f + \theta_{X=\delta}^* (t_0 - t_f)$$

$$t_{x=\delta} = 15 + 0,038.(140 - 15) = 25,4^{\circ}C.$$

Nhiệt độ tại tâm:

$$t_{x=0} = t_f + \theta_{X=0}^* (t_0 - t_f)$$

$$t_{x=0} = 15 + 0,26.(140 - 15) = 47,5^{\circ}C.$$

Bài 3.8 Một tường gạch cao 5 m, rộng 3 m, dày 250 mm hệ số dẫn nhiệt của gạch $\lambda = 0,6 \text{ W/m.K}$. Nhiệt độ bề mặt tường phía trong là $70^{\circ}C$ và bề mặt tường phía ngoài là $20^{\circ}C$. Tính tổn thất nhiệt qua tường.

Trả lời $Q = 1800 \text{ W}$.

3.4 BÀI TẬP VỀ TOẢ NHIỆT ĐỐI LƯU

Bài 3.9 Bao hơi của lò hơi đặt nằm ngang có đường kính $d = 600 \text{ mm}$. Nhiệt độ mặt ngoài lớp bảo ôn $t_w = 60^{\circ}C$, nhiệt độ không khí xung quanh $t_f = 40^{\circ}C$. Xác định lượng nhiệt toả ra từ 1 m^2 bề mặt ngoài của bao hơi tới không khí xung quanh.

Lời giải

Từ nhiệt độ không khí $t_f = 40^{\circ}C$ tra bảng 6 trong phần Phụ lục của không khí ta có:

$$\lambda = 0,0276 \text{ W/m.K}, \quad \nu = 16,69.10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}, \quad Pr_f = 0,699$$

Cũng từ bảng 6 với $t_w = 60^{\circ}C$ ta có $Pr_w = 0,696$. Ta nhận thấy $Pr_f \approx Pr_w$ nên

$$\left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} = 1$$

Tiêu chuẩn Gr :

$$Gr_f = \frac{g \cdot \beta \cdot d^3}{\nu^2} \cdot \Delta t$$

Ở đây $g = 9,81 \text{ m/s}^2$, $\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{40+273} = 0,0032$, $\Delta t = t_w - t_f = 20^\circ \text{C}$.

$$Gr_f = \frac{9,81 \times 0,0032 \times 0,6^3 \times 20}{(16,69 \times 10^{-6})^2} = 4,87 \cdot 10^8$$

$$Gr_f \cdot Pr_f = 4,87 \cdot 10^8 \cdot 0,699 = 3,4 \cdot 10^8$$

Ta dùng công thức (3.11)

$$Nu_f = 0,5 \cdot (Gr_f \cdot Pr_f)^{0,25} = 0,5 (3,4 \cdot 10^8)^{0,25} = 68$$

$$Nu_f = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda}$$

vậy hệ số toả nhiệt đối lưu:

$$\alpha = \frac{Nu_f \cdot \lambda}{d} = \frac{68 \times 0,0276}{0,6} = 3,13 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Nhiệt toả ra trên 1 m^2 bề mặt bay hơi:

$$q = \alpha \cdot \Delta t = 3,13 \times 20 = 62,6 \text{ W/m}^2$$

Bài 3.10 Tính hệ số toả nhiệt trung bình của dầu máy biến áp chảy trong ống có đường kính $d = 8 \text{ mm}$, dài 1 m , nhiệt độ trung bình của dầu $t_f = 80^\circ \text{C}$, nhiệt độ trung bình của vách ống $t_w = 20^\circ \text{C}$. Tốc độ dầu chảy trong ống $\omega = 0,6 \text{ m/s}$.

Lời giải

Kích thước xác định đường kính trong $d = 8 \cdot 10^{-3} \text{ m}$.

Nhiệt độ xác định $t_f = 80^\circ \text{C}$.

Tra các thông số của dầu máy biến áp theo 80°C , ở bảng 8 Phụ lục:

$$\lambda = 0,1056 \text{ W/m.K}, \nu = 3,66 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

$$\beta = 7,2 \cdot 10^{-4} \text{ } ^\circ \text{K}^{-1}, Pr_f = 59,3; Pr_w = 298 \text{ (tra theo } t_w = 20^\circ \text{C)}$$

Tính $Re_f = \frac{\omega \cdot d}{\nu} = \frac{0,6 \times 8 \cdot 10^{-3}}{3,66 \cdot 10^{-6}} = 1310.$

$Re_f < 2300$ dầu chảy tầng, do vậy:

$$Nu_f = 0,15 \cdot Re_f^{0,33} Gr_f^{0,1} Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25}$$

Tính $Gr_f = \frac{g \cdot \beta \cdot d^3 \cdot \Delta t}{\nu^2} = \frac{9,81 \times 7,2 \cdot 10^{-4} \times 8^3 \cdot 10^{-9} \times (80 - 20)}{(3,66 \cdot 10^{-6})^2}$

$$Gr_f = 16198$$

$$Nu_f = 0,15 \cdot 1310^{0,33} \cdot 16198^{0,1} \cdot 59,3^{0,43} \left(\frac{59,3}{298} \right)^{0,25}$$

Tính $\alpha = \frac{Nu_f \lambda_f}{d} = \frac{16,3 \times 0,1056}{8 \cdot 10^{-3}} = 215 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}.$

Bài 3.11 Biết phương trình tiêu chuẩn trao đổi nhiệt đối lưu của không khí chuyển động trong ống $Nu = 0,021 Re^{0,5}$. Nếu tốc độ của không khí giảm đi 2 lần còn các điều kiện khác không đổi, lúc này hệ số toả nhiệt α_2 sẽ là bao nhiêu so với α_1 . Ngược lại nếu tốc độ tăng lên 2 lần thì α_2 bằng bao nhiêu?

Lời giải

Vì $Nu = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda}$ và $Re = \frac{\omega \cdot d}{\nu}$ nên ta có:

$$Nu = 0,021 Re^{0,5}$$

$$\frac{\alpha \cdot d}{\lambda} = 0,021 \left(\frac{\omega \cdot d}{\nu} \right)^{0,5}$$

Khi chỉ có tốc độ thay đổi, các thông số khác không đổi, ta có:

$$\alpha \sim \omega^{0,5} \quad (\alpha \text{ tỷ lệ với } \omega^{0,5})$$

$$\alpha_1 \sim \omega_1^{0,5} ; \alpha_2 \sim \omega_2^{0,5}$$

$$\frac{\alpha_2}{\alpha_1} = \left(\frac{\omega_2}{\omega_1} \right)^{0,5} = \frac{1}{\sqrt{2}}; \quad \alpha_2 = \frac{1}{\sqrt{2}} \alpha_1$$

Vậy hệ số tỏa nhiệt α_2 giảm đi $\sqrt{2}$ lần so với α_1 .

Ngược lại, nếu tốc độ tăng 2 lần thì α_2 tăng lên $\sqrt{2}$ lần so với α_1 . Chú ý nếu tốc độ giữ không đổi còn đường kính giảm đi 2 lần thì α_2 tăng lên $\sqrt{2}$ lần, khi đường kính tăng lên 2 lần thì α_2 giảm $\sqrt{2}$ lần so với α_1 .

Bài 3.12 Không khí ở nhiệt độ 27°C có độ nhớt động học $16 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên với ống trụ nằm ngang đường kính 80 mm với nhiệt độ bề mặt 67°C . Xác định tiêu chuẩn đồng dạng Gr_f .

Lời giải

Tiêu chuẩn đồng dạng Gr_f với ống trụ nằm ngang có kích thước xác định $l = d$:

$$Gr_f = \frac{g \cdot \beta \cdot d^3 \cdot \Delta t}{\nu^2}$$

$$\text{Ở đây: } g = 9,81 \text{ m/s}^2 \text{ (gia tốc trọng trường), } \beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{273 + 27} = \frac{1}{300}$$

$$d = 80 \text{ mm} = 0,08 \text{ m}; \Delta t = t_w - t_f = 67 - 27 = 40^\circ\text{C}; \nu = 16 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

$$Gr_f = \frac{9,81 \times 0,08^3 \times 40}{300 \cdot (16 \cdot 10^{-6})^2} = 2,616 \cdot 10^6$$

Bài 3.13 Một chùm ống so le gồm 10 dây ống. Đường kính ngoài của ống $d = 38 \text{ mm}$. Dòng không khí chuyển động ngang qua chùm ống có nhiệt độ trung bình $t_f = 500^\circ\text{C}$. Tốc độ của dòng không khí là 12 m/s . Xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình của chùm ống.

Lời giải

$$\text{Kích thước xác định: } d = 38 \cdot 10^{-3} \text{ m}.$$

$$\text{Nhiệt độ xác định : } t_f = 500^\circ\text{C}.$$

Tra các thông số vật lý của không khí ứng với 500°C ở bảng 6 Phụ lục, ta có:

$$\lambda = 5,74 \cdot 10^{-2} \text{ W/m.K}; \nu = 79,38 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; Pr_f = 0,687.$$

Tính $Re_f = \frac{\omega \cdot d}{\nu} = \frac{12 \times 38 \cdot 10^{-3}}{79,38 \cdot 10^{-6}}$

$$Re_f = 5745$$

Tính theo (3.16) với hàng ống thứ 3:

$Nu_f = 0,41 \cdot Re_f^{0,6} Pr_f^{0,33}$ (với không khí coi $Pr_f = Pr_w$ và bỏ qua ảnh hưởng bước ống $\varepsilon_s = 1$)

$$Nu_f = 0,41 \times 5745^{0,6} \times 0,687^{0,33}$$

$$Nu_f = 65,2.$$

Tính $\alpha_3 = \frac{Nu_f \cdot \lambda}{d} = \frac{65,2 \times 5,74 \cdot 10^{-2}}{38 \cdot 10^{-3}}$

$$\alpha_3 = 98,5 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}.$$

Hệ số toả nhiệt trung bình của chùm ống so le với $\alpha_1 = 0,6\alpha_3, \alpha_2 = 0,7\alpha_3$ và n - số dãy ống:

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + (n-2)\alpha_3}{n}$$

$$\alpha = \frac{0,6\alpha_3 + 0,7\alpha_3 + (10-2)\alpha_3}{10} = \frac{9,3\alpha_3}{10} = 91,6 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}.$$

Bài 3.14 Xác định hệ số toả nhiệt và lượng hơi nhận được khi nước sôi trên bề mặt có diện tích 5 m^2 . Biết nhiệt độ của vách $t_w = 156^\circ\text{C}$ và áp suất hơi $p = 4,5 \text{ bar}$.

Lời giải

Nhiệt độ sôi (nhiệt độ bão hoà) tương ứng với $p = 4,5 \text{ bar}$ là 148°C .

Nhiệt hoá hơi $r = 2120,9 \text{ kJ/kg}$. (tra bảng 4 Phụ lục):

$$\Delta t = t_w - t_s = 156 - 148 = 8^\circ\text{C}.$$

Hệ số toả nhiệt khi sôi bọt theo (3.17):

$$\alpha = 46 \cdot \Delta t^{2,33} p^{0,5} = 46 \cdot 8^{2,33} 4,5^{0,5}$$

$$\alpha = 12404 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}.$$

Lượng nhiệt bề mặt vách truyền cho nước:

$$Q = \alpha F(t_w - t_r) = 12404 \times 5 \times (156 - 148)$$

$$Q = 496160 \text{ W}$$

Lượng hơi nhận được sau 1 giờ:

$$G = \frac{496160 \times 3600}{2120,9 \cdot 10^3} = 842 \text{ kg/h.}$$

Chương 4

TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ VÀ TRUYỀN NHIỆT

4.1 TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ GIỮA CÁC VẬT

4.1.1 Hai tấm phẳng đặt song song

$$q_{12} = \varepsilon_{qd} C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad W/m^2 \quad (4.1)$$

Độ đen quy dẫn:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} \quad (4.2)$$

Hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối:

$$C_0 = 5,67 \, W/m^2 \cdot K^4.$$

4.1.2 Hai tấm phẳng đặt song song có màn chắn

Khi có m - màn chắn ở giữa với độ đen $\varepsilon_m = \varepsilon_1 = \varepsilon_2$, lúc này bức xạ từ tấm phẳng 1 sang 2 sẽ giảm đi $(m+1)$ lần:

$$(q_{12})_m = \frac{q_{12}}{(m+1)} \quad (4.3)$$

4.1.3 Hai vật bọc nhau

$$q_{12} = \varepsilon_{qd} \cdot C_0 \cdot F_1 \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad W \quad (4.4)$$

Độ đen quy dẫn:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (4.5)$$

F_1 - diện tích bề mặt vật bị bọc (vật nhỏ) m^2

F_2 - diện tích bề mặt vật bị bọc (vật lớn) m^2

Chú ý: Nếu 2 tấm phẳng hoặc hai vật bọc nhau là vật trắng tuyệt đối (vật có hệ số phản xạ $R = 1$, hệ số hấp thụ A và độ đen $\varepsilon : A = \varepsilon = 0$) thì độ đen quy dẫn $\varepsilon_{qd} = 0$ và nhiệt trao đổi bức xạ $q_{12} = 0$ hay $Q_{12} = 0$.

4.2 TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

4.2.1 Truyền nhiệt

4.2.1.1 Truyền nhiệt qua vách phẳng

$$q = k(t_{f1} - t_{f2}), \quad W/m^2 \quad (4.6)$$

Hệ số truyền nhiệt của vách phẳng n lớp:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} ; \quad W/m^2.K$$

t_{f1}, t_{f2} - nhiệt độ của môi chất nóng và lạnh;

α_1, α_2 - hệ số toả nhiệt từ bề mặt đến các môi chất, $W/m^2.K$;

δ_i, λ_i - chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của lớp thứ i .

4.2.1.2 Truyền nhiệt qua vách trụ

$$q_1 = k_1(t_{f1} - t_{f2}), \quad W/m \quad (4.7)$$

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot \pi \cdot d_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot \pi \cdot d_{n+1}}} ; \quad W/m.K.$$

k_1 - hệ số truyền nhiệt qua vách trụ n lớp.

4.2.1.3 Truyền nhiệt qua vách có cánh

$$Q = k_c(t_{f1} - t_{f2}), \quad W \quad (4.8)$$

$$k_c = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot F_1} + \frac{\delta}{\lambda \cdot F_1} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot F_2}} ; \quad W/K$$

k_c - hệ số truyền nhiệt của vách có cánh. Người ta làm cánh ở bề mặt phía có giá trị hệ số α nhỏ.

Mật độ dòng nhiệt phía không làm cánh với hệ số làm cánh : $\varepsilon_c = \frac{F_2}{F_1}$

$$q_1 = k_1(t_{f1} - t_{f2}), \quad W/m^2 \quad (4.9)$$

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot \varepsilon_c}} ; \quad W/m^2.K$$

Mật độ dòng nhiệt phía làm cánh:

$$q_2 = k_2(t_{f1} - t_{f2}), \quad W/m^2 \quad (4.10)$$

$$k_2 = \frac{1}{\frac{\varepsilon_c}{\alpha_1} + \frac{\delta \cdot \varepsilon_c}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} ; \quad W/m^2.K$$

$$q_2 = \frac{q_1}{\varepsilon_c}$$

Ta thấy khi hệ số làm cánh ε_c tăng mật độ dòng nhiệt phía không làm cánh q_1 tăng và ngược lại khi ε_c giảm thì q_1 giảm. Còn khi tăng hệ số cánh ε_c thì mật độ dòng nhiệt phía làm cánh q_2 sẽ giảm và ngược lại khi ε_c giảm thì q_2 tăng.

4.2.2 Thiết bị trao đổi nhiệt

4.2.2.1 Các phương trình cơ bản tính toán thiết bị trao đổi nhiệt loại vách ngăn

a) Phương trình truyền nhiệt

$$Q = kF\Delta t, \quad W \quad (4.11)$$

trong đó:

Q - lượng nhiệt trao đổi giữa hai môi chất, W ;

F - diện tích bề mặt trao đổi nhiệt, m^2 ;

k - hệ số truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt, $W/m^2.K$;

Δt - độ chênh nhiệt độ trung bình.

b) Phương trình cân bằng nhiệt

$$Q = G_1 C_{p1}(t_1' - t_1'') = G_2 C_{p2}(t_2'' - t_2') \quad W \quad (4.12)$$

Chỉ số 1 là của chất lỏng nóng, chỉ số 2 là của chất lỏng lạnh.

- ký hiệu " ' " các thông số đi vào thiết bị

- ký hiệu " " " các thông số đi ra thiết bị.

G - lưu lượng khối lượng, kg/s :

$$G = V \cdot \rho$$

V - lưu lượng thể tích, m^3/s .

ρ - khối lượng riêng, kg/m^3

C_p - nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp, $J/kg.K$.

c) Độ chênh nhiệt độ trung bình logarit

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (4.13)$$

Đối với các dòng chất lỏng chuyển động song song cùng chiều

$$\Delta t_1 = t_1' - t_2'$$

$$\Delta t_2 = t_1'' - t_2''$$

Đối với các dòng chất lỏng chuyển động song song ngược chiều

$$\Delta t_1 = t_1' - t_2''$$

$$\Delta t_2 = t_1'' - t_2'$$

4.2.2.2 Xác định diện tích bề mặt thiết bị trao đổi nhiệt

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t} \quad (4.14)$$

4.3 BÀI TẬP VỀ BỨC XẠ NHIỆT VÀ TRUYỀN NHIỆT

Bài 4.1 Một thanh thép có nhiệt độ là 727°C , độ đen $\varepsilon = 0,7$. Tính khả năng bức xạ của thanh thép. Nếu nhiệt độ giảm đi 2 lần thì khả năng bức xạ giảm mấy lần.

Lời giải

Khả năng bức xạ của thanh thép:

$$E = \varepsilon \cdot C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4$$

$$T = 273 + 727 = 1000^{\circ}\text{K}$$

$$E = 0,7 \times 5,67 \left(\frac{1000}{100} \right)^4 = 3,97 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2.$$

$$E = 3,97 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2.$$

Nếu nhiệt độ của thanh thép giảm 2 lần:

$$T = 273 + \frac{727}{2} = 636,5^{\circ}\text{K}$$

$$E = 0,7 \times 5,67 \left(\frac{636,5}{100} \right)^4 = 6514,4 \text{ W/m}^2.$$

$$E = 6514,4 \text{ W/m}^2.$$

Khả năng bức xạ giảm $\frac{3,97 \cdot 10^4}{6514,4} = 6,09$ lần.

Bài 4.2 Hai tấm phẳng đặt song song, tấm thứ nhất có nhiệt độ $t_1 = 527^{\circ}\text{C}$, độ đen $\varepsilon_1 = 0,8$, tấm thứ hai có nhiệt độ $t_2 = 27^{\circ}\text{C}$, độ đen $\varepsilon_2 = 0,6$. Tính khả năng bức xạ của mỗi tấm, độ đen qui dẫn và lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa hai tấm phẳng.

Lời giải

Khả năng bức xạ của từng tấm:

$$E_1 = \varepsilon_1 \cdot C_0 \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 = 0,8 \times 5,67 \left(\frac{800}{100} \right)^4$$

$$E_1 = 18579 \text{ W/m}^2.$$

$$E_2 = \varepsilon_2 \cdot C_0 \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 = 0,6 \times 5,67 \left(\frac{300}{100} \right)^4$$

$$E_2 = 275 \text{ W/m}^2.$$

Lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa hai tấm phẳng ứng với một đơn vị diện tích theo (4.1), (4.2):

$$q_{1-2} = \varepsilon_{qd} \cdot C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right],$$

Ở đây độ đen qui dẫn bằng:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} = \frac{1}{\frac{1}{0,8} + \frac{1}{0,6} - 1} = 0,526$$

$$q_{1-2} = 0,526 \times 5,67 \left[\left(\frac{800}{100} \right)^4 - \left(\frac{300}{100} \right)^4 \right] = 11975 \text{ W/m}^2$$

Bài 4.3 Xác định tổn thất nhiệt do bức xạ từ bề mặt ống thép có đường kính $d = 70 \text{ mm}$, dài 3 m , nhiệt độ bề mặt ống $t_1 = 227^\circ\text{C}$ trong hai trường hợp:

a) ống đặt trong phòng rộng có nhiệt độ tường bao bọc $t_2 = 27^\circ\text{C}$.

b) ống đặt trong cống có kích thước $(0,3 \times 0,3) \text{ m}$ và nhiệt độ vách cống $t_2 = 27^\circ\text{C}$. Biết độ đen của ống thép $\varepsilon_1 = 0,95$ và của vách cống $\varepsilon_2 = 0,30$.

Lời giải

Trường hợp ống thép đặt trong phòng rộng theo (4.4), (4.5), khi $F_2 = \infty$:

$$Q_{1-2} = \varepsilon_{qd} \cdot C_0 \cdot F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right],$$

Với

$$\varepsilon_{qd} = \varepsilon_1; F_1 = \pi \cdot d \cdot l = 3,14 \times 0,07 \times 3 = 0,66 \text{ m}^2.$$

$$Q_{1-2} = 0,95 \times 5,67 \times 0,66 \left[\left(\frac{500}{100} \right)^4 - \left(\frac{300}{100} \right)^4 \right],$$

$$Q_{1-2} = 1934 \text{ W}.$$

Trường hợp ống thép đặt trong ống hộp độ đen quy dẫn theo (4.5):

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)}$$

$$F_2 = 2(0,3 + 0,3) \cdot 3 = 3,6 \text{ m}^2$$

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{0,95} + \frac{0,66}{3,6} \left(\frac{1}{0,3} - 1 \right)} = 0,675$$

$$Q_{1-2} = 0,675 \times 5,67 \times 0,66 \left[\left(\frac{500}{100} \right)^4 - \left(\frac{300}{100} \right)^4 \right],$$

$$Q_{1-2} = 1374 \text{ W}.$$

Bài 4.4 Hai hình hộp lập phương có cạnh 5 cm và 20 cm bọc nhau, trao đổi nhiệt bức xạ, độ đen bề mặt hình hộp nằm trong 0,4, độ đen bề mặt hình hộp bọc ngoài 0,5. Xác định độ đen quy dẫn của hệ thống 2 vật bọc nhau.

Lời giải

Độ đen quy dẫn của 2 vật bọc nhau theo (4.5) với $\varepsilon_1 = 0,4$, $\varepsilon_2 = 0,5$:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} = \frac{1}{\frac{1}{0,4} + \frac{6 \times 0,05^2}{6 \times 0,2^2} \left(\frac{1}{0,5} - 1 \right)} = 0,39$$

Ở đây $F_1 = 6 \times 0,05^2, \text{ m}^2$; $F_2 = 6 \times 0,2^2, \text{ m}^2$.

F_1 và F_2 là diện tích các mặt của hình lập phương.

Bài 4.5 Một tường lò bên trong là gạch chịu lửa, dày 250 mm, hệ số dẫn nhiệt bằng 0,348 W/m.K, bên ngoài là lớp gạch đỏ dày 250 mm, hệ số dẫn nhiệt bằng

0,695 W/m.K. Nếu khói trong lò có nhiệt độ 1300 °C, hệ số toả nhiệt từ khói đến gạch là 34,8 W/m².°K; nhiệt độ không khí xung quanh bằng 30°C. Hệ số toả nhiệt từ gạch đến không khí là 11,6 W/m².K.

Tìm mật độ dòng nhiệt truyền qua tường lò và nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp gạch.

Lời giải

Mật độ dòng nhiệt truyền qua tường lò:

$$q = k(t_{f1} - t_{f2}), \text{ W/m}^2.$$

Với:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{34,8} + \frac{0,250}{0,348} + \frac{0,250}{0,695} + \frac{1}{11,6}}$$

$$k = 0,838 \text{ W/m}^2.\text{K}.$$

$$q = 0,838 (1300 - 30) = 1064 \text{ W/m}^2.\text{K}.$$

Nhiệt độ bề mặt tường phía khói:

$$t_{w1} = t_{f1} - q \cdot \frac{1}{\alpha_1} = 1300 - 1064 \frac{1}{34,8} = 1269^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp gạch:

$$t_{w2} = t_{w1} - q \cdot \frac{\delta_1}{\lambda_1} = 1269 - 1064 \frac{0,250}{0,348}$$

$$t_{w2} = 504^\circ\text{C}.$$

Bài 4.6 Một ống dẫn hơi làm bằng thép, đường kính 200/216 mm, hệ số dẫn nhiệt bằng 46 W/m.K, được bọc bằng một lớp cách nhiệt dày 120 mm, có hệ số dẫn nhiệt bằng 0,116 W/m.K. Nhiệt độ của hơi bằng 300 °C. Hệ số toả nhiệt từ hơi đến bề mặt trong của ống bằng 116 W/m².K, nhiệt độ không khí xung quanh bằng 25 °C. Hệ số toả nhiệt từ bề mặt ngoài lớp cách nhiệt đến không khí xung quanh bằng 10 W/m².K. Xác định tổn thất nhiệt trên 1 m chiều dài ống và nhiệt độ bề mặt lớp cách nhiệt.

Lời giải

Tổn thất nhiệt trên 1 m chiều dài ống theo (4.7):

$$q_l = k_l(t_{f1} - t_{f2}), \text{ W/m}.$$

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_3}} \text{ W/m.K.}$$

$$d_1 = 0,2m ; d_2 = 0,216m$$

$$d_3 = d_2 + 2\delta = 0,216 + 2 \times 0,120 = 0,456 \text{ m.}$$

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{116 \times 3,14 \times 0,2} + \frac{1}{2 \times 3,14 \times 216} \ln \frac{216}{200} + \frac{1}{2 \times 3,14 \times 0,116} \ln \frac{456}{216} + \frac{1}{10 \times 3,14 \times 0,456}}$$

$$k_1 = 0,9 \text{ W/m.K.}$$

$$q_1 = 0,9(300-25) = 247,5 \text{ W/m.}$$

Nhiệt độ bề mặt ngoài lớp cách nhiệt xác định từ điều kiện ổn định:

$$q_1 = q_{1d} = \alpha \cdot \pi \cdot d_3 (t_{w3} - t_{f2})$$

$$t_{w3} = t_{f2} + \frac{q_1}{\alpha \pi d_3} = 25 + 247,5 \frac{1}{10 \times 3,14 \times 0,456}$$

$$t_{w3} = 42^{\circ}\text{C.}$$

Bài 4.7 Một thiết bị trao đổi nhiệt chất lỏng nóng được làm nguội từ 300°C đến 200°C , chất lỏng lạnh được đốt nóng từ 25°C đến 175°C . Tính độ chênh nhiệt độ trung bình trong các trường hợp sau:

- Chất lỏng chuyển động song song cùng chiều.
- Chất lỏng chuyển động song song ngược chiều.

Lời giải

a) Trường hợp chất lỏng chuyển động song song cùng chiều:

$$\Delta t_1 = t_1' - t_2' = 300 - 25 = 275^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_2 = t_1'' - t_2'' = 200 - 175 = 25^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{cc} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{275 - 25}{\ln \frac{275}{25}} = 104^{\circ}\text{C}$$

b) Trường hợp chất lỏng chuyển động song song ngược chiều:

$$\Delta t_1 = t_1' - t_2'' = 300 - 175 = 125^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = t_1'' - t_2' = 200 - 25 = 175^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{nc} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{125 - 175}{\ln \frac{125}{175}} = 149^\circ\text{C}$$

Bài 4.8 Trong một thiết bị trao đổi nhiệt cần làm nguội 275 kg/h chất lỏng nóng từ 120°C đến 50°C , chất lỏng nóng có nhiệt dung riêng $C_{p1} = 3,04 \text{ kJ/kg.K}$. Chất lỏng lạnh (chất giải nhiệt) có lưu lượng 1000 kg/h, nhiệt độ vào thiết bị là 10°C , nhiệt dung riêng $C_{p2} = 4,18 \text{ kJ/kg.K}$. Biết hệ số truyền nhiệt của thiết bị $k = 1160 \text{ W/m}^2.\text{K}$. Tính diện tích truyền nhiệt của thiết bị trong các trường hợp sau:

- Chất lỏng chuyển động song song cùng chiều.
- Chất lỏng chuyển động song song ngược chiều.

Lời giải

Nhiệt lượng do chất lỏng nóng nhả ra:

$$Q = G_1 C_{p1} (t_1' - t_1'')$$

$$Q = \frac{275}{3600} \cdot 3,04 \cdot 10^3 (120 - 50) = 16255,5 \text{ W}$$

Nhiệt độ ra của chất lỏng lạnh xác định từ phương trình cân bằng nhiệt (4.12):

$$Q = G_1 C_{p1} (t_1' - t_1'') = G_2 C_{p2} (t_2'' - t_2')$$

$$t_2'' = t_2' + \frac{G_1 \cdot C_{p1} (t_1' - t_1'')}{G_2 \cdot C_{p2}}$$

$$t_2'' = 10 + \frac{275 \times 3,04 (120 - 50)}{1000 \times 4,18} = 24^\circ\text{C}$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình logarit trong trường hợp chuyển động song song cùng chiều theo (4.13):

$$\Delta t_1 = t_1' - t_2' = 120 - 10 = 110^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = t_1'' - t_2'' = 50 - 24 = 26^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{cc} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{110 - 26}{\ln \frac{110}{26}} = 58,3^\circ C$$

Diện tích bề mặt truyền nhiệt trong trường hợp chuyển động song song cùng chiều theo (4.14):

$$Q = k \cdot F_{cc} \cdot \Delta T_{cc}$$

$$F_{cc} = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{cc}} = \frac{16255}{1160 \times 58,3} = 0,24 \text{ } m^2$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình logarit trong trường hợp chuyển động song song ngược chiều theo (4.13):

$$\Delta t_1 = t_1' - t_2'' = 120 - 24 = 96^\circ C$$

$$\Delta t_2 = t_1'' - t_2' = 50 - 10 = 40^\circ C$$

$$\Delta t_{nc} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{96 - 40}{\ln \frac{96}{40}} = 64^\circ C$$

Diện tích bề mặt truyền nhiệt trong trường hợp chất lỏng chuyển động song song ngược chiều theo (4.14):

$$Q = k \cdot F_{nc} \cdot \Delta T_{nc}$$

$$F_{nc} = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{nc}} = \frac{16255}{1160 \times 64} = 0,22 \text{ } m^2$$

PHỤ LỤC

Khí	kcal/kmol.độ		kJ/kmol.độ	
	$C_{\mu\nu}$	$C_{\mu p}$	$C_{\mu\nu}$	$C_{\mu p}$
Một nguyên tử	3	5	12,6	20,9
Hai nguyên tử	5	7	20,9	29,3
Ba và nhiều nguyên tử	7	9	29,3	37,7

Khí	Nhiệt dung riêng khối lượng kcal/kg độ	Nhiệt dung riêng thể tích kcal/m ³ độ	Nhiệt dung riêng khối lượng kJ/kg độ	Nhiệt dung riêng thể tích kJ/m ³ độ
O ₂	C _{ph} = 0,2198 + 0,00002544t C _{vb} = 0,1577 + 0,00002544t	C' _{ph} = 0,3238 + 0,00003766t C' _{vb} = 0,2252 + 0,00003766t	C _{ph} = 0,9203 + 0,0001065t C _{vb} = 0,6603 + 0,0001065t	C' _{ph} = 1,3138 + 0,0001577t C' _{vb} = 0,9429 + 0,0001577t
N ₂	C _{ph} = 0,2446 + 0,00002115t C _{vb} = 0,1737 + 0,00002115t	C' _{ph} = 0,3057 + 0,00002643t C' _{vb} = 0,2171 + 0,00002643t	C _{ph} = 1,024 + 0,00008855t C _{vb} = 0,7272 + 0,00008855t	C' _{ph} = 1,2799 + 0,0001107t C' _{vb} = 0,9089 + 0,0001107t
Không khí	C _{ph} = 0,2378 + 0,00002221t C _{vb} = 0,1693 + 0,00002221t	C' _{ph} = 0,3073 + 0,00002869t C' _{vb} = 0,2187 + 0,00002869t	C _{ph} = 0,9956 + 0,00009299t C _{vb} = 0,7088 + 0,00009299t	C' _{ph} = 1,2866 + 0,0001201t C' _{vb} = 0,9757 + 0,0001201t
H ₂ O	C _{ph} = 0,4379 + 0,0000713t C _{vb} = 0,3276 + 0,0000713t	C' _{ph} = 0,3519 + 0,00005967t C' _{vb} = 0,2633 + 0,00005967t	C _{ph} = 1,833 + 0,0003111t C _{vb} = 1,3716 + 0,0003111t	C' _{ph} = 1,4733 + 0,0002498t C' _{vb} = 1,1024 + 0,0002498t
CO ₂	C _{ph} = 0,2067 + 0,00005836t C _{vb} = 0,1616 + 0,00005836t	C' _{ph} = 0,4058 + 0,0001146t C' _{vb} = 0,3172 + 0,0001146t	C _{ph} = 0,8654 + 0,0002443t C _{vb} = 0,6764 + 0,0002443t	C' _{ph} = 1,6990 + 0,0004798t C' _{vb} = 1,3281 + 0,0004798t

Bảng 3 Nước và hơi nước bão hoà theo nhiệt độ

t_i °C	p_i bar	v' ; m ³ /kg	v'' ; m ³ /kg	ρ'' ; kg/m ³	i' ; kJ/kg	i'' ; kJ/kg	r ; kJ/kg	s' ; kJ/kg.độ	s'' ; kJ/kg.độ
0,01	0,006108	0,0010002	206,3	0,004847	0	2501	2501	0	9,1544
5	0,008719	0,0010001	147,2	0,006793	21,05	2510	2489	0,0762	9,0241
10	0,012277	0,0010004	106,42	0,009398	42,04	2519	2477	0,1510	8,8994
15	0,017041	0,0010010	77,97	0,01282	62,97	2528	2465	0,2244	8,7806
20	0,02337	0,0010018	57,84	0,01729	83,90	2537	2454	0,2964	8,6665
25	0,03166	0,0010030	43,40	0,02304	104,81	2547	2442	0,3672	8,557
30	0,04241	0,0010044	32,93	0,03037	125,71	2556	2430	0,4366	8,4523
35	0,05622	0,0010061	25,24	0,03962	146,60	2565	2418	0,5049	8,3519
40	0,07375	0,0010079	19,55	0,05115	167,50	2574	2406	0,5723	8,2559
45	0,09584	0,0010099	15,28	0,06544	188,40	2582	2394	0,6384	8,1638
50	0,12335	0,0010121	12,04	0,08306	209,3	2592	2383	0,7038	8,0753
55	0,15740	0,0010145	9,578	0,1044	230,2	2600	2370	0,7679	7,9901
60	0,19917	0,0010171	7,678	0,1302	251,1	2609	2358	0,8311	7,9084
65	0,2501	0,0010199	6,201	0,1613	272,1	2617	2345	0,8934	7,8297
70	0,3117	0,0010228	5,045	0,1982	293,0	2626	2333	0,9549	7,7544
75	0,3855	0,0010258	4,133	0,2420	314,0	2635	2321	1,0157	7,6615
80	0,4736	0,0010290	3,408	0,2934	334,9	2643	2308	1,0753	7,6116
85	0,5781	0,0010324	2,828	0,3536	355,9	2651	2295	1,1342	7,5438
90	0,7011	0,0010359	2,361	0,4325	377	2659	2282	1,1925	7,4787

Tiếp bảng 3

t_i °C	p_i bar	v' ; m ³ /kg	v'' ; m ³ /kg	ρ'' ; kg/m ³	i' ; kJ/kg	i'' ; kJ/kg	r ; kJ/kg	s' ; kJ/kg độ	s'' ; kJ/kg.độ
95	0,8451	0,0010396	1,982	0,5045	398	2668	2270	1,2502	7,4155
100	1,0132	0,0010435	1,673	0,5977	419,1	2676	2257	1,3071	7,3547
105	1,2079	0,0010474	1,419	0,7047	440,2	2683	2243	1,3632	7,2959
110	1,4326	0,0010515	1,21	0,8264	461,3	2691	2230	1,4184	7,2387
115	1,6905	0,0010559	1,036	0,9652	482,5	2698	2216	1,4733	7,1832
120	1,9854	0,0010603	0,8917	1,121	503,7	6	2202	1,5277	7,1298
125	2,3208	0,0010649	0,7704	1,298	525,0	2713	2188	1,5814	7,0777
130	2,7011	0,0010697	0,6683	1,496	546,3	2721	2174	1,6345	7,0272
135	3,130	0,0010747	0,582	1,718	567,5	2727	2159	1,6869	6,9781
140	3,614	0,0010798	0,5087	1,966	589,0	2734	2145	1,7392	6,9304
145	4,155	0,0010851	0,4461	2,242	610,5	2740	2130	1,7907	6,8839
150	4,760	0,0010906	0,3926	2,547	632,2	2746	2114	1,8418	6,8383
155	5,433	0,0010962	0,3466	2,885	653,9	2753	2099	1,8924	6,7940
160	6,180	0,0011021	0,3068	3,258	675,5	2758	2082	1,9427	6,7508
165	7,008	0,0011081	0,2725	3,670	697,3	2763	2066	1,9924	6,7081
170	7,920	0,0011144	0,2426	4,122	719,2	2769	2050	2,0417	6,6666
175	8,925	0,0011208	0,2166	4,617	741,1	2773	2032	2,0909	6,6266
180	10,027	0,0011275	0,1939	5,157	763,1	2778	2015	2,1395	6,5858
185	11,234	0,0011344	0,1739	5,750	785,2	2782	1997	2,1876	6,5465

Tiếp bảng 3

t_i °C	p_i bar	v' ; m ³ /kg	v'' ; m ³ /kg	ρ'' ; kg/m ³	i' ; kJ/kg	i'' ; kJ/kg	r ; kJ/kg	s' ; kJ/kg.độ	s'' ; kJ/kg.độ
190	12,553	0,0011415	0,1564	6,394	807,5	2786	1979	2,2357	6,5074
195	13,989	0,0011489	0,1409	7,097	829,9	2790	1960	2,2834	6,4694
200	15,551	0,0011565	0,1272	7,862	852,4	2793	1941	2,3308	6,4318
205	17,245	0,0011644	0,1151	8,688	875,0	2796	1921	2,3777	6,3945
210	19,080	0,0011726	0,1043	9,588	897,7	2798	1900	2,4246	6,3577
215	21,062	0,0011812	0,09465	10,56	920,7	2800	1879	2,4715	6,3212
220	23,201	0,0011900	0,08606	11,62	943,7	2802	1858	2,5179	6,2849
225	25,504	0,0011992	0,07837	12,76	966,9	2802	1835	2,5640	6,2488
230	27,979	0,0012087	0,07147	13,99	990,4	2803	1813	2,6101	6,2133
235	30,635	0,0012187	0,06527	15,32	1013,9	2804	1790	2,6561	6,1780
240	33,480	0,0012291	0,05967	16,76	1037,5	2803	1766	2,7021	6,1425
245	36,524	0,0012399	0,05462	18,30	1061,6	2803	1741	2,7478	6,1073
250	39,776	0,0012512	0,05006	19,98	1085,7	2801	1715	2,7934	6,0721
255	43,25	0,0012631	0,04591	21,78	1110,2	2799	1689	2,8394	6,0366
260	46,94	0,0012755	0,04215	23,72	1135,1	2796	1561	2,8851	6,0013
265	50,87	0,0012886	0,03872	25,83	1160,2	2794	1631	2,9307	5,9657
270	55,05	0,0013023	0,03560	28,09	1185,3	2790	1605	2,9764	5,9297
275	59,49	0,0013168	0,03274	30,53	1210,7	2785	1574,2	3,0223	5,8938
280	64,91	0,0013321	0,03013	33,19	1236,9	2780	1542,9	3,0681	5,8573
285	69,18	0,0013483	0,02774	36,05	1263,1	2773	1510,2	3,1146	5,8205

Tiếp bảng 3

t; °C	p; bar	v' ; m³/kg	v'' ; m³/kg	ρ'' ; kg/m³	i' ; kJ/kg	i'' ; kJ/kg	r ; kJ/kg	s' ; kJ/kg.độ	s'' ; kJ/kg.độ
290	74,45	0,0013655	0,02554	39,15	1290,0	2766	1476,3	3,1611	5,7827
295	80,02	0,0013839	0,02351	42,53	1317,2	2758	1441,0	3,2079	5,7443
300	85,92	0,0014036	0,02164	46,21	1344,9	2749	1404,2	3,2548	5,7049
305	92,14	0,001425	0,01992	50,20	1373,1	2739	1365,6	3,3026	5,6647
310	98,70	0,001447	0,01832	54,58	1402,1	2727	1325,2	3,3508	5,6233
315	105,61	0,001472	0,01683	59,42	1431,7	2714	1282,3	3,3996	5,5802
320	112,90	0,001499	0,01545	64,72	1462,1	2700	1237,8	3,4495	5,5353
325	120,57	0,001529	0,01417	70,57	1493,6	2684	1190,3	3,5002	5,4891
330	128,65	0,001562	0,01297	77,10	1526,1	2666	1139,6	3,5522	5,4412
335	137,14	0,001599	0,01184	84,46	1559,8	2646	1085,7	3,6056	5,3905
340	146,08	0,001639	0,01078	92,76	1594,7	2622	1027,0	3,6605	5,3361
345	155,48	0,001686	0,009771	102,34	1639	2595	963,5	3,7184	5,2769
350	165,37	0,001741	0,008803	113,6	1671	2565	893,5	3,7786	5,2117
355	175,77	0,001807	0,007869	127,1	1714	2527	813,0	3,8439	5,1385
360	186,74	0,001894	0,006943	144,0	1762	2481	719,3	3,9162	5,0530
365	198,30	0,002020	0,00599	166,8	1817	2421	603,5	4,0009	4,9463
370	210,53	0,00222	0,00493	203	1893	2331	438,4	4,1137	4,7951
374	225,22	0,00280	0,00347	288	485,3	512,7	27,4	1,0332	4,5029

Bảng 4 Nước và hơi nước bão hoà (theo áp suất)

p ; bar	t ; °C	v' ; m ³ /kg	v'' ; m ³ /kg	ρ'' ; kg/m ³	i' ; kJ/kg	i'' ; kJ/kg	r ; kJ/kg	s' ; kJ/kg.độ	s'' ; kJ/kg.độ
0,010	6,92	0,0010001	129,9	0,00770	29,32	2513	2484	0,1054	8,975
0,015	13,038	0,0010007	87,90	0,01138	54,75	2525	2470	0,1958	8,827
0,020	17,514	0,0010014	66,97	0,01493	73,52	2533	2459	0,2609	8,722
0,025	21,094	0,0010021	54,24	0,01843	88,50	2539	2451	0,3124	8,642
0,030	24,097	0,0010028	45,66	0,02190	101,04	2545	2444	0,3546	8,576
0,035	26,692	0,0010035	39,48	0,02533	111,86	2550	2438	0,3908	8,521
0,040	28,979	0,0010041	34,81	0,02873	121,42	2554	2433	0,4225	8,473
0,045	31,033	0,0010047	31,13	0,03211	130,00	2557	2427	0,4507	8,431
0,050	32,88	0,0010053	28,19	0,03547	137,83	2561	2423	0,4761	8,393
0,060	36,18	0,0010064	23,74	0,04212	151,50	2567	2415	0,5207	8,328
0,070	39,03	0,0010075	20,53	0,04871	163,43	2572	2409	0,5591	8,274
0,080	41,54	0,0010085	18,10	0,05525	173,9	2576	2402	0,5927	8,227
0,090	43,79	0,0010094	16,20	0,06172	183,3	2580	2397	0,6225	8,186
0,10	45,84	0,0010103	14,68	0,06812	191,9	2584	2392	0,6492	8,149
0,11	47,72	0,0010111	13,40	0,07462	199,7	2588	2388	0,6740	8,116
0,12	49,45	0,0010119	12,35	0,08097	207,0	2591	2384	0,6966	8,085
0,13	51,07	0,0010126	11,46	0,08726	213,8	2594	2380	0,7174	8,057
0,14	52,58	0,0010133	10,69	0,09354	220,1	2596	2376	0,7368	8,031
0,15	54,00	0,0010140	10,02	0,0998	226,1	2599	2373	0,7550	8,007

Biểu bảng 4

p_i bar	t_i °C	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ'' kg/m ³	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kg.độ	s'' kJ/kg.độ
0,20	60,08	0,0010171	7,647	0,1308	251,4	2609	2358	0,8321	7,907
0,25	64,99	0,0010199	6,202	0,1612	272,0	2618	2346	0,8934	7,830
0,30	69,12	0,0010222	5,226	0,1913	289,3	2625	2336	0,9441	7,769
0,40	75,88	0,0010264	3,994	0,2504	317,7	2636	2318	1,0261	7,670
0,50	81,35	0,0010299	3,239	0,3087	340,6	2645	2304	1,0910	7,593
0,6	85,95	0,0010330	2,732	0,3661	360,0	2653	2293	1,1453	7,531
0,70	89,97	0,0010359	2,364	0,4230	376,8	2660	2283	1,1918	7,479
0,8	93,52	0,0010385	2,087	0,4792	391,8	2665	2273	1,2330	7,434
0,90	96,72	0,0010409	1,869	0,5350	405,3	2670	2265	1,2696	7,394
1	99,64	0,0010432	1,694	0,5903	417,4	2675	2258	1,3026	7,360
1,10	102,32	0,0010452	1,550	0,6453	428,9	2679	2250	1,3327	7,328
1,2	104,81	0,0010472	1,429	0,6999	439,4	2683	2244	1,3606	7,298
1,30	107,14	0,0010492	1,325	0,7545	449,2	2687	2238	1,3866	7,271
1,4	109,33	0,0010510	1,236	0,8080	458,5	2690	2232	1,4109	7,246
1,5	111,38	0,0010527	1,159	0,8627	467,2	2693	2226	1,4336	7,223
1,6	113,32	0,0010543	1,091	0,9164	475,6	2696	2221	1,4550	7,202
1,7	115,17	0,0010559	1,031	0,9699	483,2	2699	2216	1,4752	7,182
1,8	116,94	0,0010575	0,9773	1,0230	490,7	2702	2211	1,4943	7,163
1,9	118,62	0,0010591	0,9290	1,076	497,9	2704	2206	1,5126	7,145

Tiếp bảng 4

p; bar	t; °C	v' ; m³/kg	v'' ; m³/kg	ρ'' ; kg/m³	i' ; kJ/kg	i'' ; kJ/kg	r ; kJ/kg	s' ; kJ/kg.độ	s'' ; kJ/kg.độ
2,0	120,23	0,0010605	0,8854	1,129	504,8	2707	2202	1,5302	7,127
2,1	121,78	0,0010619	0,8459	1,182	511,4	2709	2198	1,5470	7,111
2,2	123,27	0,0010633	0,8098	1,235	517,8	2711	2193	1,5630	7,096
2,3	124,71	0,0010646	0,7768	1,287	524,0	2713	2189	1,5783	7,081
2,4	126,09	0,0010659	0,7465	1,340	529,8	2715	2185	1,5929	7,067
2,5	127,43	0,0010672	0,7185	1,392	535,4	2717	2182	1,6071	7,053
2,6	128,73	0,0010685	0,6925	1,444	540,9	2719	2178	1,621	7,040
2,7	129,98	0,0010697	0,6684	1,496	546,2	2721	2175	1,634	7,027
2,8	131,20	0,0010709	0,6461	1,548	551,4	2722	2171	1,647	7,015
2,9	132,39	0,0010721	0,6253	1,599	556,5	2724	2167	1,660	7,003
3	133,54	0,0010733	0,6057	1,651	561,4	2725	2164	1,672	6,922
3,1	134,66	0,0010744	0,5873	1,703	566,3	2727	2161	1,683	6,981
3,2	135,75	0,0010754	0,5701	1,754	571,1	2728	2157	1,695	6,971
3,3	136,82	0,0010765	0,5539	1,805	575,7	2703	2154	1,706	6,961
3,4	137,66	0,0010776	0,5386	1,857	580,2	2731	2151	1,717	6,951
3,5	138,88	0,0010786	0,5241	1,908	584,5	2732	2148	1,728	6,941
3,6	139,87	0,0010797	0,5104	1,959	588,7	2734	2145	1,738	6,932
3,7	140,84	0,0010807	0,4975	2,010	592,8	2735	2142	1,748	6,933

Tiếp bảng 4

p; bar	t; °C	v' ; m³/kg	v'' ; m³/kg	ρ'' ; kg/m³	i' ; kJ/kg	i'' ; kJ/kg	r ; kJ/kg	s' ; kJ/kg.độ	s'' ; kJ/kg.độ
3,8	141,79	0,0010817	0,4852	2,061	596,8	2736	2139	1,758	6,914
3,9	142,71	0,0010827	0,4735	2,112	600,8	2737	2136	1,768	6,905
4	143,62	0,0010836	0,4624	2,163	604,7	2738	2133	1,777	6,897
4,1	144,51	0,0010845	0,4518	2,213	608,5	2740	2131	1,786	6,889
4,2	145,39	0,0010855	0,4416	2,264	612,3	2741	2129	1,795	6,881
4,3	146,25	0,0010865	0,4319	2,315	616,1	2742	2126	1,804	6,873
4,4	147,09	0,0010874	0,4227	2,366	619,8	2743	2123	1,812	6,865
4,5	147,92	0,0010883	0,4139	2,416	623,4	2744	2121	1,821	6,857
5,0	151,84	0,0010927	0,3747	2,669	640,1	2749	2109	1,860	6,822
6,0	158,84	0,0011007	0,3156	3,169	670,5	2757	2086	1,931	6,761
7,0	164,96	0,0011081	0,2728	3,666	697,2	2764	2067	1,992	6,709
8,0	170,42	0,0011149	0,2403	4,161	720,9	2769	2048	2,046	6,663
9,0	175,35	0,0011213	0,2149	4,654	742,8	2774	2031	2,094	6,623
10	179,88	0,0011273	0,1946	5,139	762,7	2778	2015	2,138	6,587
11	184,05	0,0011331	0,1775	5,634	781,1	2781	2000	2,179	6,554
12	187,95	0,0011385	0,1633	6,124	798,3	2785	1987	2,216	6,523
13	191,60	0,0011438	0,1512	6,614	814,5	2787	1973	2,251	6,495
14	195,04	0,0011490	0,1408	7,103	830,0	2790	1960	2,284	6,469
15	198,28	0,0011539	0,1317	7,593	844,6	2792	1947	2,314	6,445

Tiếp bảng 4

p; bar	t; °C	v' ; m³/kg	v'' ; m³/kg	ρ'' ; kg/m³	i' ; kJ/kg	i'' ; kJ/kg	r ; kJ/kg	s' ; kJ/kg.độ	s'' ; kJ/kg.độ
16	201,36	0,0011586	0,1238	8,080	858,3	2793	1935	2,344	6,422
17	204,30	0,0011632	0,1167	8,569	871,6	2795	1923	2,371	6,400
18	207,10	0,0011678	0,1104	9,058	884,4	2796	1912	2,397	6,379
19	209,78	0,0011722	0,1047	9,549	896,6	2798	1901	2,422	6,359
20	212,37	0,0011766	0,09958	10,041	908,5	2799	1891	2,447	6,340
21	214,84	0,0011809	0,09492	10,540	919,8	2800	1880	2,470	6,322
22	217,24	0,0011851	0,09068	11,03	930,9	2801	1870	2,492	6,305
23	219,55	0,0011892	0,08679	11,52	941,5	2801	1860	2,514	6,288
24	221,77	0,0011932	0,08324	12,01	951,8	2802	1850	2,534	6,272
25	223,93	0,0011972	0,07993	12,51	961,8	2802	1840	2,554	6,256
26	226,03	0,0012012	0,07688	13,01	971,7	2803	1831	2,573	6,242
27	228,06	0,0012050	0,07406	13,50	981,3	2803	1822	2,592	6,227
28	230,04	0,0012088	0,07141	14,00	990,4	2803	1813	2,611	6,213
29	231,96	0,0012126	0,06895	14,50	999,4	2803	1804	2,628	6,199
30	233,83	0,0012163	0,06665	15,00	1008,3	2804	1796	2,646	6,186
32	237,44	0,0012238	0,06246	16,01	1025,3	2803	1778	2,679	6,16
34	240,88	0,0012310	0,05875	17,02	1041,9	2803	1761	2,710	6,137
36	244,16	0,0012380	0,05543	18,04	1057,5	2802	1745	2,740	6,11
38	247,31	0,0012450	0,05246	19,06	1072,7	2802	1729	2,769	6,09

Tiếp bảng 4

p_i bar	t_i °C	v' ; m ³ /kg	v'' ; m ³ /kg	ρ'' ; kg/m ³	i' ; kJ/kg	i'' ; kJ/kg	r ; kJ/kg	s' ; kJ/kg.độ	s'' ; kJ/kg.độ
40	250,33	0,0012520	0,04977	20,09	1087,5	2801	1713	2,796	6,070
42	253,24	0,0012588	0,04732	21,13	1101,7	2800	1698	2,823	6,049
44	256,05	0,0012656	0,04508	22,18	1115,3	2798	1683	2,849	6,029
46	258,75	0,0012724	0,04305	23,23	1128,8	2797	1668	2,874	6,010
48	261,37	0,0012790	0,04118	24,29	1141,8	2796	1654	2,898	5,991
50	263,91	0,0012857	0,03944	25,35	1154,4	2794	1640,0	2,921	5,973
55	269,94	0,0013021	0,03564	28,06	1184,9	2790	1604,6	2,976	5,930
60	275,56	0,0013185	0,03243	30,84	1213,9	2785	1570,8	3,027	5,890
65	280,83	0,0013347	0,02973	33,64	1241,3	2779	1537,5	3,076	5,851
70	285,80	0,0013510	0,02737	36,54	1267,4	2772	1504,9	3,122	5,814
75	290,50	0,0013673	0,02532	39,49	1292,7	2766	1472,8	3,166	5,779
80	294,98	0,0013838	0,02352	42,52	1317	2758	1441,1	3,208	5,745
85	299,24	0,0014005	0,02192	45,62	1340,8	2751	1409,8	3,248	5,711
90	303,22	0,0014174	0,02048	48,83	1363,7	2743	1379,3	3,287	5,678
95	307,22	0,0014345	0,01919	52,11	1385,9	2734	1348,4	3,324	5,646
100	310,96	0,0014521	0,01803	55,46	1407,7	2725	1317,0	3,360	5,615
110	318,04	0,0014890	0,01598	62,58	1450,2	2705	1255,0	3,430	5,553
120	324,63	0,0015270	0,01426	70,13	1491,1	2685	1193,5	3,496	5,492
130	330,81	0,001567	0,01277	78,30	1531,5	2662	1130,8	3,561	5,432

Tiếp bảng 4

p_i bar	t_i °C	v' ; m ³ /kg	v'' ; m ³ /kg	ρ'' ; kg/m ³	i' ; kJ/kg	i'' ; kJ/kg	r ; kJ/kg	s' ; kJ/kg.độ	s'' ; kJ/kg.độ
140	336,63	0,001611	0,01149	87,03	1570,8	2638	1066,9	3,623	5,372
150	342,11	0,001658	0,01035	99,62	1610	2611	1001,1	3,684	5,310
160	347,32	0,001710	0,009318	107,3	1650	2582	932,0	3,746	5,247
170	352,26	0,001768	0,009682	119,3	1690	2648	858,3	3,807	5,177
180	356,96	0,001837	0,007504	133,2	1732	2510	778,2	3,871	5,107
190	361,44	0,001921	0,00668	149,7	1776	2466	690	3,938	5,027
200	365,71	0,002040	0,00585	170,9	1827	2410	583	4,015	4,928
210	369,79	0,002210	0,00498	200,7	1888	2336	448	4,108	4,803
220	373,70	0,002730	0,00367	272,5	2016	2168	152	4,303	4,591

Bảng 5 Nước chưa sôi và hơi quá nhiệt

p, bar	t°C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
0,04	v	0,0010018	36,12	38,45	40,75	43,07	45,39	47,69	50,01	52,31
	i	83,7	2574	2612	2650	2688	2726	2764	2803	2841
	s	0,2964	8,537	8,651	8,762	8,867	8,966	9,060	9,150	9,238
0,08	v	0,0010018	0,0010079	19,19	20,34	21,5	22,66	23,82	24,97	26,13
	i	83,7	167,5	2612	2650	2688	2726	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,331	8,441	8,546	8,645	8,74	8,830	8,917
0,10	v	0,0010018	0,0010079	15,35	16,27	17,2	18,13	19,06	19,98	20,90
	i	83,7	167,5	2611	2649	2688	2726	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,227	8,337	8,442	8,542	8,636	8,727	8,814
0,12	v	0,0010018	0,0010079	12,79	13,55	14,33	15,1	15,87	16,64	17,42
	i	83,7	167,5	2611	2649	2687	2725	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,143	8,253	8,358	8,457	8,552	8,643	8,73
0,14	v	0,0010018	0,0010079	10,95	11,61	12,27	12,94	13,6	14,26	14,92
	i	83,7	167,5	2611	2649	2687	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,071	8,181	8,287	8,386	8,481	8,572	8,659
0,16	v	0,0010018	0,0010079	9,573	10,16	10,74	11,32	11,899	12,478	13,057
	i	83,7	167,5	2610	2649	2687	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,009	8,12	8,225	8,324	8,419	8,51	8,597
0,20	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	8,119	8,584	9,049	9,513	9,977	10,441
	i	83,7	167,5	251,1	2648	2687	2725	2763	2801	2840
	s	0,2964	0,5715	0,8307	8,015	8,12	8,22	8,315	8,406	8,493
0,30	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	5,40	5,713	6,025	6,335	6,645	6,955
	i	83,7	167,5	251,1	2646	2685	2724	2762	2801	2839
	s	0,2964	0,5715	0,8307	7,825	7,931	8,031	8,126	8,217	8,304
1,0	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	0,0010289	1,695	1,795	1,889	1,984	2,078
	i	83,7	167,5	251,1	334,9	2676	2717	2757	2796	2835
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	7,361	7,4665	7,562	7,654	7,743

Ghi chú: Số liệu nằm dưới đường bậc thang là của nước chưa sôi, số liệu nằm trên đường bậc thang là của hơi quá nhiệt, v - m³/kg, i - kJ/kg, s - kJ/kg.độ

Tiếp bảng 5

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
54,63	56,93	59,24	61,56	63,87	66,18	71,96	77,73	85,31	89,28	100,84
2880	2918	2958	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
9,321	9,402	9,479	9,554	9,627	9,698	9,866	10,024	10,174	10,317	10,585
27,29	28,44	29,6	30,75	31,9	33,06	35,94	38,84	41,72	44,61	50,38
2880	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
9,000	9,081	9,159	9,234	9,306	9,377	9,546	9,704	9,854	9,997	10,265
21,83	22,76	23,68	24,6	25,53	26,46	28,76	31,08	33,390	35,7	40,32
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,897	8,978	9,056	9,131	9,203	9,274	9,443	9,601	9,751	9,895	10,162
18,19	18,96	19,73	20,5	21,27	22,04	23,96	25,89	27,82	29,74	33,6
2897	2918	2957	2996	3036	3177	3177	3280	3384	3490	3707
8,813	8,894	8,972	9,047	9,119	9,19	9,359	9,517	9,667	9,81	10,078
15,58	16,24	16,9	17,56	18,22	18,88	20,53	22,18	29,83	25,49	28,79
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3077	3280	3384	3490	3707
8,742	8,823	8,9	8,975	9,048	9,119	9,288	9,446	9,596	9,739	10,007
13,635	14,213	14,79	15,367	15,943	16,52	17,96	19,41	20,85	22,29	25,18
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,68	8,761	8,838	8,913	8,986	9,057	9,226	9,384	9,534	9,678	9,945
10,905	11,369	11,832	12,295	12,758	13,22	14,376	15,53	16,68	17,82	20,15
2897	2918	2957	2996	3036	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,576	8,657	8,735	8,81	8,883	8,954	9,123	9,281	9,431	9,575	9,842
7,246	7,573	7,882	8,191	8,5	8,809	9,58	10,351	11,121	11,891	13,43
2878	2917	2956	2996	3036	3075	3177	3280	3384	3490	3707
8,388	8,469	8,547	8,622	8,695	8,766	8,935	9,093	9,244	9,388	9,655
2,172	2,266	2,358	2,452	2,545	2,638	2,871	3,102	3,334	3,565	4,028
2875	2914	2954	2993	3033	3074	3175	3278	3382	3488	3706
7,828	7,91	7,988	8,064	8,139	8,211	8,381	8,541	8,69	8,333	9,097

Tiếp bảng 5

p, bar	t ^o C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
1,2	v	0,0010018	0,0010079	0,001017	0,0010289	0,0010434	1,491	1,572	1,65	1,729
	i	83,9	167,5	251,1	334,9	419	2715	2755	2795	2834
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	1,3067	7,376	7,475	7,568	7,657
6,0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010168	0,0010287	0,0010432	0,0010601	0,0010797	0,3167	0,3348
	i	84,3	167,9	251,5	335,2	419,1	503,7	589,1	2759	2805
	s	0,2964	0,7516	0,8302	1,0744	1,3062	1,5265	1,738	6,767	6,869
8,0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010167	0,0010286	0,0010431	0,00106	0,0010795	0,001102	0,2473
	i	84,5	168,1	251,7	335,3	419,2	503,8	589,1	6,753	2792
	s	0,2962	0,5714	0,83	1,0742	1,306	1,5263	1,737	1,941	6,715
10	v	0,0010014	0,0010075	0,0010166	0,0010285	0,001043	0,0010598	0,0010794	0,0011018	0,1949
	i	84,7	168,3	251,8	335,4	419,3	503,9	589,2	675,4	2778
	s	0,296	0,5712	0,8298	1,074	1,3058	1,5261	1,737	1,941	6,588
12	v	0,0010013	0,0010074	0,0010165	0,0010284	0,0010429	0,0010597	0,0010793	0,0011016	0,1645
	i	84,9	168,5	251,9	335,5	419,4	504	589,3	675,5	2790
	s	0,2959	0,5711	0,8297	1,0738	1,3056	1,5259	1,737	1,94	6534
14	v	0,0010012	0,0010073	0,0010164	0,0010282	0,0010427	0,0010596	0,0010792	0,0011015	0,0011271
	i	85,1	168,7	252,1	335,7	419,6	504,2	589,5	675,7	763,2
	s	0,2958	0,571	0,8296	1,0736	1,3054	1,5257	1,736	1,94	2,137
16	v	0,0010011	0,0010072	0,0010163	0,0010282	0,0010426	0,0010595	0,001079	0,0011013	0,001127
	i	85,3	168,8	252,2	335,8	419,7	504,3	589,6	675,7	763,2
	s	0,2958	0,571	0,8296	1,0735	1,3052	1,5256	1,736	1,94	2,137
18	v	0,001001	0,0010071	0,0010162	0,0010281	0,0010425	0,0010594	0,0010789	0,0011012	0,0011268
	i	85,5	169	252,4	336	419,9	504,5	589,8	675,8	763,2
	s	0,2957	0,5709	0,8295	1,0733	1,305	1,5254	1,736	1,939	2,136
20	v	0,0010009	0,001007	0,0010161	0,001028	0,0010424	0,0010593	0,00107878	0,0011011	0,0011267
	i	85,7	169,2	252,6	336,2	420,1	504,7	589,9	675,9	763,2
	s	0,2957	0,5708	0,8294	1,0731	1,3048	1,5252	1,736	1,939	2,136

Tiếp bảng 5

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
1,807	1,886	1,964	2,042	2,12	2,197	2,391	2,584	2,777	2,97	3,357
2874	2913	2953	2993	3033	3073	3174	3278	3382	3488	3705
7,742	7,824	7,903	7,979	8,053	8,126	8,296	8,456	8,606	8,749	9,013
0,3520	0,3688	0,3855	0,4019	0,4181	0,4342	0,4741	0,5136	0,5528	0,5919	0,669
2849,0	2891	2933	2975	3017	3059	3164	3270	3376	3483	3701
6,963	7,051	7,135	7,215	7,292	7,366	7,541	7,704	7,857	8,001	8,266
0,2609	0,2739	0,2867	0,2993	0,3118	0,324	0,3542	0,3842	0,4137	0,4432	0,5018
2839	2883	2926	2969	3011	3054	3160	3267	3373	3481	3699
6,814	6,905	6,991	7,073	7,151	7,226	7,404	7,568	7,722	7,866	8,132
0,206	0,2169	0,2274	0,2377	0,2478	0,2578	0,2822	0,3065	0,3303	0,3539	0,401
2827	2874	2918	2962	3005	3058	3156	3263	3370	3479	3698
6,692	6,788	6,877	6,961	7,04	7,116	7,296	7,461	7,615	7,761	8,027
0,1693	0,1788	0,1879	0,1967	0,2054	0,2139	0,2343	0,2547	0,2747	0,2944	0,333
2816	2865	2911	2955	2999	3042	3151	3260	3364	3477	3696
6,588	6,688	6,78	6,866	6,947	7,025	7,206	7,373	7,529	7,674	7,942
0,1429	0,1515	0,1596	0,1673	0,1748	0,1823	0,2001	0,2176	0,2349	0,252	0,285
2803	2855	2902	2948	2992	3036	3147	3256	3365	3474	3695
6,497	6,602	6,697	6,784	6,867	6,945	7,13	7,299	7,455	7,601	7,87
0,0011565	0,1309	0,1382	0,1452	0,1519	0,1585	0,1743	0,1899	0,2051	0,2201	0,249
852,4	2844	2893	2940	2986	3030	3142	3253	3363	3472	3691
2,329	6,524	6,622	6,711	6,796	6,877	7,063	7,233	7,39	7,537	7,804
0,0011562	0,1149	0,1216	0,128	0,1341	0,1401	0,1545	0,1683	0,1819	0,1953	0,2211
852,4	2833	2884	2932	2979	3025	3138	3249	3360	3470	3690
2,328	6,452	6,554	6,646	6,732	6,814	7,003	7,175	7,333	7,48	7,75
0,0011561	0,1021	1,084	0,1143	0,12	0,1255	0,1384	0,1511	0,1634	0,1755	0,199
852,4	2821	2875	2924	2972	3019	3134	3246	3357	3468	3690
2,328	6,385	6,491	6,585	6,674	6,757	6,949	7,122	7,282	7,429	7,701

Tiếp bảng 5

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0,0011551	0,0011891	0,06826	0,07294	0,0772	0,08119	0,09051	0,09929	0,1078	0,1161	0,1325
852,6	943,5	2823	2882	2937	2988	3111	3229	3343	3456	3682
2 826	2 514	6 225	6,337	6,438	6,53	6,735	6,916	7,08	7,231	7,506
0,0011504	0,0011833	0 001221	0,0012689	0,001357	0,0249	0,03003	0,03438	0,03821	0 04177	0,04844
855,0	945,1	1037,9	1134,4	1235,4	2784	2985	3135	3270	3397	3640
2,317	2,504	2,688	2,873	3 059	5,788	6,126	6,358	6,552	6,722	7,019
0,0011496	0,0011822	0,0012207	0,0012669	0,0013246	0,0014016	0,02586	0,03001	0,03354	0,0368	0,04285
855,5	945,2	1038,1	1134,2	1234 9	1344,4	2954	3114	3254	3386	3631
2,316	2,502	2,686	2,87	3,056	3,249	6,033	6 28	6 481	6,656	6,957
0,0011482	0,0011805	0,0012185	0,001265	0,0013217	0,0013970	0,02247	0,02646	0,02979	0,03281	0,03837
856	945,8	1038,3	1134,1	1234,5	1342,2	2920	3093	3239	3372	3621
2,314	2 5	2,684	2 868	3,053	3,244	5 94	6 207	6,416	6,596	6,901
0 0011622	0 0011788	0 0012164	0,0012612	0,0013164	0 0013886	0,01726	0,02113	0,02414	0,02681	0,03163
901 5	946,6	1038,7	1133,9	1233 7	1340 0	2844	3049	3206	3347	3603
2,404	2,497	2 680	2,863	3,046	3,235	5,755	6,071	6 298	6,487	6,803
0,0011458	0 0011777	0,001215	0 0012593	0,0013137	0,0013847	0 01514	0,01905	0,02197	0 0245	0,02903
857 4	946,9	1038,9	1133,8	1233,3	1339	2799	3026	3189	3334	3294
2,309	2,495	2,678	2,86	3,043	3,23	5 657	6,006	6 243	6 138	6,758
0,0011448	0,0011766	0,0012136	0,0012575	0,0013111	0,0013808	0,01325	0 01726	0 0201	0,02252	0 02683
857,9	947,3	1039,1	1133,8	1232,9	1338	2750	3000	3172	3321	3585
2,308	2,493	2,676	2,858	3,04	3 226	5,550	5 942	6 19	6,39	6,716
0 001143	0 0011744	0,0012109	0,0012539	0 0013061	0 0013735	0,00978	0,01429	0,01704	0 0193	0,2322
858 8	948	1039,5	1133 7	1232,2	1336,2	2612	2945	3137	3294	3567
2,305	2,489	2,672	2,863	3,035	3,218	5,302	5,816	6,09	6,303	6,64
0 0011357	0,0011658	0 0012004	0,0012404	0,0012883	0,001375	0,001612	0 001676	0,00977	0 01174	0 01478
862,6	950 9	1041,3	1134	1230,3	1331,2	1625	2638	2971	3174	3493
2,295	2,477	2,657	2,835	3,011	3,19	3,684	5,236	5,723	5,999	6,394
0,0011305	0,0011597	0 0011931	0 0012315	0,0012764	0,0013311	0,001556	0,00283	0 00672	0,00869	0,01144
865,4	953,3	1042,9	1134,7	1229	1329	1608	2155	2816	3073	3434
2,287	2,468	2,647	2,822	2,996	3,171	3,64	4,476	5,446	5,799	6,242

Tiếp bảng 5

p. bar	t °C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
30	v	0,0010004	0,0010085	0,0010157	0,0010275	0,0010419	0,0010587	0,0010782	0,0011004	0,0011258
	i	186,7	170,1	253,5	337	420,9	505,4	590,6	676,4	763,7
	s	0,2956	0,5707	0,829	1,0726	1,3038	1,5244	1,735	1,938	2,134
80	v	0,000983	0,00100043	0,0010134	0,0010254	0,0010398	0,0010564	0,0010972	0,001122	
	i	91,3	174,6	257,8	341,2	424,9	509,1	593,4	679,6	766,7
	s	0,2943	0,5686	0,826	1,0689	1,2996	1,5198	1,73	1,931	2,126
90	v	0,0009978	0,0010038	0,0010129	0,0010249	0,0010393	0,0010559	0,0010749	0,0010966	0,0011213
	i	92,3	175,5	258,7	342,1	425,7	509,8	594,6	680,3	767,4
	s	0,2941	0,5681	0,8253	1,0682	1,2988	1,5189	1,729	1,93	2,125
100	v	0,0009975	0,0010031	0,0010125	0,0010245	0,0010386	0,0010552	0,0010741	0,0010956	0,0011201
	i	93,2	176,9	259,6	342,9	426,5	510,5	595,3	681	768
	s	0,2939	0,5674	0,8247	1,0676	1,2982	1,5182	1,718	1,929	2,123
120	v	0,0009965	0,0010024	0,0010116	0,0010236	0,0010379	0,0010544	0,0010732	0,0010946	0,0011189
	i	95,1	178,2	261,4	344,6	428,1	512	596,7	682,4	769,1
	s	0,2935	0,5668	0,8236	1,0662	1,2967	1,5165	1,727	1,927	2,121
130	v	0,0009961	0,001002	0,0010112	0,0010231	0,0010573	0,0010538	0,0010725	0,0010939	0,0011182
	i	96	179	262,2	345,4	428,9	512,7	597,4	683	769,7
	s	0,2931	0,5664	0,823	0,0655	1,2959	1,5156	1,726	1,926	2,119
140	v	0,0009957	0,0010016	0,0010108	0,0010226	0,0010368	0,0010533	0,0010719	0,0010932	0,0011174
	i	96,9	179,9	263	346,2	429,6	513,1	598	683,6	770,2
	s	0,293	0,566	0,8224	1,0648	1,2951	1,5148	1,724	1,925	2,118
160	v	0,0009948	0,0010007	0,0010099	0,0010217	0,0010359	0,0010522	0,0010707	0,0010918	0,0011157
	i	98,9	181,7	264,7	347,9	431,2	524,9	599,4	684,9	771,3
	s	0,2925	0,5653	0,8212	1,0634	1,2937	1,5131	1,722	1,922	2,116
240	v	0,009912	0,0009973	0,0010065	0,0010182	0,001032	0,0010479	0,001066	0,0010864	0,0011095
	i	106,4	188,8	271,5	254,3	437,2	520,8	604,6	689,9	775,7
	s	0,2911	0,5625	0,8169	0,0582	1,2881	1,5062	1,715	1,915	2,108
300	v	0,0009886	0,0009949	0,0010041	0,0010156	0,0010293	0,001045	0,0010662	0,0010825	0,001105
	i	112	194,1	276,5	359,1	441,9	525,1	609,0	693,6	779,1
	s	0,2902	0,5603	0,814	0,0545	1,2864	1,5024	1,709	1,908	2,100

Bảng 6 Thông số vật lý của không khí khô (P = 760 mmHg)

t, °C	ρ , kg/m ³	C_p , kJ/kg độ	$\lambda \cdot 10^2$, W/m.độ	$a \cdot 10^8$, m ² /s	$\mu \cdot 10^6$, Ns/m ²	$\nu \cdot 10^6$, m ² /s	Pr
-50	1,584	1,013	2,04	12,7	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	2,12	13,8	15,2	10,04	0,728
-30	1,453	0,013	2,2	14,9	15,7	10,8	0,723
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	16,2	11,79	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	20	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	22,9	18,6	16	0,701
40	1,128	1,005	2,76	24,3	19,1	16,69	0,699
50	1,093	1,005	2,83	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,06	1,005	2,9	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,005	2,96	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1	1,005	3,05	30,2	21,4	21,09	0,692
90	0,972	1,005	3,13	31,9	21,5	22,1	0,69
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,909	3,34	36,8	22,8	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,8	0,684
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26	34,85	0,68
250	0,674	1,038	4,27	61	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	4,6	71,6	29,7	48,33	0,674
350	0,566	1,059	4,91	81,9	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33	63,09	0,678
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	216,2	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	245,9	49	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,5	276,2	51,2	199,3	0,722
1200	0,239	1,21	9,15	316,5	63,5	233,7	0,724

Bảng 7 Thông số vật lý của khí ($P = 760 \text{ mmHg}$; $P_{CO_2} = 0,13$, $P_{H_2O} = 0,11$; $P_{N_2} = 0,76$)

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{kg/m}^3$	$C_p, \text{kJ/kg độ}$	$\lambda 10^3, \text{W/m độ}$	$\alpha 10^5, \text{m}^2/\text{s}$	$\mu 10^6, \text{Ns/m}^2$	$\nu 10^6, \text{m}^2/\text{s}$	Pr
0	1,295	1,042	2,28	16,9	15,8	12,2	0,72
100	0,95	1,068	3,13	30,8	20,4	21,54	0,69
200	0,748	1,097	4,01	48,9	24,5	32,8	0,67
300	0,617	1,122	4,84	69,9	28,2	45,81	0,65
400	0,525	1,151	5,7	94,3	31,7	60,38	0,64
500	0,457	1,185	6,56	121,1	34,8	76,3	0,63
600	0,405	1,214	7,42	150,9	37,9	93,61	0,62
700	0,363	1,239	8,27	183,8	40,7	112,4	0,61
800	0,33	1,264	9,15	219,7	43,4	131,8	0,6
900	0,301	1,29	10	258	45,9	152,5	0,59
1000	0,275	1,306	10,9	303,4	48,4	174,3	0,58
1100	0,257	1,323	11,75	345,5	50,7	197,1	0,57
1200	0,24	1,34	12,62	392,4	53	221	0,56

Bảng 8 Thông số vật lý của dầu máy biến áp theo nhiệt độ

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{kg/m}^3$	$C_p, \text{kJ/kg độ}$	$\lambda 10^3, \text{W/m độ}$	$\mu 10^6, \text{Ns/m}^2$	$\nu 10^6, \text{m}^2/\text{s}$	$\alpha 10^5, \text{m}^2/\text{s}$	$\beta 10^4, 1/\text{độ}$	Pr
0	892,5	1,549	0,1123	629,8	70,5	8,14	6,8	866
10	886,4	1,62	0,1115	335,5	37,9	7,83	6,85	484
20	880,3	1,666	0,1106	198,2	22,5	7,56	6,9	298
30	874,2	1,729	0,1098	128,5	14,7	7,28	6,95	202
40	868,2	1,788	0,109	89,4	10,3	7,03		146
50	862,1	1,846	0,1082	65,3	7,58	6,8	7,05	111
60	856	1,905	0,1072	49,5	5,78	6,58	7,1	87,8
70	850	1,964	0,1064	38,6	4,54	6,36	7,15	71,3
80	843,9	2,026	0,1056	30,8	3,66	6,17	7,2	59,3
90	837,8	2,085	0,1047	25,4	3,03	6	7,25	50,5
100	831,8	2,144	0,1038	21,3	2,56	5,83	7,3	43,9
110	825,7	2,202	0,103	18,1	2,2	5,67	7,35	38,8
120	819,6	2,261	0,1022	15,7	1,92	5,5	7,4	34,9

Bảng 9 Thông số vật lý của nước trên đường bão hoà

$t,$ °C	$p,$ bar	$\rho,$ kg/m ³	$i,$ kJ/kg	$C_p,$ kJ/kg độ	$\lambda 10^3,$ W/m.độ	$\alpha 10^8$ m ² /s	$\mu 10^6,$ Ns/m ²	$\nu 10^6,$ m ² /s	$\beta 10^4$ 1/độ	$\sigma 10^4$ N/m	$P,$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
0	1,013	999,9	0	4,212	55,1	13,1	1788	1,789	-0,63	756,4	13,67
10	1,013	999,7	42,04	4,191	57,4	13,7	1306	1,306	0,7	741,6	9,52
20	1,013	998,2	83,91	4,183	59,9	14,3	1004	1,006	1,82	726,9	7,02
30	1,013	995,7	125,7	4,174	61,8	14,9	801,5	0,805	3,21	712,2	5,42
40	1,013	992,2	167,5	4,174	63,5	15,3	653,3	0,659	3,87	696,5	4,31
50	1,013	988,1	209,3	4,174	64,8	15,7	549,4	0,556	4,49	676,9	3,54
60	1,013	983,2	252,1	4,179	65,9	16	469,4	0,478	5,11	662,2	2,98
70	1,013	977,8	293	4,187	66,8	16,3	406,1	0,415	5,7	643,5	2,55
80	1,013	971,8	335	4,195	67,4	16,6	355,1	0,365	6,32	625,9	2,21
90	1,013	965,3	377	4,208	68	16,8	314,9	0,326	6,95	607,2	1,95
100	1,013	958,4	419,1	4,22	68,3	16,9	282,5	0,295	7,52	588,6	1,75
110	1,43	951	461,4	4,233	68,5	17,1	259	0,272	8,08	569	1,6
120	1,98	943,1	503,7	4,25	68,6	17,1	237,4	0,252	8,64	548,4	1,47
130	2,7	934,8	546,4	4,266	68,6	17,2	217,8	0,233	9,19	528,8	1,36
140	3,61	926,1	589,1	4,287	68,5	17,2	201,1	0,217	9,72	507,2	1,26
150	4,76	917	632,2	4,313	68,4	17,3	186,4	0,203	10,3	486,6	1,17
160	6,18	907,4	675,4	4,346	68,3	17,3	173,6	0,191	10,7	466	1,1
170	7,92	897,3	719,3	4,38	67,9	17,3	162,8	0,181	11,3	443,4	1,05
180	10,03	886,9	763,3	4,417	67,4	17,2	153	0,173	11,9	422,8	1
190	12,55	876	807,8	4,459	67	17,1	144,2	0,165	12,6	400,2	0,96
200	15,55	863	852,5	4,505	66,3	17	136,4	0,158	13,3	376,7	0,93
210	19,08	852,8	897,7	4,555	65,5	16,9	130,5	0,153	14,1	354,1	0,91
220	23,2	840,3	943,7	4,614	64,5	16,6	124,6	0,149	14,8	331,6	0,89
230	27,98	827,3	990,2	4,681	63,7	16,4	119,7	0,145	15,9	310	0,88
240	33,48	813,6	1037,5	4,756	62,8	16,2	114,81	0,141	16,8	285,5	0,87
250	39,78	799	1085,7	4,844	61,8	15,9	109,9	0,137	18,1	261,9	0,86
260	46,94	784	1135,1	4,949	60,5	15,6	105,9	0,135	19,7	237,4	0,87
270	55,05	767,9	1185,3	5,07	59	15,1	102	0,133	21,6	214,8	0,88
280	64,19	750,7	1236,8	5,23	57,4	14,6	98,1	0,131	23,7	191,3	0,9
290	74,45	732,3	1290	5,485	55,8	13,9	94,2	0,129	26,2	168,7	0,93
300	85,92	712,5	1344,9	5,736	54	13,2	91,2	0,128	29,2	144,2	0,97
310	98,7	691,1	1402,2	6,071	52,3	12,5	88,3	0,128	32,9	120,7	1,03
320	112,9	667,1	1462,1	6,574	50,6	11,5	85,3	0,128	38,2	98,1	1,11
330	128,65	640,2	1526,2	7,244	48,4	10,4	81,4	0,127	43,3	76,71	1,22

Tiếp bảng 9

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
340	146,08	610,1	1594,8	8,165	45,7	9,17	77,5	0,127	53,4	56,7	1,39
350	165,37	574,4	1671,4	9,504	43	7,88	72,6	0,126	66,8	38,16	1,6
360	186,74	528	1761,5	13,981	39,5	5,36	66,7	0,126	109	20,21	2,35
370	210,53	450,5	1892,5	40,321	33,7	1,86	56,9	0,126	164	4,71	6,79

Bảng 10 Thông số vật lý của hơi nước trên đường bão hoà

$t,$ $^{\circ}\text{C}$	$p,$ bar	$\rho'',$ kg/m^3	$i'',$ kJ/kg	$i',$ kJ/kg	$C_p,$ kJ/kg độ	$\lambda 10^2,$ W/m.độ	$\alpha 10^8$ m^2/s	$\mu 10^6,$ Ns/m^2	$\nu 10^6,$ m^2/s	$P,$
100	1,013	0,598	2675,9	2256,8	2,135	2,372	18,58	11,79	20,02	1,08
110	1,43	0,826	2691,4	2230	2,177	2,489	13,83	12,46	15,07	1,09
120	1,98	1,121	2706,5	2202,8	2,206	2,593	10,5	12,85	11,46	1,10
130	2,7	1,496	2720,7	2174,3	2,257	2,686	7,792	13,24	8,85	1,11
140	3,61	1,966	2734,1	2145	2,315	2,791	6,13	13,54	6,89	1,12
150	4,76	2,547	2746,7	2114,3	2,395	2,884	4,728	13,93	5,47	1,16
160	6,18	3,258	2758	2082,6	2,479	3,012	3,722	14,32	4,39	1,18
170	7,92	4,122	2768,9	2049,5	2,583	3,128	2,939	14,72	3,57	1,21
180	10,03	5,157	2778,5	2015,2	2,709	3,268	2,339	15,11	2,93	1,25
190	12,55	6,397	2786,4	1978,8	2,856	3,419	1,872	15,60	2,44	1,3
200	15,55	7,862	2793,1	1940,7	3,023	3,547	1,492	15,99	2,03	1,36
210	19,08	9,588	2798,2	1900,5	3,199	3,722	1,214	16,38	1,71	1,41
220	23,2	11,62	2801,5	1857,8	3,408	3,896	0,983	16,87	1,45	1,47
230	27,98	13,99	2803,2	1813	3,634	4,094	0,806	17,36	1,24	1,54
240	33,48	16,76	2803,2	1765,6	3,881	4,291	0,658	17,76	1,06	1,61
250	39,78	19,88	2801,1	1715,8	4,158	4,512	0,544	18,25	0,913	1,68
260	46,94	23,72	2796,5	1661,4	4,468	4,802	0,453	18,84	0,794	1,75
270	55,05	28,09	2789,8	1604,4	4,815	5,106	0,378	19,32	0,688	1,82
280	64,19	33,19	2779,7	1542,9	5,234	5,489	0,317	19,91	0,6	1,9
290	74,45	39,16	2766,4	1476,3	5,694	5,827	0,261	20,60	0,526	2,01
300	85,92	46,21	2749,2	1407,3	6,28	6,268	0,216	21,29	0,461	2,13
310	98,7	54,58	2727,4	1325,2	7,118	6,838	0,176	21,98	0,403	2,29
320	112,9	64,72	2700,7	1238,1	8,206	7,513	0,141	22,86	0,353	2,5
330	128,65	77,1	2665,9	1139,7	9,881	8,257	0,108	23,94	0,31	2,86
340	146,08	92,76	2621,9	1027,1	12,35	9,304	0,0811	25,21	0,272	3,35
350	165,37	113,6	2564,5	893,1	16,24	10,7	0,058	26,58	0,234	4,03
360	186,74	144	2481,2	719,7	23,03	12,79	0,0396	29,14	0,202	5,23
370	210,53	203	2330,9	438,4	56,52	17,1	0,015	33,75	0,116	11,1

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. *Bùi Hải, Trần Thế Sơn* : Kỹ thuật nhiệt, Nhà Xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội - 1997.
2. *Bùi Hải, Trần Thế Sơn* : Bài tập nhiệt động, truyền nhiệt và kỹ thuật lạnh, Nhà Xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà nội - 1998.
3. *Hoàng Đình Tín, Bùi Hải*: Bài tập nhiệt động lực học kỹ thuật và truyền nhiệt, Nhà Xuất bản Giáo dục - 1996.
4. *Phạm Lê Dân, Bùi Hải* : Nhiệt động kỹ thuật, Nhà Xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội - 1997.
5. *Đặng Quốc Phú, Trần Thế Sơn, Bùi Hải* : Truyền nhiệt và truyền chất, Đại học Bách khoa Hà Nội - 1992.

MỤC LỤC

	Trang
Lời nói đầu	3
Phần I NHIỆT ĐỘNG KỸ THUẬT	5
Chương 1 Phương trình trạng thái và các quá trình nhiệt động của chất khí	5
1.1 Thông số trạng thái	5
1.2 Phương trình trạng thái của khí lý tưởng	8
1.3 Nhiệt dung riêng của chất khí	9
1.4 Bảng và đồ thị của môi chất	11
1.5 Các quá trình nhiệt động cơ bản của khí lý tưởng	12
1.6 Các quá trình nhiệt động cơ bản của khí thực	16
1.7 Quá trình hỗn hợp của khí	17
1.8 Quá trình lưu động và tiết lưu của khí	20
1.9 Quá trình nén khí	24
1.10 Không khí ẩm	25
1.11 Bài tập về phương trình trạng thái và các quá trình nhiệt động cơ bản	30
1.12 Bài tập về hỗn hợp khí và lưu động	50
1.13 Bài tập về quá trình nén khí và không khí ẩm	57
Chương 2 Chu trình động cơ nhiệt và máy lạnh	62
2.1 Chu trình nhiệt động	62
2.2 Chu trình động cơ đốt trong	63
2.3 Chu trình tuabin khí	65
2.4 Chu trình động cơ phản lực	65
2.5 Chu trình Rankin của nhà máy nhiệt điện	66



2.6	Chu trình máy lạnh và bơm nhiệt	66
2.7	Bài tập chu trình nhiệt động	67
Phần II TRUYỀN NHIỆT		75
<i>Chương 3 Dẫn nhiệt và đối lưu</i>		<i>75</i>
3.1	Dẫn nhiệt	75
3.2	Đối lưu	79
3.3	Bài tập về dẫn nhiệt	83
3.4	Bài tập về toả nhiệt đối lưu	88
<i>Chương 4 Trao đổi nhiệt bức xạ và truyền nhiệt</i>		<i>94</i>
4.1	Trao đổi nhiệt bức xạ	94
4.2	Truyền nhiệt và thiết bị trao đổi nhiệt	95
4.3	Bài tập về bức xạ và truyền nhiệt	98
Phần III PHỤ LỤC		105
Tài liệu tham khảo		132
Mục lục		133

PGS. PTS. BÙI HẢI - PTS. HOÀNG NGỌC ĐỒNG

Bài tập Kỹ thuật nhiệt

Chịu trách nhiệm xuất bản :

PGS.PTS. Tô Đăng Hải

Biên tập :

Phạm Văn Niên

Nguyễn Thị Ngọc Khuê

Sửa bản in :

Phạm Văn Niên

Vẽ bìa :

Lan Hương

NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

70 TRẦN HƯNG ĐẠO - HÀ NỘI

In 1000 cuốn khổ 14,5 x 20,5 cm, tại Công ty In Hàng không

Giấy phép xuất bản số : $\frac{41-130}{KHKT}$

In xong và nộp lưu chiểu tháng 2/1999

M 602
12/75

T
DI

6

0