

PHẠM LÊ DÂN - ĐẶNG QUỐC PHÚ

BÀI TẬP CƠ SỞ KỸ THUẬT NHIỆT

EBOOKBKMI.COM
Tìm kiếm tài liệu miễn phí

I NGUYÊN
HỌC LIỆU

0076



NHÀ XUẤT BẢN GIÁO DỤC

PGS. TS. PHẠM LÊ DẦN
GS. TS. ĐẶNG QUỐC PHÚ

BÀI TẬP

CƠ SỞ

KỸ THUẬT NHIỆT

(Tái bản lần thứ bảy)



EBOOKBKMT.COM
Tìm kiếm tài liệu miễn phí

NHÀ XUẤT BẢN GIÁO DỤC

04 - 2006/CXB/49 - 1860/GD

Mã số: 7B240T6-DAI

LỜI NÓI ĐẦU

(Lần xuất bản thứ 4)

Từ năm 1991, Nhà xuất bản Giáo dục đã xuất bản cuốn bài giảng "Cơ sở kĩ thuật nhiệt". Để có tài liệu hoàn chỉnh và đồng bộ, chúng tôi biên soạn cuốn "Bài tập Cơ sở kĩ thuật nhiệt", đã xuất bản vào các năm 1992, 1995, 1998 và lần này xin tái bản có bổ sung và sửa chữa.

Sách gồm hai phần : Phần "Nhiệt động kĩ thuật" có 5 chương do PGS. PTS. Phạm Lê Dân, nguyên Chủ tịch Hội đồng môn học Kĩ thuật nhiệt của Bộ Giáo dục và Đào tạo biên soạn và phần "Truyền nhiệt" có 4 chương do GS. TS. Đặng Quốc Phú, hiện là Chủ nhiệm Bộ môn Máy lạnh và Thiết bị nhiệt trường Đại học Bách khoa Hà Nội biên soạn. Mỗi chương đều có phần tóm tắt lý thuyết, công thức, đề bài, đáp số, và nhiều bài có hướng dẫn, cuối sách có phần phụ lục cung cấp đủ số liệu cần thiết để làm bài tập.

Các bài tập có nhiều mức độ khác nhau, nên cuốn sách còn có thể dùng cho các trường trung cấp kĩ thuật, cao đẳng, và cũng có thể dùng cho sinh viên các ngành học sâu, học viên cao học, hoặc nghiên cứu sinh thuộc ngành nhiệt.

Chúng tôi đã hết sức cố gắng kế thừa, cập nhật những kinh nghiệm tốt ở trong nước cũng như ngoài nước, đã sửa chữa sau các lần xuất bản, nhưng chắc vẫn không tránh khỏi những thiếu sót và nhầm lẫn nhỏ.

Chúng tôi rất vui mừng khi được bạn đọc sử dụng và góp ý kiến.

Xin chân thành cảm ơn bạn đọc.

Các tác giả

NHIỆT ĐỘNG KỸ THUẬT

CHƯƠNG 1

NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN VÀ PHƯƠNG TRÌNH TRẠNG THÁI CỦA MÔI CHẤT Ở PHA KHÍ

A - TÓM TẮT NỘI DUNG

1. Định luật pha của Gibbs $V = C + 2 - P$ (1-10)

V - số thông số độc lập tối thiểu cần thiết để xác định một trạng thái ;

C - số thành phần đồng nhất trong hệ ;

P - số pha cùng tồn tại trong hệ.

2. Phương trình trạng thái của khí lí tưởng

Đối với 1 kg khí lí tưởng : $pv = RT$ (1-12a)

Đối với G kg khí lí tưởng : $pV = GRT$ (1-12b)

Đối với 1 kmol (μ kg) khí lí tưởng : $pV\mu = R\mu.T$ (1-12c)

p - áp suất tuyệt đối, đơn vị ở đây dùng N/m^2 (Pa) ;

T - nhiệt độ tuyệt đối, K ;

V - thể tích của môi chất, m^3 ;

G - khối lượng của môi chất, kg ;

v - thể tích riêng của môi chất, m^3/kg ; $\rho = \frac{1}{v}$ - mật độ của môi chất, kg/m^3 ;

μ - phân tử lượng của môi chất ; μ kg gọi là một kilômôl.

V_μ - thể tích của 1 kmol môi chất, thay đổi theo trạng thái ; ở điều kiện tiêu chuẩn (760 mmHg và 0°C), tất cả khí lí tưởng đều có thể tích bằng 22,4m³, nghĩa là $V_\mu = 22,4\text{m}^3/\text{kmol}$.

R_μ - hằng số phổ biến của môi chất, tất cả khí lí tưởng đều có R_μ bằng nhau, và trong hệ đơn vị trên bằng 8314 J/kmol.K.

R - hằng số chất khí, mỗi chất có giá trị khác nhau và bằng :

$$R = \frac{R_\mu}{\mu} = \frac{8314}{\mu} \text{ J/kg.K}$$

3. Phương trình trạng thái của hỗn hợp khí lí tưởng

Đối với hỗn hợp khí lí tưởng, có thể dùng các phương trình (1-12a, b, c), chỉ cần xác định các đại lượng tương đương của hỗn hợp.

Riêng với từng chất khí thành phần, có thể viết phương trình trạng thái :

$$p_i \cdot V = G_i \cdot R_i \cdot T \quad (1-18a)$$

$$\text{hoặc} \quad p \cdot V_i = G_i \cdot R_i \cdot T \quad (1-18b)$$

trong đó : T - nhiệt độ tuyệt đối của hỗn hợp, bằng nhiệt độ của từng chất khí thành phần, K.

G - khối lượng của hỗn hợp, bằng tổng khối lượng của các chất

$$\text{khí thành phần : } G = \sum_{i=1}^n G_i \text{ và } \frac{G_i}{G} = g_i \quad (1-13a)$$

là thành phần khối lượng của chất khí thành phần thứ i.

M - số kmol của hỗn hợp, bằng tổng số kmol của các chất khí

$$\text{thành phần : } M = \sum_{i=1}^n M_i \text{ và } r_i = \frac{M_i}{M} \quad (1-13b) \text{ là thành phần kmol}$$

của chất khí thành phần thứ i.

V - thể tích của hỗn hợp, khi tách theo phân áp suất thì bằng thể tích của từng chất khí thành phần, còn khi tách riêng từng

chất mà vẫn giữ bằng nhiệt độ và áp suất của hỗn hợp thì bằng tổng phân thể tích của các chất khí thành phần.

$$V = \sum_{i=1}^n V_i \text{ và } r_i = \frac{V_i}{V} \quad (1-13b)$$

là thành phần thể tích của chất khí thành phần thứ i , bằng thành phần kmol của nó.

Cũng có thể tính đối :

$$r_i = \frac{g_i/\mu_i}{\sum (g_i/\mu_i)} = \frac{g_i R_i}{\sum (g_i R_i)} \text{ và } g_i = \frac{r_i \mu_i}{\sum r_i \mu_i} = \frac{r_i/g_i}{\sum (r_i/R_i)}$$

p - áp suất tuyệt đối của hỗn hợp. Khi tách theo phân thể tích thì bằng áp suất của từng chất khí thành phần, khi tách mà giữ bằng nhiệt độ và thể tích của hỗn hợp, thì bằng tổng phân áp suất theo định luật Dalton :

$$p = \sum_{i=1}^n p_i \quad (1-14),$$

đối với khí lí tưởng, có thể chứng minh được (theo 1-18a, b) :

$$r_i = \frac{p_i}{p} \quad (1-13c)$$

$$\mu - \text{phân tử lượng tương đương} : \mu = \sum_{i=1}^n \mu_i r_i \quad (1-15a)$$

hoặc

$$\mu = \frac{1}{\sum_{i=1}^n (g_i/\mu_i)} \quad (1-15b)$$

Hằng số chất khí tương đương, có thể tính theo : $R = \frac{8314}{\mu} \text{ J/kg.K}$

hoặc

$$R = \sum_{i=1}^n g_i R_i \quad (1-16a) \text{ hoặc } R = \frac{1}{\sum_{i=1}^n r_i/R_i} \quad (1-16b)$$

$$\text{Thể tích riêng tương đương : } v = \sum_{i=1}^n g_i v_i \quad (1-17a) ;$$

$$\text{hoặc} \quad v = \frac{1}{\sum_{i=1}^n (r_i/v_i)} \quad (1-17b)$$

Đối với khí thực, khi $z = \frac{pv}{RT} \neq 1$ quá nhiều, dùng các phương trình trạng thái của khí lí tưởng sẽ đưa đến sai số quá giới hạn cho phép thì phải dùng phương trình trạng thái xây dựng trên cơ sở phương trình trạng thái của khí lí tưởng, đưa thêm vào những hệ số hiệu chỉnh xác định bằng thực nghiệm. Cho đến nay, phương trình đơn giản thì thiếu chính xác, phương trình khá chính xác thì lại phức tạp, nên thường dùng các bảng số hoặc đồ thị xây dựng trên cơ sở thực nghiệm ; tuy nhiên định luật về pha vẫn có tác dụng. Trong phụ lục giới thiệu bảng bão hòa của H_2O (16, 17), của Hg (18.), NH_3 (19), CO_2 (20), Frêon - 12 (21), bảng nước chưa sôi và hơi quá nhiệt của H_2O (22) cùng với đồ thị $i-s$ của H_2O .

B - ĐỀ BÀI

1-1.* Cần bao nhiêu thông số độc lập để xác định một trạng thái trong các trường hợp :

- đơn chất có 1, 2, 3, pha cùng tồn tại.
- hỗn hợp hai thành phần ở một pha.

1-2.* Trong một bình có thể tích $0,625m^3$ chứa oxy có áp suất tuyệt đối là 23 bar và nhiệt độ $280^\circ C$. Hãy xác định :

- Áp suất thừa theo các đơn vị khác nhau : bar, N/m^2 (Pa) ; mmHg (Tor), atm kĩ thuật, mmH_2O ; biết áp suất khí quyển bằng 750 mmHg ở $0^\circ C$.

- Nhiệt độ của oxy theo độ Kenvin, Farenhet và Rankin.

c) Thể tích riêng và khối lượng riêng của ôxy ở trạng thái trong bình và trạng thái tiêu chuẩn.

d) Khối lượng ôxy chứa trong bình.

đ) Thể tích của ôxy quy ra điều kiện tiêu chuẩn.

1-3. Xác định thể tích riêng và khối lượng riêng của Nitơ ở điều kiện tiêu chuẩn và điều kiện có áp suất thừa bằng 0,2 atm kĩ thuật và nhiệt độ 127°C. Biết áp suất khí quyển bằng 780mmHg ở 0°C.

1-4.* Một bình ôxy có thể tích $0,006\text{m}^3$, áp suất tuyệt đối là 120 bar, nhiệt độ 27°C. Sau khi sử dụng, áp suất tuyệt đối còn 22 bar, nhiệt độ không đổi. Hãy tính lượng ôxy đã lấy ra.

1-5. Một bình kín có thể tích $0,5\text{m}^3$ chứa không khí ở áp suất tuyệt đối 2 bar, nhiệt độ 20°C. Hỏi lượng không khí cần lấy ra bằng bao nhiêu để độ chân không trong bình bằng 420mmHg mà nhiệt độ không đổi, biết áp suất khí quyển bằng 768 mmHg ở 0°C.

1-6.* Một khinh khí cầu có thể tích 1000m^3 chứa hydro được thả vào khí quyển. Tính lực nâng khinh khí cầu lên, biết áp suất và nhiệt độ của không khí và khí cầu bằng 1 bar và 27°C.

1-7. Pittông chuyển động trong xylanh chứa khí lí tưởng. Trước khi chuyển động áp suất thừa trong xylanh là 0,2at ; sau khi chuyển động, độ chân không trong xylanh bằng 600mmHg ở 0°C. Biết áp suất khí quyển bằng 780mmHg ở 0°C.

a) Xác định sự thay đổi thể tích, nếu nhiệt độ của khí không đổi.

b) Xác định sự thay đổi thể tích, nếu nhiệt độ giảm xuống còn một nửa.

1-8. Trong một xylanh kín, ở giữa có một pittông có thể dịch chuyển không ma sát, bên trái pittông chứa 1 kg H_2 , bên phải chứa 1 kg CO_2 . Hãy xác định tỉ số thể tích của hai chất khí khi chúng cân bằng nhau về áp suất và nhiệt độ.

1-9.* Một kg không khí khô có thành phần khối lượng của N_2 là 76,8% ; của O_2 là 23,2%.

a) Xác định thành phần thể tích, hằng số chất khí, phân tử lượng tương đương của hỗn hợp và phân áp suất của từng chất biết tổng áp suất là 760mmHg.

b) Tính phân thể tích của từng chất, nếu nhiệt độ của hỗn hợp là 27°C.

1-10. Thành phần thể tích của sản phẩm cháy là : $\text{CO}_2 = 12,3\%$; $\text{O}_2 = 7,2\%$; $\text{N}_2 = 80,5\%$. Hãy xác định phân tử lượng, hằng số chất khí, thể tích riêng và khối lượng riêng của hỗn hợp ở áp suất bằng 1 bar và nhiệt độ bằng 800°C.

1-11. Một bình chứa có thể tích $1,23\text{m}^3$, hỗn hợp khí ở trong bình có áp suất 5 bar, nhiệt độ 18°C ; thành phần thể tích của H_2 là 46%, của CH_4 là 32%, của CO là 15%, của N_2 là 7%. Sau khi sử dụng, áp suất trong bình còn 3,2 bar, nhiệt độ còn 12°C. Hãy xác định lượng hỗn hợp khí đã lấy ra sử dụng.

1-12. Một bóng đèn điện chứa khí N_2 , khi chưa sáng trong bóng đèn có nhiệt độ 25°C và độ chân không 200mmHg ; khi sáng ổn định, nhiệt độ phần hình cầu là 160°C, phần hình trụ là 70°C. Hãy xác định áp suất lúc đó, biết thể tích phần hình cầu là 90cm^3 , phần hình trụ là 15cm^3 và áp suất khí quyển bằng 760mmHg ở 0°C.

1-13. Một bình kín hình trụ, phần trên chứa không khí có chiều cao là 1m áp suất bằng áp suất khí quyển là 1 bar, phần dưới là nước có chiều cao 2,24m. Cho nước chảy ra từ lỗ nhỏ ở đáy, hỏi chiều cao cột nước sẽ là bao nhiêu khi nước không thể chảy ra khỏi bình được nữa, giả thiết nhiệt độ không khí giữ không đổi.

1-14.* Xác định các thông số trạng thái của hơi nước trong 2 trường hợp : a) $p = 12 \text{ bar}$; $t = 200^\circ\text{C}$;

b) $p = 10 \text{ bar}$; $v = 0,17 \text{ m}^3/\text{kg}$.

1-15. Hãy xác định bằng bảng và đồ thị khối lượng và entanpi của $0,5\text{m}^3$ hơi bão hòa ẩm có áp suất 10 bar và độ khô bằng 0,9.

1-16.* Hơi nước bão hòa ẩm ở áp suất $p = 0,05 \text{ bar}$, độ khô 0,83, lưu lượng là 25kg/s đi vào bình ngưng, ngưng tụ đẳng áp thành nước bão hòa.

a) Hãy xác định các thông số trạng thái trước và sau bình ngưng.

b) Nếu nhiệt độ nước làm mát tăng lên 11°C , hãy xác định lưu lượng nước làm mát.

1-17. Một bao hơi có thể tích 12m^3 chứa 1800 kg nước sôi và hơi nước bão hòa khô ở áp suất 110 bar. Hãy xác định khối lượng nước và hơi ở trong đó.

1-18. Tính độ khô của hơi thủy ngân có áp suất 14,34 bar và thể tích bằng $0,021\text{ m}^3/\text{kg}$.

1-19. Xác định thông số trạng thái của hơi amôniac có nhiệt độ 0°C và entanpi bằng $1050,2\text{ kJ/kg}$.

1-20. Xác định thông số trạng thái của hơi frêon - 12 có nhiệt độ bằng -10°C và entrôpi bằng $4,63743\text{ kJ/kg}\cdot\text{độ}$.

C - ĐÁP SỐ VÀ HƯỚNG DẪN

1-1. ĐS : a) 2 ; 1 ; 0. b) 3.

Theo định luật pha : $V = C + 2 - P$ ta tính được thông số độc lập cần thiết để xác định một trạng thái :

a) Với đơn chất ($C = 1$), một pha ($P = 1$) ta có : $V = 1 + 2 - 1 = 2$ thông số độc lập.

Với đơn chất, hai pha cùng tồn tại $P = 2$, ta có : $V = 1 + 2 - 2 = 1$;

Với đơn chất, ba pha cùng tồn tại $P = 3$, ta có : $V = 1 + 2 - 3 = 0$.

Như vậy, với đơn chất, muốn xác định trạng thái 1 pha, cần 2 thông số độc lập, trạng thái có 2 pha cùng tồn tại chỉ cần một thông số độc lập, thường dùng p hoặc t ; còn trạng thái 3 pha cùng tồn tại đối với mỗi chất là hoàn toàn xác định, không còn thông số độc lập nào có thể chọn, hoặc có thể thay đổi.

b) Với hỗn hợp 2 cấu tử ($C = 2$), một pha ($P = 1$) ta có $V = 2 + 2 - 1 = 3$, nghĩa là cần 3 thông số độc lập, thí dụ áp suất, nhiệt độ và thành phần khối lượng hoặc thể tích của một cấu tử nào đó.

$$1-2. \text{ĐS : a) } p_d = 22 \text{ bar} = 22 \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{ (Pa)} = 21,57 \text{ at} = \\ = 21,57 \times 10^4 \text{ mmHg}_2\text{O} = 16500 \text{ mmHg}.$$

$$\text{b) } t = 280^\circ\text{C} = 553\text{K} = 546^\circ\text{F} = 996^\circ\text{R}.$$

$$\text{c) } v = 0,0625 \text{ m}^3/\text{kg}; \rho = 16 \text{ kg/m}^3; v_o = 0,7 \text{ m}^3/\text{kg}; \rho_o = 1,43 \text{ kg/m}^3;$$

$$\text{d) } G = 10 \text{ kg}; V_o = 7 \text{ m}^3 \text{ t.c.}$$

$$\text{H.D : a) } p_d = p - p_k = 23 - \frac{750 \times 133,32}{10^5} = 22 \text{ bar} = \\ = 22 \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{ (Pa)} = 21,57 \text{ at} \\ = 21,57 \times 10^4 \text{ mmHg}_2\text{O} = 16500 \text{ mmHg (Tor)}.$$

$$\text{b) } t = 280^\circ\text{C} = 280 + 273 = 553\text{K} = \frac{280 \times 9}{5} + 32 = 546^\circ\text{F} = \\ = \frac{(280 + 273)9}{5} = 996^\circ\text{R}$$

$$\text{c) } v = \frac{RT}{p} = \frac{8314 \times 553}{32 \times 23 \times 10^5} = 0,0625 \text{ m}^3/\text{kg}; \rho = \frac{1}{v} = 16 \text{ kg/m}^3; \\ v_o = \frac{22,4}{32} = 0,7 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$\text{hoặc tính theo } v_o = \frac{RT_o}{p_o}; \rho_o = \frac{1}{v_o} = \frac{p_o}{RT_o} = 1,43 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{d) } G = \frac{pV}{RT} \text{ hoặc } = \frac{V}{v}; \text{ được } G = \frac{23 \times 10^5 \times 0,625}{\frac{8314}{32} (280 + 273)}$$

$$\text{hoặc } = \frac{0,625}{0,0625} = 10 \text{ kg}.$$

$$\text{đ) } V_o = V \frac{p}{p_o} \cdot \frac{T_o}{T} \text{ hoặc } = \frac{G}{\rho} = \frac{10}{1,43} = 7 \text{ m}^3 \text{ t.c.}$$

$$1-3. \text{ĐS : } v_o = 0,8 \text{ m}^3/\text{kg}; \rho_o = 1,25 \text{ kg/m}^3; v = 0,96 \text{ m}^3/\text{kg}; \\ \rho = 1,04 \text{ kg/m}^3;$$

$$1-4. \text{ĐS : } \Delta G = 0,76 \text{ kg}.$$

$$\text{HD : } G_1 = \frac{p_1 V_1}{RT_1} = \frac{120 \times 10^5 \times 0,006}{\frac{8314}{32} (27 + 273)} = 0,93 \text{ kg};$$

$$G_2 = \frac{p_2 V_2}{RT_2} = \frac{22 \times 10^5 \times 0,006}{\frac{8314}{32} (27 + 273)} = 0,17 \text{ kg}$$

$$\Delta G = G_1 - G_2 = 0,93 - 0,17 = 0,76 \text{ kg hoặc tính } \Delta G = G_1 - G_2 \\ = \frac{V}{RT} (p_1 - p_2) = 0,76 \text{ kg.}$$

$$\text{1-5. ĐS : } \Delta G = 0,91 \text{ kg.}$$

$$\text{1-6. ĐS : } F = 10800 \text{ N.}$$

HD : Khối lượng H_2 trong khinh khí cầu :

$$G_1 = \frac{1 \times 10^5 \times 1000}{\frac{8314}{2} \times 300} = 80 \text{ kg};$$

Khối lượng không khí đã bị khinh khí cầu thay thế :

$$G_2 = \frac{1 \times 10^5 \times 1000}{\frac{8314}{29} \times 300} = 1160 \text{ kg.}$$

$$\text{Lực nâng quả cầu : } F = (G_2 - G_1).g = (1160 - 80)10 = 10800 \text{ N.}$$

$$\text{hoặc tính } F = \frac{pV}{8314.T} (\mu_{\text{kk}} - \mu_{\text{H}_2}).g = \frac{1 \times 10^5 \times 1000}{8314 \times 300} (29 - 2)10 = 10800 \text{ N.}$$

$$\text{1-7. ĐS : a) } V_2/V_1 = 5,16 ; \text{ b) } V_2/V_1 = 2,58.$$

$$\text{1-8. ĐS : } V_{\text{H}_2}/V_{\text{CO}_2} = 22.$$

1-9. DS :

a) $r_{O_2} = 21\%$; $r_{N_2} = 79\%$; $R = 287 \text{ J/kg.độ}$; $\mu = 29 \text{ kg/Kmol}$;

$p_{O_2} = 159,4 \text{ mmHg}$; $p_{N_2} = 600,6 \text{ mmHg}$.

b) $V_{O_2} = 0,16 \text{ m}^3$.

HD : a) Thành phần thể tích của ôxy tính theo :

$$r_{O_2} = \frac{V_{O_2}}{\sum V_i} = \frac{M_{O_2}}{\sum M_i} = \frac{G_{O_2}/\mu_{O_2}}{\sum G_i/\mu_i} = \frac{g_{O_2}/\mu_{O_2}}{\sum g_i/\mu_i} =$$

$$= \frac{23,2/32}{\frac{23,2}{32} + \frac{76,8}{28}} = 0,21 = 21\%.$$

$$r_{N_2} = \frac{g_{N_2}/\mu_{N_2}}{\sum g_i/\mu_i} = \frac{76,8/28}{\frac{23,2}{32} + \frac{76,8}{28}} = 0,79 = 79\%.$$

$$R = \sum g_i R_i = 0,232 \frac{8314}{32} + 0,768 \frac{8314}{28} = 287 \text{ J/kg.độ}.$$

$$\mu = \sum r_i \mu_i \text{ hoặc } = \frac{8314}{R}, \text{ thay vào được } \mu = \frac{8314}{287} = 29 \text{ kg/Kmol}.$$

$$p_i = r_i p \rightarrow p_{O_2} = 0,21 \times 760 = 159,4 \text{ mmHg}.$$

$$p_{N_2} = 0,79 \times 760 = 600,6 \text{ mmHg}.$$

$$b) \text{ Từ } pV_i = G_i R_i T = g_i G R_i T \rightarrow V_{O_2} = \frac{0,21 \times 1 \times 8314 \times 300}{(760/750) 10^5 \cdot 32} = 0,16 \text{ m}^3.$$

$$V_{N_2} = r_{N_2} v = r_{N_2} \cdot \frac{V_{O_2}}{r_{O_2}} = \frac{r_{N_2} \cdot V_{O_2}}{r_{O_2}} = 0,6 \text{ m}^3$$

1-10. DS : $\mu = 30,3 \text{ kg/kmol}$; $R = 274 \text{ J/kg.độ}$;

$v = 2,94 \text{ m}^3/\text{kg}$; $\rho = 0,34 \text{ kg/m}^3$.

1-11. DS : $G = 21,67 \text{ kg}$.

1-12. DS : $p = 785 \text{ mmHg}$.

1-13. DS : $x = 2\text{m}$.

1-14. DS : a) $v = 0,1693 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i = 2816 \text{ kJ/kg}$;
 $s = 6,588 \text{ kJ/kg.độ}$.

b) $x = 0,875$; $i_x = 2525,825 \text{ kJ/kg}$; $s_x = 6,031 \text{ kJ/kg.độ}$.

HD : a) Nếu dùng bảng, so sánh thấy $t = 200^\circ\text{C}$ lớn hơn nhiệt độ bão hòa ở áp suất 12 bar ($187,95^\circ\text{C}$) hoặc $p = 12 \text{ bar}$, nhỏ hơn áp suất bão hòa ở nhiệt độ 200°C (15,551) nên là hơi quá nhiệt, tra bảng theo $p = 12 \text{ bar}$ và $t = 200^\circ\text{C}$ ta được $v = 0,1693 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i = 2816 \text{ kJ/kg}$, và $s = 6,588 \text{ kJ/kg.độ}$; muốn tính u ta thay $u = i - pv$, cần chú ý là i phải dùng J/kg, p dùng N/m^2 và v là m^3/kg , được u là J/kg ; cụ thể là : $u = 2816 \times 10^3 - 12 \times 10^5 \times 0,1693 = 829400 \text{ J/kg} = 829,4 \text{ kJ/kg}$.

Nếu dùng đồ thị, ta thấy giao điểm của hai đường $p = 12 \text{ bar}$ và $t = 200^\circ\text{C}$ nằm trong vùng hơi quá nhiệt và được đáp số như trên.

b) Nếu dùng bảng ta thấy $v' < v < v''$ ở áp suất 10 bar nên là hơi bão hòa ẩm, có độ khô x : $\frac{v - v'}{v'' - v'} = \frac{0,17 - 0,0011273}{0,1946 - 0,0011273} = 0,875$

$$i_x = i' + x(i'' - i') = i' + xr = 762,7 + 0,875 \times 2015 = 2525,825 \text{ kJ/kg}.$$

$$s_x = s' + x(s'' - s') = 2,138 + 0,875(6,587 - 2,138) = 6,031 \text{ kJ/kg.độ}.$$

Nếu dùng đồ thị i - s , tìm giao điểm của đường $p = 10 \text{ bar}$ và $v = 0,17 \text{ m}^3/\text{kg}$. (nội suy giữa 2 đường $v = 0,01 \text{ m}^3/\text{kg}$ và $v = 0,20 \text{ m}^3/\text{kg}$) sẽ tìm được kết quả như trên.

1-15. DS : $G = 2,9 \text{ kg}$; $I = 7520 \text{ kJ}$.

1-16. DS : $G_n = 1090 \text{ kg/s}$.

HD : Dùng phương trình cân bằng nhiệt : $G_2(i_1 - i_2) = G_n.c_n(t_2 - t_1)$,
được

$$G_n = \frac{G_h(i_1 - i_2)}{c_n(t_2 - t_1)}.$$

$i_1 = i'_1 + x_1.r_1$, $i_2 = i'_1$ nên $i_1 - i_2 = x_1.r_1 = 0,83 \times 2423 = 2011 \text{ kJ/kg}$.

$C_n = 4,18 \text{ kJ/kg.độ}$, $t_2 - t_1 = 11^\circ\text{C}$ nên thay vào được :

$$G_n = \frac{25 \times 2011}{4,18 \times 11} = 1090 \text{ kg/s}.$$

1-17. DS : $G_h = 643,2 \text{ kg}$; $G_n = 1156,8 \text{ kg}$.

1-18. DS : $x = 0,90$.

1-19. DS : $x = 0,50$; $p = 4,294 \text{ bar}$; $v = 0,145783 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $s = 6,4981 \text{ kJ/kg.độ}$; $u = 987,6 \text{ kJ/kg}$.

1-20. DS : $x = 0,80$; $p = 2,1910 \text{ bar}$; $v = 0,062644 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i = 536,982 \text{ kJ/kg}$.

CHƯƠNG 2

ĐỊNH LUẬT NHIỆT THỨ NHẤT VÀ CÁC QUÁ TRÌNH CƠ BẢN CỦA MÔI CHẤT Ở PHA KHÍ VÀ HƠI

A - TÓM TẮT NỘI DUNG

1. Tính nhiệt lượng

a) Theo sự thay đổi nhiệt độ : Từ $c = \frac{dq}{dt}$ (2-1)

có thể viết :

Đối với một quá trình phân tố có : $dq = cdt$ (2-5a) ;

Đối với một quá trình hữu hạn, có : ${}_1q_2 = \int_1^2 c dt$, có thể thay $c(t)$ rồi lấy tích phân được ${}_1q_2$ hoặc bằng diện tích $12t_2t_1$ trên đồ thị $c-t$, hoặc

$${}_1q_2 = c \int_{t_1}^{t_2} (t_2 - t_1) \quad (2-5d),$$

hoặc
$$= \int_0^{t_2} c dt - \int_0^{t_1} c dt = c \int_0^{t_2} t_2 - c \int_0^{t_1} t_1 \quad (2-5e)$$

c - nhiệt dung riêng của môi chất, tùy theo đơn vị đo lường môi chất và đặc điểm của quá trình mà chọn cho thích hợp.

$c \int_0^{t_1}$; $c \int_0^{t_2}$; $c \int_{t_1}^{t_2}$ - nhiệt dung riêng trung bình trong phạm

vi nhiệt độ từ 0 đến t_1 từ 0 đến t_2 và từ t_1 đến t_2 . Trông các bảng thường cho nhiệt dung riêng thực hoặc nhiệt dung riêng trung bình từ 0 đến t theo công thức hoặc bảng ; lúc đó muốn tìm

$c \int_{t_1}^{t_2}$ thì thay $t = \frac{t_1 + t_2}{2}$

vào nhiệt dung riêng thực hoặc $t = t_1 + t_2$ vào nhiệt dung riêng trung bình từ 0 đến t . Nếu không phải một đơn vị môi chất, phải nhân thêm số đơn vị khi tính nhiệt lượng.

b) Tính nhiệt lượng theo sự thay đổi entropi : $dq = Tds$.

Ta được ${}_1q_2 = \int_{s_1}^{s_2} Tds$;

thay quan hệ của T với s sẽ tính được ${}_1q_2$, thường dùng với quá trình đẳng nhiệt ; ${}_1q_2$ cũng bằng diện tích $12s_2s_1$ trên đồ thị $T-s$.

2. Tính công :

Công giãn nở hoặc công thay đổi thể tích : $dl = pdv$.

$$l = \int_{v_1}^{v_2} pdv, \text{ thay quan hệ } p(v) \text{ lấy tích phân được } l, \text{ nó cũng}$$

bằng diện tích $12v_2v_1$ trên đồ thị $p-v$.

$$\text{Công lưu động} \quad dl_{ld} = d(pv) \quad (2-10)$$

$$\text{và} \quad l_{ld} = p_2v_2 - p_1v_1.$$

$$\text{Công kĩ thuật} \quad dl_{kt} = -vdp \quad (2-11)$$

$$l_{kt} = \int_{p_2}^{p_1} vdp \text{ (2-12), thay } v(p) \text{ lấy tích phân được } l_{kt}, \text{ nó cũng}$$

bằng diện tích $12p_2p_1$ trên đồ thị $p-v$.

3. Biểu thức của định luật nhiệt động học

$$dq = du + dl \quad (2-13a).$$

$$= du + pdv \quad (2-13b),$$

$$= di - vdp \quad (2-14a)$$

$$= di + dl_{kt} \quad (2-14b).$$

$$\text{Đối với khí lí tưởng : } dq = c_vdT + pdv \quad (2-15a)$$

$$= c_pdT - vdp \quad (2-15b)$$

4. Các quá trình cơ bản của khí lí tưởng

Phương trình chung của các quá trình :

$$pv^n = \text{const} \quad (2-16)$$

$$n = \frac{c - c_p}{c - c_v}$$

$$n = 0, \text{ được phương trình quá trình đẳng áp : } p = \text{const} \quad (2-16a)$$

$$n = 1, \text{ được phương trình quá trình đẳng nhiệt : } pv = \text{const}$$

$$\text{hoặc } T = \text{const} \quad (2-16b).$$

$$n = k = \frac{c_p}{c_v}, \text{ được phương trình quá trình đoạn nhiệt } pv^k = \text{const} \quad (2-16c)$$

$$n = \pm \infty, \text{ được phương trình quá trình đẳng tích : } v = \text{const} \quad (2-16d)$$

Quan hệ giữa các thông số cơ bản : trường hợp chung có :

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{n-1} \quad (2-19c)$$

$$\text{Với quá trình đẳng áp được : } \frac{T_2}{T_1} = \frac{v_2}{v_1} \quad (2-19d)$$

$$\text{Với quá trình đẳng tích : } \frac{T_2}{T_1} = \frac{p_2}{p_1} \quad (2-19e)$$

$$\text{Với quá trình đẳng nhiệt : } \frac{p_2}{p_1} = \frac{v_1}{v_2} \text{ hoặc } p_1 v_1 = p_2 v_2 \quad (2-19g)$$

Với quá trình đoạn nhiệt : thay k cho n trong công thức (2-19c).

Lượng thay đổi các thông số trạng thái : Đối với tất cả quá trình của khí lí tưởng :

$$\Delta u = u_2 - u_1 = \int_{T_1}^{T_2} c_v dT \quad (2-20b) = \text{diện tích } 12_{vs_2vs_1} \text{ trên đồ thị } T-s.$$

$$\Delta i = i_2 - i_1 = \int_{T_1}^{T_2} c_p dT \quad (2-21a,b) = \text{diện tích } 12_{ps_2ps_1} \text{ trên đồ thị } T-s.$$

$$\Delta e = e_2 - e_1 = \Delta i - T_0 \Delta s \quad (2-23)$$

$$\Delta s = c_v \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{v_2}{v_1} = c_p \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{p_2}{p_1} = c_p \ln \frac{v_2}{v_1} + c_v \ln \frac{p_2}{p_1} = c \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (2-22a, b, c).$$

Nhiệt lượng có thể tính từ $dq = cdt$ (2-5a, b, c, d, e), trong đó c là nhiệt dung riêng của quá trình đa biến: $c = c_v \frac{n-k}{n-1}$, tùy theo giá trị của n , ta có: $c < 0$ khi $1 < n < k$, các trường hợp khác $c > 0$; $c = 0$ đối với quá trình đoạn nhiệt và $c = \pm \infty$ đối với quá trình đẳng nhiệt.

Nhiệt lượng cũng được tính từ $dq = Tds$; ${}_1q_2 = \int_{s_1}^{s_2} Tds$, bằng diện tích $12s_2s_1$ trên đồ thị $T-s$. Nhiệt lượng cũng có thể tính theo.

$$dq = du + dl \quad (2-13a) \quad \text{và} \quad q = \Delta u + l \quad (2-24)$$

$$dq = di + dl_{kt} \quad (2-14b) \quad \text{và} \quad q = \Delta i + l_{kt} \quad (2-24b)$$

Công dẫn nở được tính theo: $dl = pdv$ và

$$l = \int_{v_1}^{v_2} pdv = \frac{1}{n-1} (p_1 v_1 - p_2 v_2) = \frac{p_1 v_1}{n-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad (2-25a)$$

Riêng quá trình đẳng nhiệt $n = 1$, phải tính theo:

$$l_T = p_1 v_1 \ln \frac{v_2}{v_1} = RT_1 \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (2-25b)$$

l cũng bằng diện tích $12v_2v_1$ trên đồ thị $p-v$. Với khí lý tưởng có thể tính:

$$l = \frac{R}{n-1} (T_1 - T_2) \quad (2-25b). \quad \text{Có thể tính } dl = dq - du \quad \text{và}$$

$$l = q - \Delta u \quad (2-25c), \quad \text{cũng có thể biểu thị bằng diện tích trên đồ thị } T-s.$$

$$\text{Công kỹ thuật: } dl_{kt} = -vdp \quad \text{và} \quad l_{kt} = \int_{p_2}^{p_1} vdp = nl \quad (2-26a),$$

bằng diện tích $12p_2p_1$ trên đồ thị $p-v$. Cũng có thể tính theo $dl_{kt} = dq - di$ và $l_{kt} = q - \Delta i$, cũng có thể biểu thị bằng diện tích trên đồ thị $T-s$.

5. Các quá trình cơ bản của khí thực

Trước hết phải xác định được trạng thái đầu và trạng thái cuối của quá trình theo bảng hoặc đồ thị $i-s$ hoặc $T-s$. Trạng thái đầu xác định như trong chương 1, trạng thái cuối được xác định theo một thông số độc lập đã cho, thông số thứ hai lấy theo đặc điểm quá trình, thí dụ quá trình đẳng áp có $p_2 = p_1$, đẳng tích có $v_2 = v_1$, đẳng nhiệt có $t_2 = t_1$, đoạn nhiệt có $s_2 = s_1$ v.v..., sau đó có các thông số ở các trạng thái : p, t, v, i, s , còn u được tính theo $u = i - pv$.

Lượng thay đổi các thông số trạng thái được tính :

$\Delta i = i_2 - i_1$; $\Delta u = u_2 - u_1 = \Delta i - (p_2 v_2 - p_1 v_1)$, chú ý là đối với khí thực, trong quá trình đẳng nhiệt Δu và Δi không bằng 0.

$$\Delta s = s_2 - s_1 ; \Delta e = e_2 - e_1 = \Delta i - T_0 \Delta s.$$

Nhiệt lượng q ít tính theo nhiệt dung riêng, vì c thay đổi rất nhiều, giữa các pha và khi chuyển pha $c = \pm \infty$; thường tính theo $dq = Tds$, nhất là quá trình đẳng nhiệt ; hoặc theo công thức (2-13a), (2-24) ; (2-14b), (2-24b) như phần trên. Nhiệt lượng cũng bằng diện tích $12s_2s_1$ trên $T-s$.

Công dân nở, tính theo $dl = pdv$ và $l = \int_{v_1}^{v_2} pdv$ đối với quá trình đẳng áp và đẳng tích ; các quá trình khác có thể tính theo : $l = q - \Delta u$ (2-25c) nó cũng có thể biểu thị bằng diện tích $12v_2v_1$ trên đồ thị $p-v$.

Công kĩ thuật, tính theo $dl_{kt} = -vdp$ và $l_{kt} = \int_{p_2}^{p_1} vdp$ đối với quá trình đẳng tích và đẳng áp. Với các quá trình khác có thể tính theo : $dl_{kt} = dq - di$ hoặc $l_{kt} = q - \Delta i$. Công kĩ thuật cũng có thể biểu thị bằng diện tích $12p_2p_1$ trên đồ thị $p-v$.

B - DỀ BÀI

2-1.* Xác định lượng nhiên liệu dùng trong 1 giờ của một nhà máy nhiệt điện có tua bin hơi với công suất 500kW, biết nhiệt trị

của nhiên liệu bằng 30000kJ/kg và hiệu suất nhiệt của hệ thống bằng 30%.

2-2.* Một nhà máy nhiệt điện trong 10 giờ dùng hết 100 tấn nhiên liệu có nhiệt trị bằng 28000 kJ/kg . Thử xác định lượng điện đã sản xuất ra và công suất của nhà máy, biết hiệu suất của nhà máy nhiệt điện bằng 30%.

2-3.* Đưa một dòng không khí có lưu lượng bằng $0,473\text{m}^3/\text{h}$ ở áp suất tuyệt đối $8,314\text{ bar}$ không đổi từ nhiệt độ 200°C đến 800°C .

a) Tính nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp trung bình trong phạm vi nhiệt độ từ 200°C đến 800°C theo các dạng nhiệt dung riêng có trong phụ lục.

b) Tính nhiệt lượng cần thiết cung cấp trong một giờ.

2-4. Tìm nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp trung bình và nhiệt dung riêng thể tích đẳng tích trung bình trong phạm vi nhiệt độ từ 200°C đến 800°C của khí nitơ.

2-5.* Một kg không khí từ nhiệt độ 20°C , áp suất tuyệt đối 2 bar, tiến hành quá trình đẳng áp đến nhiệt độ 110°C .

a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;

b) Tính thể tích ở trạng thái cuối của quá trình ;

c) Xác định bằng số và diện tích trên các đồ thị các đại lượng sau : Δu , Δi , Δs , nhiệt lượng, công dân nở và công kỹ thuật trao đổi trong quá trình ; cho nhiệt dung riêng là hằng số.

2-6. Người ta lấy nhiệt từ không khí trong xi lanh có thể tích $0,4\text{m}^3$ áp suất tuyệt đối 5 bar, nhiệt độ 400°C để nhiệt độ giảm xuống đến 0°C trong điều kiện áp suất không đổi.

a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;

b) Tính quãng đường pittông dịch chuyển, cho biết đường kính của xi lanh là 600mm ;

c) Xác định bằng số và diện tích trên các đồ thị $p-v$, $T-s$ các đại lượng : Δu , Δi , Δs , nhiệt lượng, công dân nở, công kỹ thuật trao đổi trong quá trình, cho nhiệt dung riêng là hằng số.

2-7.* Một bình kín có thể tích $0,12\text{m}^3$ chứa khí ôxy có áp suất tuyệt đối 10 bar và nhiệt độ 50°C , sau khi tiến hành một quá trình đẳng tích, nhiệt độ tăng đến 150°C .

- a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;
- b) Xác định khối lượng ôxy và áp suất cuối cùng ;
- c) Tính ΔU , ΔI , ΔS , Q , L , L_{kt} theo con số và diện tích trên đồ thị $p-v$ hoặc $T-s$.

2-8. Một bình có dung tích 90 lít chứa không khí ở áp suất tuyệt đối 8 bar, nhiệt độ 30°C . Hãy xác định lượng nhiệt cần cấp cho không khí để áp suất tăng lên đến 16 bar.

2-9.* Có 12 kg không khí ở nhiệt độ 27°C , áp suất tuyệt đối 6 bar, tiến hành quá trình đẳng nhiệt đến thể tích bằng 4 lần thể tích ban đầu.

- a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;
- b) Xác định các thông số cơ bản ở trạng thái cuối ;
- c) Xác định bằng số và đồ thị các đại lượng ΔU , ΔI , ΔS , Q , L , L_{kt} .

2-10. Khi nén đẳng nhiệt 1,3 kilomol hêli cần thải một nhiệt lượng 3500J. Xác định thể tích, áp suất đầu và cuối của quá trình công nén nếu quá trình được tiến hành ở nhiệt độ 30°C không đổi và áp suất ban đầu là 6 bar.

2-11.* Hai kilôgam không khí giãn nở đoạn nhiệt từ nhiệt độ 327°C , áp suất tuyệt đối 10 bar đến áp suất tuyệt đối 1 bar.

- a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;
- b) Xác định thông số cơ bản ở trạng thái cuối ;
- c) Xác định bằng số và đồ thị các đại lượng ΔU , ΔI , ΔS , Q , L , L_{kt} .

2-12. Không khí có thể tích $2,48\text{m}^3$, nhiệt độ 15°C , áp suất 1 bar, khi bị nén đoạn nhiệt nhận được lượng công thay đổi thể tích là 471kJ. Hãy xác định nhiệt độ cuối, lượng thay đổi nội năng và entanpi.

2-13.* Một kilôgam không khí được nén đa biến với $n = 1,2$ từ nhiệt độ 20°C , áp suất tuyệt đối 0,981 bar đến 7,845 bar.

- a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;
- b) Tính nhiệt độ không khí sau khi nén ;
- c) Xác định Δu , Δi , q , l , l_{kt} theo số và diện tích trên đồ thị.

2-14.* Có 1,5 kg không khí được nén đa biến từ áp suất 0,9 bar, nhiệt độ 18°C đến áp suất 10 bar, nhiệt độ 125°C .

a) Xác định số mũ đa biến, thể tích sau khi nén và lượng nhiệt cần làm mát ;

b) Nếu tiến hành nén đẳng nhiệt thì tính lượng nhiệt cần làm mát là bao nhiêu ?

2-15.* Một kilôgam hơi nước ở áp suất 20 bar, độ khô bằng 0,85 tiến hành một quá trình đẳng áp đến nhiệt độ 300°C .

- a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$, $T-s$, $i-s$;
- b) Bằng bảng và đồ thị, xác định các thông số v , i , s , u ở các trạng thái đầu và cuối ;
- c) Xác định Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt} bằng bảng và đồ thị.

2-16. Hơi bão hòa ẩm có lưu lượng 2500kg/h ở áp suất 20 bar và độ khô 0,98, qua bộ quá nhiệt, nhận nhiệt đẳng áp đến nhiệt độ 400°C . Tính lượng nhiệt và công trao đổi trong 1 giờ.

2-17.* Một kilôgam hơi bão hòa khô có áp suất tuyệt đối 0,15 bar tiến hành quá trình đẳng tích đến nhiệt độ bằng 160°C .

- a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$, $T-s$, $i-s$;
- b) Xác định thông số ở trạng thái đầu và cuối ;
- c) Tính Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt} bằng đồ thị và bảng số.

2-18. Một bình kín có thể tích $0,2\text{m}^3$ chứa lượng hơi bão hòa ẩm có độ khô 0,95. Sau một thời gian tỏa nhiệt ra xung quanh, áp suất trong bình còn 9 bar. Hãy xác định thông số ở trạng thái cuối và lượng nhiệt đã thải ra, biết nhiệt độ ban đầu bằng 180°C .

2-19.* Hơi nước từ áp suất 10 bar, nhiệt độ 300°C tiến hành quá trình đẳng nhiệt đến áp suất bằng 1 bar.

- a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$, $T-s$, $i-s$;
- b) Xác định các thông số ở trạng thái đầu và cuối ;
- c) Tính Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt} trao đổi trong quá trình.

2-20. Hơi bão hòa khô ở áp suất 10 bar, sau khi giãn nở đẳng nhiệt, áp suất bằng 1 bar. Hãy xác định lượng nhiệt cần cấp cho hơi công giãn nở và lượng thay đổi nội năng.

2-21. Một kilôgam hơi nước từ trạng thái đầu có áp suất 10 bar, nhiệt độ 300°C giãn nở đoạn nhiệt đến áp suất 0,2 bar.

- a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị p-v, T-s, i-s ;
- b) Xác định các thông số trạng thái ở đầu và cuối quá trình ;
- c) Tính Δu , Δi , Δs , Δl , q, l, l_{kt} .

2-22. Năm kilôgam hơi nước ở áp suất 20 bar, thể tích 0,5m³ giãn nở đoạn nhiệt đến áp suất 2 bar. Hãy xác định thể tích, độ khô ở trạng thái cuối và công giãn nở, công kỹ thuật của quá trình.

2-23.* Năm kilôgam hơi thủy ngân bão hòa khô có nhiệt độ bằng 540°C, tiến hành một quá trình giãn nở đoạn nhiệt đến nhiệt độ 320°C.

- a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị p-v và T-s ;
- b) Xác định thông số ở trạng thái đầu và trạng thái cuối ;
- c) Xác định ΔU , ΔI , ΔS , L, L_{kt} của quá trình.

2-24.* Hơi amôniac bão hòa ẩm ở nhiệt độ -10°C, được nén đoạn nhiệt thành hơi bão hòa khô có nhiệt độ 20°C, sau đó làm mát đẳng áp thành nước bão hòa.

- a) Biểu diễn các quá trình trên đồ thị p-v và T-s ;
- b) Xác định thông số trạng thái ở các trạng thái đầu, giữa và cuối ;
- c) Xác định Δu , Δi , Δs , q, l, l_{kt} của từng quá trình.

2-25.* Năm kilôgam hơi frêon -12 bão hòa ẩm ở nhiệt độ -20°C được nén đoạn nhiệt thành hơi bão hòa khô ở nhiệt độ 40°C, sau đó làm mát đẳng áp thành nước bão hòa.

- a) Biểu diễn các quá trình trên đồ thị p-v và T-s ;
- b) Xác định thông số trạng thái ở các trạng thái đầu giữa và cuối ;
- c) Xác định ΔU , ΔI , ΔS , Q, L, L_{kt} của từng quá trình.

C - ĐÁP SỐ VÀ HƯỚNG DẪN

2-1. DS : 200kg/h.

$$HD : B = \frac{N \times 3600}{Q \times \eta} = \frac{500 \times 3600}{30000 \times 0,30} = 200 \text{ kg/h}$$

2-2. DS : W = 233333 kWh = 840 GJ ;

$$N = 23333 \text{ kW}$$

$$HD : \frac{10B \cdot Q \cdot \eta}{3600} \text{ kWh}$$

B - lượng nhiên liệu sử dụng trong 1 giờ, kg/h ;

Q - nhiệt trị của nhiên liệu, kJ/kg ;

η - hiệu suất nhiệt của nhà máy nhiệt điện ;

$N = \frac{W}{t}$, kW. Trong đó t - thời gian, h.

2-3. DS : a) Theo bảng số tính được $C_p \Big]_{200}^{800} = 1,09 \text{ kJ/kg.độ}$;

theo công thức tính được :

$$C_p \Big]_{200}^{800} = 1,0886 \text{ kJ/kg.độ}$$

Cũng có thể lấy theo bảng 6 và tính :

$$C_p = \frac{29,3}{29} = 1,01 \text{ kJ/kg.K}$$

b) Q = 18966 kJ/h.

HD : Theo bảng, có nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp trung bình trong phạm vi nhiệt độ từ 0°C đến 200°C là 1,0115 kJ/kg.độ và từ 0°C đến 800°C là 1,071 kJ/kg.độ nên theo công thức :

$$C_p \Big]_{t_1}^{t_2} = \frac{1q_2}{t_2 - t_1} = \frac{C_p \Big]_0^{t_2} \cdot t_2 - C_p \Big]_0^{t_1} \cdot t_1}{t_2 - t_1} \text{ được}$$

$$C_p \Big|_{200}^{800} = \frac{1,071 \times 800 - 1,0115 \times 200}{800 - 200} = 1,09 \text{ kJ/kg.độ}$$

Theo công thức cho trong bảng phụ lục : $C_p \Big|_0^1 = 0,9956 + 0,0000929$,
có thể tính :

$$C_p \Big|_{200}^{800} = 0,9956 + 0,0000929(200 + 800) = 1,08859 \text{ kJ/kg độ}$$

hoặc tính :

$$C_p \Big|_{200}^{800} = \frac{(0,9956 + 0,0000929 \times 800) \times 800 - (0,9956 + 0,0000929 \times 200) \times 200}{800 - 200} \\ = 1,0886 \text{ kJ/kg.độ}$$

$$b) \quad Q = G \times C_p \Big|_{200}^{800} (800 - 200) ;$$

$$\text{Thay } G = \frac{pV}{RT} = \frac{8,314 \times 10^5 \times 0,473}{\frac{8314}{29} (200 + 273)} = 29 \text{ kg/h}$$

$$\text{được } Q = 29 \times 1,09 (800 - 200) = 18966 \text{ kJ/h.}$$

$$\text{Thay } C = 1,0886 \text{ được } Q = 18942 \text{ kJ/h.}$$

$$\text{Thay } C = 1,01 \text{ được } Q = 17574 \text{ kJ/h.}$$

2-4. DS :

$$C_p \Big|_{200}^{800} = 1,11 \text{ kJ/kg.độ} ; \quad C_v \Big|_{200}^{800} = 1,025 \text{ kJ/m}^3 \text{tc.độ.}$$

2-5. DS :

$$b) \quad v_2 = 0,549 \text{ m}^3/\text{kg.}$$

$$c) \quad \Delta u = 64,8 \text{ kJ/kg} = S1_v 2s_2 s_{1v} \text{ trên T-s.}$$

$$\Delta i = 90,9 \text{ kJ/kg} = S12s_2 s_1 \text{ trên T-s} ; \Delta S = 0,271 \text{ kJ/kg.độ} = \text{đoạn } s_1 s_2 \text{ trên T-s.}$$

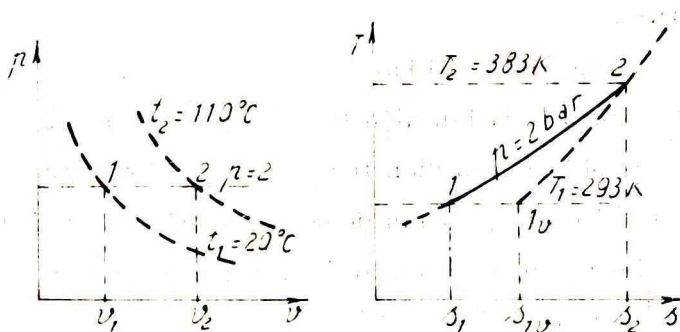
$q = \Delta i$; $l = 26,1 \text{ kJ/kg} = S12v_2v_1$ trên p-v hoặc $S12 1vs_{1v}s_1$ trên T-s.

$$l_{kt} = 0.$$

HD : (Xem hình 2-5)

a) 1 là giao điểm của $p_1 = 2 \text{ bar}$; $t_1 = 20^\circ\text{C}$; 2 là giao điểm của $t_2 = 110^\circ\text{C}$ và $p_2 = p_1$.

$$b) v_2 = v_1 \cdot \frac{T_2}{T_1} = \frac{RT_1}{p_1} \cdot \frac{T_2}{T_1} = \frac{RT_2}{p_1} = \frac{8314 \times 383}{29 \times 2 \times 10^5} = 0,549 \text{ m}^3/\text{kg}$$



Hình 2-5

$$c) \Delta u = c_v(t_2 - t_1) = \frac{20,9}{29} (110 - 20) = 64,8 \text{ kJ/kg} = q_v = S1v_2s_{1v}s_1 \text{ trên T-s.}$$

$$\Delta i = C_p(t_2 - t_1) = \frac{29,3}{29} (110 - 20) = 90,9 \text{ kJ/kg} = q_p = S12s_2s_1 \text{ trên T-s.}$$

$$\Delta s = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} = \frac{29,3}{29} \ln \frac{383}{293} = 0,271 \text{ kJ/kg.độ}$$

= đoạn s_1s_2 trên T-s.

$$q = \Delta i = 90,9 \text{ kJ/kg} = S12s_2s_1$$

$$l = q - \Delta u = 90,9 - 64,8 = 26,1 \text{ kJ/kg} = S12 1vs_{1v}s_1 \text{ trên T-s hoặc}$$

$$l = p(v_2 - v_1) = 26,1 \text{ kJ/kg} = S \text{ 12 } v_2 v_1 \text{ trên đồ thị } p-v$$

$$l_{kt} = \int_{p_2}^{p_1} v dp = 0$$

2-6. DS : $x = 0,84\text{m}$; $Q = \Delta l = -425 \text{ kJ} = G \text{ lần } S \text{ 12 } s_2 s_1$ trên T-s

$$\Delta U = -306 \text{ kJ} = G \text{ lần } S \text{ 12 } v_2 v_1 \text{ trên T-s.}$$

$L = -118\text{kJ} = G \text{ lần } S \text{ 12 } v_2 v_1$ trên p-v hoặc $S \text{ 12 } s_2 s_1$ trên T-s. G là khối lượng không khí.

2-7. DS :

b) $G = 1,3\text{kg}$; $p_2 = 13 \text{ bar}$.

c) $\Delta U = 85\text{kJ} = G \text{ lần diện tích } 12s_2 s_1 \text{ trên đồ thị T-s ;}$

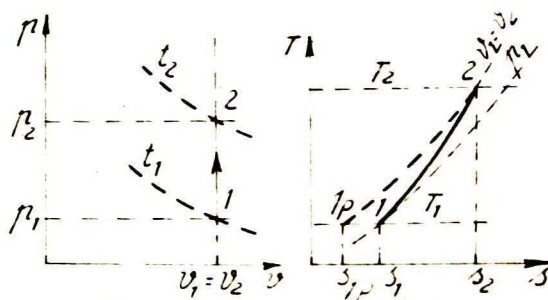
$\Delta I = 119 \text{ kJ} = G \text{ lần diện tích } 21p_1 p_2 \text{ trên đồ thị T-s ;}$

$\Delta S = 0,252 \text{ kJ/độ} = G \text{ lần đoạn } s_1 s_2 \text{ trên T-s ; } L = 0 ;$

$L_{kt} = -36\text{kJ} = \text{diện tích } 12p_2 p_1 \text{ trên p-v hoặc } G \text{ lần diện tích } 21p_1 p_2 \text{ trên đồ thị T-s.}$

HD : (Xem hình 2-7)

a) 1 là giao điểm của $p_1 = 10 \text{ bar}$ và $t_1 = 50^\circ\text{C}$; 2 là giao điểm của $t_2 = 150^\circ\text{C}$ và $v_2 = v_1$.



Hình 2-7

$$b) G = \frac{p_1 V_1}{RT_1} = \frac{10 \times 10^5 \times 0,12}{\frac{8314}{32} (50 + 273)} = 1,3 \text{ kg}$$

$$p_2 = p_1 \cdot \frac{T_2}{T_1} = 10 \times \frac{150 + 273}{50 + 273} = 13 \text{ bar.}$$

$$c) \Delta U_v = Q_v = G \cdot C_v (t_2 - t_1) = 1,3 \cdot \frac{20,9}{32} (150 - 50) = 85 \text{ kJ} =$$

= G lần diện tích $12s_2s_1$ trên T-s.

$$\Delta I = G C_p (t_2 - t_1) = k \Delta U = 119 \text{ kJ bằng } G \text{ lần diện tích } 21p^{s_1p}s_2.$$

$$\Delta S = G \left(c_v \ln \frac{T_2}{T_1} \right) = 1,3 \cdot \frac{20,9}{32} \ln \frac{150 + 273}{50 + 273} = 0,252 \text{ kJ/độ.}$$

$$L = 0.$$

$$L_{kt} = Gv(p_1 - p_2) = V(p_1 - p_2) = 0,12(10 - 13)10^5 = -36 \text{ kJ}$$

= G lần S $12p_2p_1$ trên p-v.

hoặc

$$L_{kt} = Q - \Delta I = -34 \text{ kJ} = G \text{ lần diện tích } 21p^{s_1p}s_112.$$

$$2-8. DS : Q = 185 \text{ kJ.}$$

$$2-9. DS :$$

$$b) v_1 = 1,4 \text{ m}^3/\text{kg} ; v_2 = 5,6 \text{ m}^3/\text{kg} ; p_1 = 6 \text{ bar} ; p_2 = 1,5 \text{ bar.}$$

$$c) \Delta U = \Delta I = 0 ; Q = L = L_{kt} = 1450 \text{ kJ bằng } G \text{ lần diện tích } 12s_2s_1 \text{ trên T-s.}$$

hoặc $12v_2v_1$ hoặc $12p_2p_1$ trên đồ thị p-v.

HD : a) 1 là giao điểm của $p_1 = 6 \text{ bar}$ và $t_1 = 27^\circ\text{C}$; 2 là giao điểm của $v_2 = 4v_1$ và $t_2 = t_1$; (xem hình 2-9).

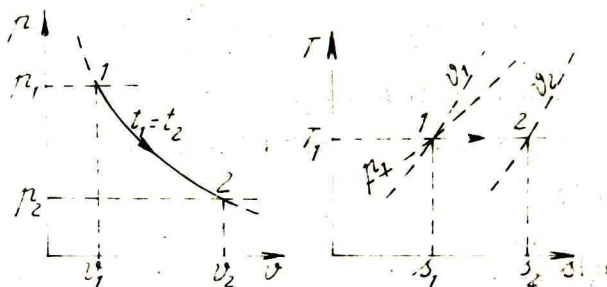
$$b) V_1 = \frac{GRT_1}{p_1} = \frac{12 \times 287 \times 300}{6 \times 10^5} = 1,725 \text{ m}^3$$

$$v_1 = \frac{V_1}{G} = 0,144 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$V_2 = 4V_1 = 1,725 \times 4 = 6,9 \text{ m}^3 ;$$

$$v_2 = 0,57 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$p_2 = p_1 \cdot \frac{V_1}{V_2} = 6 \times \frac{1}{4} = 1,5 \text{ bar.}$$



Hình 2-9

c) $\Delta U = \Delta I = 0$

$$Q = L = L_{kt} = p_1 v_1 \ln \frac{V_2}{V_1} = 6 \times 10^5 \times 1,725 \cdot \ln 4$$

$$= 1450000 \text{ J} = 1450 \text{ kJ,}$$

bằng G lần diện tích $12s_2s_1$ trên T-s hoặc diện tích $12v_2v_1$ hoặc $12p_2p_1$ trên p-v.

2-10. DS : $V_1 = 5,4 \text{ m}^3 ;$

$$V_2 = 1,874 \text{ m}^3 ;$$

$$p_2 = 17,45 \text{ bar ;}$$

$$L_{12} = -3,5 \text{ kJ.}$$

2-11. DS : b) $v_2 = 0,90 \text{ m}^3/\text{kg} ;$

$$T_2 = 312 \text{ K} = 39^\circ \text{C.}$$

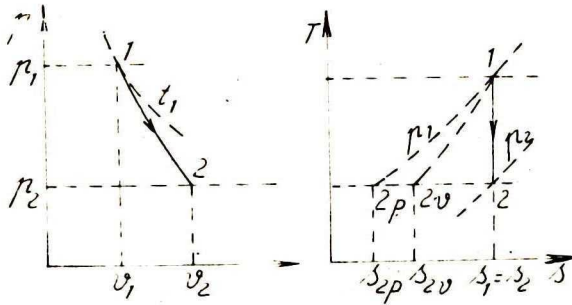
c) $\Delta U = -415 \text{ kJ} = G$ lần diện tích $12v_2v_1$ trên T-s.

$\Delta I = -580 \text{ kJ} = G$ lần diện tích $12v_2v_1$ hoặc G k lần diện tích biểu thị ΔU .

$\Delta S = 0$; $Q = 0$: $L = 415$ kJ bằng G lần diện tích $12v_2v_1$ trên p - v hoặc G lần diện tích $12s_{2v}s_1$ trên T - s .

$L_{kt} = 580$ kJ, bằng G lần diện tích $12p_2p_1$ trên p - v hoặc $12p_{2p}s_1$ trên T - s .

HD : a) 1 là giao điểm của $p_1 = 10$ bar và $t_1 = 327^\circ\text{C}$; 2 là giao điểm của $p_2 = 1$ bar và $s_2 = s_1$, (xem hình 2-11).



Hình 2- 11

$$\begin{aligned} \text{b) } V_2 &= V_1 \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{1/k} = \frac{GRT_1}{p_1} \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{1/k} \\ &= \frac{2 \times 287 \times 600}{10 \times 10^5} (10^{1/1.4}) = 1,79 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

$$v_2 = \frac{V_2}{G} = \frac{1,79}{2} = 0,90 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$T_2 = \frac{p_2 V_2}{GR} = \frac{1 \times 10^5 \times 1,79}{2 \times 287} = 312 \text{ K} = 39^\circ\text{C}$$

$$\text{c) } \Delta U = G.C_2 (t_2 - t_1) = 2 \times \frac{20,9}{29} (39 - 327) = -415 \text{ kJ}$$

bằng G lần diện tích $12v_{2v}s_1$ trên T - s .

$\Delta I = G.C_p (t_2 - t_1) = k.\Delta U = -580$ kJ, bằng G lần diện tích $12p_{2p}s_1$ hoặc Gk lần diện tích $12v_{2v}s_1$ trên T - s .

$$\Delta S = 0 ; Q = 0.$$

$$L = \frac{1}{k-1} (p_1 V_1 - p_2 V_2) = \frac{10^5 (10 \times 0,345 - 1 \times 1,79)}{1,4 - 1} = 415000 \text{ J} = 415 \text{ kJ}$$
, bằng G lần diện tích $12v_2 v_1$ trên p-v hoặc từ $L = -\Delta U$ bằng diện tích $12_v s_{2v} s_1$ trên T-s.

$L_{kt} = kL = -\Delta I = 1,4 \times 415 = 580 \text{ kJ}$, bằng diện tích $12p_2 p_1$ trên p-v hoặc G lần diện tích $12_p s_{2p} s_1$ trên T-s.

2-12. DS : $t_2 = 234^\circ\text{C}$; $\Delta U = -471 \text{ kJ}$; $\Delta L = -659 \text{ kJ}$.

2-13. DS : b) $T_2 = 414 \text{ K} = 141^\circ\text{C}$.

c) $\Delta U = 87,2 \text{ kJ/kg}$; $\Delta i = 122,1 \text{ kJ/kg}$; $q = -87,2 \text{ kJ/kg}$;
 $l = -174,4 \text{ kJ/kg}$.

$l_{kt} = -209,3 \text{ kJ/kg}$.

HD : a) 1 là giao điểm của $p_1 = 0,981 \text{ bar}$ và $t_1 = 20^\circ\text{C}$; 2 là giao điểm của $p_2 = 7,845 \text{ bar}$ và

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

b) Thay giá trị của T_1 , p_2 , p_1 được

$$T_2 = (273 + 20) \left(\frac{7,845}{0,981} \right)^{(1,2-1)/1,2} = 414 \text{ K} = 141^\circ\text{C}.$$

$$c) \Delta u = c_v (t_2 - t_1) = \frac{20,9}{29} (141 - 20) = 87,2 \text{ kJ/kg}.$$

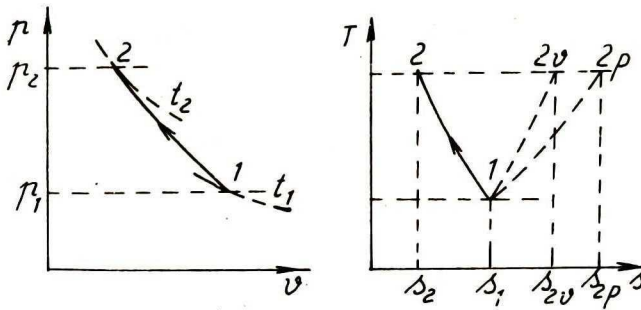
$$\Delta i = c_p (t_2 - t_1) = k \Delta u = 122,1 \text{ kJ/kg}.$$

Δu và Δi được biểu thị bằng diện tích $12_v s_{2v} s_1$ và $12_p s_{2p} s_1$ trên T-s, (xem hình 2-13).

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

$$= c_v \frac{n-k}{n-1} (t_2 - t_1)$$

$$= -87,2 \text{ kJ/kg} ; \text{ bằng diện tích } 12s_2 s_1 \text{ trên đồ thị T-s}$$



Hình 2-13

$$l = q - \Delta u = -87,2 - 87,2 = -174,4 \text{ kJ/kg hoặc}$$

$$l = \frac{1}{n-1} (p_1 v_1 - p_2 v_2) = -174 \text{ kJ/kg bằng diện tích } 12v_2 v_1$$

trên đồ thị p-v, hoặc hiệu số diện tích biểu thị q và Δu .

$l_{kt} = nl$ hoặc $l_{kt} = q - \Delta i = -209,3 \text{ kJ/kg}$ bằng diện tích $12 p_2 p_1$ trên đồ thị p-v và hiệu số diện tích biểu thị q và Δi trên đồ thị T-s.

2-14. ĐS : $n = 1,149$; $V_2 = 0,171 \text{ m}^3$; $Q_n = -195 \text{ kJ}$;

$Q_T = -301,7 \text{ kJ}$.

HD : Từ $p_1 v_1^n = p_2 v_2^n \rightarrow \left(\frac{v_2}{v_1}\right)^n = \frac{p_1}{p_2} \rightarrow n \lg \frac{v_2}{v_1} = \lg \frac{p_1}{p_2}$

$$\rightarrow n = \frac{\lg(p_1/p_2)}{\lg(v_2/v_1)}$$

2-15. ĐS : b) $i_1 = 2515 \text{ kJ/kg}$; $v_1 = 0,085 \text{ m}^3/\text{kg}$;

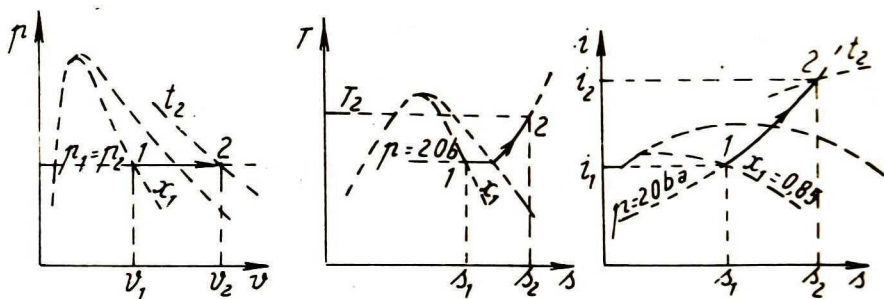
$s_1 = 5,576 \text{ kJ/kg. độ}$.

$u_1 = 2345 \text{ kJ/kg}$; $v_2 = 0,1255 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_2 = 3019 \text{ kJ/kg}$;

$s_2 = 6,757 \text{ kJ/kg. độ}$; $u_2 = 2768 \text{ kJ/kg}$.

c) $q_p = 504 \text{ kJ/kg}$ bằng diện tích $12 s_2 s_1$ trên T-s hoặc đoạn $i_1 i_2$ trên i-s (Xem hình 2-15).

$l = 81 \text{ kJ/kg}$ bằng diện tích $12v_2 v_1$ trên p-v ; $l_{kt} = 0$.



Hình 2-15

HD : a) 1 là giao điểm của $x_1 = 0,85$ và $p_1 = 20$ bar ; 2 là giao điểm của $t_2 = 300^\circ\text{C}$ và $p_2 = p_1$.

b) Nếu dùng bảng, với $p_1 = 20$ bar, và $x_1 = 0,85$ được :

$$i_1 = i'_1 + x_1 r_1 = 908,5 + 0,85 \times 1891 = 2515 \text{ kJ/kg.}$$

$$\begin{aligned} v_1 &= v'_1 + x_1 (v''_1 - v'_1) = \\ &= 0,0011766 + 0,85 (0,09958 - 0,0011766) = 0,085 \text{ m}^3/\text{kg.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} s_1 &= s'_1 + x_1 (s''_1 - s'_1) = 2,447 + 0,85(6,340 - 2,447) = \\ &= 5,756 \text{ kJ/kg độ.} \end{aligned}$$

$$u_1 = i_1 - p_1 v_1 = 2515000 - 20 \times 10^5 \times 0,085 = 2345 \text{ kJ/kg.}$$

Dùng đồ thị i - s , từ giao điểm 1 đọc được các giá trị i_1 , v_1 , s_1 như phần trên và cũng từ đó tính được u_1 .

Trạng thái 2 có $p_2 = 20$ bar, $t_2 = 300^\circ\text{C}$ là hơi quá nhiệt vì $t_2 > t_o(p_2)$.

Dùng bảng hơi quá nhiệt, được $v_2 = 0,1255 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_2 = 3019 \text{ kJ/kg}$;

$$\begin{aligned} s_2 &= 6,757 \text{ kJ/kg. độ} ; u_2 = i_2 - p_2 v_2 = \\ &= 3019000 - 20 \times 10^5 \times 0,1255 = 2768 \text{ kJ/kg. độ} \end{aligned}$$

Nếu dùng đồ thị từ giao điểm $t_2 = 300^\circ\text{C}$ và $p_2 = p_1 = 20$ bar, đọc được các giá trị v_2 , i_2 , s_2 và cũng tính được u_2 .

c) $q_p = i_2 - i_1 = 3019 - 2515 = 504 \text{ kJ/kg}$, bằng diện tích 12 s_1 trên T - s hoặc đoạn thẳng $i_1 i_2$ trên i - s .

$l = p(v_2 - v_1) = 20 \times 10^5 (0,1255 - 0,085) = 81000 \text{ J/kg} = 81 \text{ kJ/kg}$, bằng diện tích 12 $v_2 v_1$ trên $p-v$; l cũng có thể tính theo

$$l = q - \Delta u = 504 - 423 = 81 \text{ kJ/kg}.$$

$$l_{kt} = \int_{p_2}^{p_1} v dp = 0$$

2-16. DS : $Q = 1,25 \times 10^6 \text{ kJ/h}$.

2-17. DS : b) $p_1 = 0,15 \text{ bar}$; $t_1 = 54^\circ\text{C}$; $v_1 = v_1'' = 10,02 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$i_1 = 2599 \text{ kJ/kg}$; $s_1 = 8,007 \text{ kJ/kg độ}$; $p_2 = 0,20 \text{ bar}$;
 $t_2 = 160^\circ\text{C}$; $v_2 = 10,02 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_2 = 2801 \text{ kJ/kg}$; $s_2 = 8,406 \text{ kJ/kg độ}$

c) $\Delta i = 202 \text{ kJ/kg}$; $\Delta s = 0,4 \text{ kJ/kg độ}$; $\Delta u = 152 \text{ kJ/kg}$;
 $q = 152 \text{ kJ/kg}$; $l = 0$. $l_{kt} = -50 \text{ kJ/kg}$.

HD : a) 1 là giao điểm của $p_1 = 0,15 \text{ bar}$ và đường giới hạn trên ($x = 1$); 2 là giao điểm của đường $t_2 = 160^\circ\text{C}$ và $v_2 = v_1$.

b) Dùng bảng bão hòa, với $p_1 = 0,15 \text{ bar}$ được $v_1 = v_1'' = 10,02 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$i_1 = i_1'' = 2599 \text{ kJ/kg}$; $s_1 = s_1'' = 8,007 \text{ kJ/kg độ}$; $t = 54^\circ\text{C}$.

Dùng đồ thị cũng được kết quả tương tự.

Trạng thái 2, với $t_2 = 160^\circ\text{C}$, $v_2 = v_1 = 10,02 \text{ m}^3/\text{kg} > v_{160}'' = 0,3068$, nên là hơi quá nhiệt, tra bảng được $p_2 = 0,20 \text{ bar}$;
 $i_2 = 2801 \text{ kJ/kg}$; $s_2 = 8,406 \text{ kJ/kg độ}$. Dùng đồ thị $i-s$ cũng được kết quả tương tự.

c) $\Delta i = i_2 - i_1 = 2801 - 2599 = 202 \text{ kJ/kg}$.

$\Delta s = s_2 - s_1 = 8,406 - 8,007 = 0,4 \text{ kJ/kg độ}$.

$\Delta u = (i_2 - i_1) - v(p_2 - p_1) = 152 \text{ kJ/kg}$.

$q = \Delta u = 152 \text{ kJ/kg}$; $l = 0$; $l_{kt} = q - \Delta i = 152 - 202 \text{ kJ/kg} = -50 \text{ kJ/kg}$

2-18. DS : $x_2 = 0,85$; $Q = 213 \text{ kJ}$.

2-19. DS : b) $p_1 = 10 \text{ bar}$; $t_1 = 300^\circ\text{C}$; $v_1 = 0,2578 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$i_1 = 3048 \text{ kJ/kg}$; $s_1 = 7,116 \text{ kJ/kg độ}$; $u_1 = 2790 \text{ kJ/kg}$;

Trạng thái cuối có $p_2 = 1 \text{ bar}$; $t_2 = 300^\circ\text{C}$; $v_2 = 2,638 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_2 = 3074 \text{ kJ/kg}$; $s_2 = 8,211 \text{ kJ/kg. độ}$; $u_2 = 2810 \text{ kJ/kg}$.

$$\begin{aligned} \text{c) } \Delta u &= 20 \text{ kJ/kg} ; \Delta i = 26 \text{ kJ/kg} ; \Delta s = 1,095 \text{ kJ/kg. độ} ; \\ q &= 627,4 \text{ kJ/kg} ; l = 607,4 \text{ kJ/kg} ; l_{kt} = 601,4 \text{ kJ/kg}. \end{aligned}$$

HD : a) là giao điểm của $p_1 = 10 \text{ bar}$ và $t_1 = 300^\circ\text{C}$; 2 là giao điểm của $p_2 = 1 \text{ bar}$ và $t_2 = t_1$.

b) Dùng bảng, vì $t_1 = 300^\circ\text{C} > t_{(p_1)}$, là hơi quá nhiệt, tra bảng được $v_1 = 0,2578 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i = 3048 \text{ kJ/kg}$; $s_1 = 7,116 \text{ kJ/kg. độ}$.

$$\begin{aligned} u_1 &= i_1 - p_1 v_1 = 3048000 - 10 \times 10^5 \times 0,2578 = \\ &= 2790000 \text{ J/kg} = 2790 \text{ kJ/kg}. \end{aligned}$$

Từ giao điểm 1 trên đồ thị i - s cũng tìm được kết quả tương tự.

Trạng thái 2 có $t_2 = t_1 = 300^\circ\text{C} > t_{(p_2)}$, cũng là hơi quá nhiệt, tra bảng quá nhiệt được $v_2 = 2,638 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_2 = 3074 \text{ kJ/kg}$; $s_2 = 8,211 \text{ kJ/kg độ}$, $u_2 = i_2 - p_2 v_2 = 3074 - 1 \times 10^5 \times 2,638 \times 10^{-3} = 2810 \text{ kJ/kg}$.

Từ giao điểm 2 trên đồ thị i - s cũng tìm được kết quả tương tự.

$$\text{c) } \Delta u = u_2 - u_1 = 2810 - 2790 = 20 \text{ kJ/kg}.$$

$$\Delta i = i_2 - i_1 = 3074 - 3048 = 26 \text{ kJ/kg}.$$

$$\Delta s = s_2 - s_1 = 8,211 - 7,116 = 1,095 \text{ kJ/kg. độ}.$$

$$q = T(s_2 - s_1) = (300 + 273) (8,211 - 7,116) = 627,4 \text{ kJ/kg}.$$

$$l = q - \Delta u = 627,4 - 20 = 607,4 \text{ kJ/kg}.$$

$$l_{kt} = q - \Delta i = 627,4 - 26 = 601,4 \text{ kJ/kg}.$$

q biểu thị bằng diện tích 12 $s_2 s_1$ trên T - s , l bằng diện tích 12 $v_2 v_1$ và l_{kt} bằng diện tích 12 $p_2 p_1$ trên đồ thị p - v .

$$\text{2-20. DS : } q = 524 \text{ kJ/kg} ; \Delta u = 43,8 \text{ kJ/kg} ; l = 480 \text{ kJ/kg} ;$$

2-21. **DS :** b) $p_1 = 10 \text{ bar}$; $t_1 = 300^\circ\text{C}$; $v_1 = 0,2578 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_1 = 3048 \text{ kJ/kg}$; $u_1 = 2790,2 \text{ kJ/kg}$; $s_1 = 7,116 \text{ kJ/kg. độ}$;
 $p_2 = 0,2 \text{ bar}$; $t_2 = 60,08^\circ\text{C}$; $x_2 = 0,89$; $v_2 = 6,806 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_2 = 2349,7 \text{ kJ/kg}$; $u_2 = 2213,6 \text{ kJ/kg}$.

c) $q = 0$; $l = 576,6 \text{ kJ/kg}$; $l_{kt} = 698,3 \text{ kJ/kg}$.

2-22. **DS :** $V_2 = 3,95 \text{ m}^3$; $x_2 = 0,85$; $l = 1781 \text{ kJ}$.

2-23. **DS :** b) $t_1 = 540^\circ\text{C}$; $p_1 = 12,901 \text{ bar}$; $v_1 = 0,02565 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_1 = 404,218 \text{ kJ/kg}$; $s_1 = 0,86898 \text{ kJ/kg. độ}$; $u_1 = 361127 \text{ J/kg} =$
 $= 361,127 \text{ kJ/kg}$; $t_2 = 320^\circ\text{C}$; $p_2 = 0,50320 \text{ bar}$; $s_2 = 0,86898$
 kJ/kg. độ ; $x_2 = 0,8$; $i_2 = 323,7128 \text{ kJ/kg}$; $v_2 = 0,39024 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $u_2 = 304,076 \text{ kJ/kg}$.

c) $\Delta U = -285,255 \text{ kJ}$; $\Delta I = -402,526 \text{ kJ}$; $\Delta S = 0$

$L = 285,255 \text{ kJ}$; $L_{kt} = 402,526 \text{ kJ}$.

HD : a) 1 là giao điểm của đường $t = 540^\circ\text{C}$ với đường $x = 1$ tức là đường giới hạn trên ; 2 là giao điểm của đường $t = 320^\circ\text{C}$ và đường $s_2 = s_1$.

b) Dùng bảng bão hòa của thủy ngân, ở $t_1 = 540^\circ\text{C}$, đối với hơi bão hòa khô, được $p_1 = 12,901 \text{ bar}$; $v_1 = v_1'' = 0,02565 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_1 = i_1'' = 404,218 \text{ kJ/kg}$; $s_1 = s_1'' = 0,86898 \text{ kJ/kg. độ}$; $u_1 = i_1 -$
 $p_1 v_1 = 404218 - 12,901 \times 10^5 \times 0,02565 = 361127 \text{ J/kg}$;

Nếu dùng đồ thị cũng tìm được kết quả tương tự.

Trạng thái 2 có $t_2 = 320^\circ$; $s_2 = s_1 = 0,86898 \text{ kJ/kg. độ}$ nằm giữa
 $s_2' = 0,47260 \text{ kJ/kg. độ}$; $s_2'' = 0,97190 \text{ kJ/kg. độ}$; nên là hơi bão hòa
 ẩm có độ khô $x_2 = \frac{0,86898 - 0,47260}{0,97190 - 0,47260} \approx 0,80$; $p_2 = 0,50320 \text{ bar}$.

$$\begin{aligned} v_2 &= v_2' + x_2(v_2'' - v_2') = \\ &= 0,000077969 + 0,8(0,48779 - 0,000077969) = \\ &= 0,39024 \text{ m}^3/\text{kg} ; \end{aligned}$$

$$i_2 = i_1 + x_2 r_2 = 86,788 + 0,8 \times 296,156 = 323,7128 \text{ kJ/kg.}$$

$$u_2 = i_2 - p_2 v_2 = 323,7128 - 0,50320 \times 10^5 \times 0,39024 = 304,076 \text{ J/kg} = 304,076 \text{ kJ/kg.}$$

Nếu có đồ thị, cũng tìm được kết quả tương tự.

$$c) \Delta U = G(u_2 - u_1) = 5(304,076 - 361,127) = -285,255 \text{ kJ.}$$

$$\Delta I = G(i_2 - i_1) = 5(323,7128 - 404,218) = -402,526 \text{ kJ.}$$

$$\Delta S = Q = 0 ; L = Q - \Delta U = -\Delta U = 285,255 \text{ kJ.}$$

$$L_{kt} = Q - \Delta I = -\Delta I = 407,526 \text{ kJ.}$$

$$2-24. \text{ DS : b) } t_1 = -10^\circ\text{C} ; p_1 = 2,909 \text{ bar} ; x_1 = 0,92 ;$$

$$v_1 = 0,385603 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$i_1 = 1565,564 \text{ kJ/kg} ; s_1 = 85658 \text{ kJ/kg. độ} ;$$

$$u_1 = 1453,393 \text{ kJ/kg.}$$

$$t_2 = 20^\circ\text{C} ; p_2 = 8,572 \text{ bar} ; v_2 = 0,149 \text{ m}^3/\text{kg} ; i_2 = 1699,4 \text{ kJ/kg} ;$$

$$s_2 = 8,5658 \text{ kJ/kg. độ} ; u_2 = 1571,677 \text{ kJ/kg.}$$

$$t_3 = 20^\circ\text{C} ; p_3 = 8,572 \text{ bar} ; v_3 = 0,001639 \text{ m}^3/\text{kg},$$

$$i_3 = 512,5 \text{ kJ/kg.}$$

$$s_3 = 4,5155 \text{ kJ/kg. độ} ; u_3 = 511,095 \text{ kJ/kg.}$$

$$c) \Delta u_{12} = 118,284 \text{ kJ/kg} ; \Delta u_{23} = -1060,582 \text{ kJ/kg} ;$$

$$\Delta i_{12} = 133,836 \text{ kJ/kg} ; \Delta i_{23} = -1186,5 \text{ kJ/kg.}$$

$$\Delta s_{12} = 0 ; \Delta s_{23} = 4,050 \text{ kJ/kg. độ.}$$

$${}_1q_2 = 0 ; {}_2q_3 = 1186,5 \text{ kJ/kg} ; {}_1l_{12} = -118,284 \text{ kJ/kg} ;$$

$${}_1l_{23} = 1263,178 \text{ kJ/kg} ;$$

$${}_1l_{k123} = 0 ; {}_1l_{k12} = -133,836 \text{ kJ/kg} ;$$

HD : a) 3 là giao điểm của $t_3 = 20^\circ\text{C}$ và $x_3 = 0$; 2 là giao điểm giữa $t_2 = 20^\circ\text{C}$ và $x_2 = 1$; 1 là giao điểm của $t_1 = -10^\circ\text{C}$ và $s_1 = s_2$.

b) $s_2 = 20^\circ\text{C}$; $v_2 = v_2'' = 0,149 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_2 = i_2'' = 1699,4 \text{ kJ/kg}$;
 $s_2 = s_2'' = 8,5658 \text{ kJ/kg. độ}$; $u_2 = i_2 - p_2 v_2 =$
 $= 1699,4 - 8,572 \times 10^2 \times 0,149 = 1571,677 \text{ kJ/kg.}$
 $t_1 = -10^\circ\text{C}$; $s_1 = s_2 = 8,5658 \text{ kJ/kg. độ}$; độ lớn hơn $s' = 4,0164$
 kJ/kg. độ ; nhỏ hơn $s_1'' = 8,9438 \text{ kJ/kg. độ}$ nên có độ khô :

$$x_1 = \frac{8,5658 - 4,0164}{8,9438 - 4,0164} = 0,92$$

$$v_1 = v_1' + x_1(v_1'' - v_1') = 0,001534 + 0,92(0,419 - 0,001534) = 0,385603 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$i_1 = i_1' + x_1 i_1'' = 372,6 + 0,92 \times 1396,7 = 1565,564 \text{ kJ/kg} ;$$

$$u_1 = i_1 - p_1 v_1 = 1565,564 - 2,909 \times 10^5 \times 0,385603 = 1453393 \text{ J/kg} = 1453,393 \text{ kJ/kg.}$$

$$t_3 = t_2 = 20^\circ\text{C} ; p_3 = p_2 = 8,572 \text{ bar} ;$$

$$v_3 = v_2 = 0,001639 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$i_3 = i_2'' = 512,5 \text{ kJ/kg} ; s_3 = s_2 = 4,5155 \text{ kJ/kg. độ.}$$

$$u_3 = i_3 - p_3 v_3 = 512500 - 8,572 \times 10^5 \times 0,001639 = 511,095 \text{ kJ/kg.}$$

$$\text{c) } \Delta u_{12} = u_2 - u_1 = 1571,677 - 1453,393 = 118,284 \text{ kJ/kg} ;$$

$$\Delta u_{23} = u_3 - u_2 = -1060,582 \text{ kJ/kg.}$$

$$\Delta i_{12} = i_2 - i_1 = 133,836 \text{ kJ/kg} \quad \Delta i_{23} = i_3 - i_2 = -1186,5 \text{ kJ/kg.}$$

$$\Delta s_{12} = s_2 - s_1 = 0 ; \Delta s_{23} = s_3 - s_2 = -4,050 \text{ kJ/kg. độ.}$$

$$l_{12} = q_2 - \Delta u_{12} = -\Delta u_{12} = -118,284 \text{ kJ/kg} ;$$

$$l_{23} = p_2 (v_3 - v_2) = 8,572 \times 10^5 (0,001639 - 0,149) = 1263178 \text{ J/kg} = 1263,178 \text{ kJ/kg.}$$

$$l_{kt12} = -\Delta i_{12} = i_1 - i_2 = -133,836 \text{ kJ/kg.}$$

$$l_{kt23} = 0 ; {}_1q_2 = 0 ; {}_2q_3 = i_2 - i_3 = 1186,5 \text{ kJ/kg ;}$$

2-25. DS : b) $t_1 = -20^\circ\text{C} ; p_1 = 1,5098 \text{ bar, } x_1 = 0,96$
 $v_1 = 0,1063 \text{ m}^3/\text{kg}.$

$$i_1 = 557,468 \text{ kJ/kg ; } s_1 = 4,74907 \text{ kJ/kg.độ ;}$$

$$u_1 = 541,419 \text{ kJ/kg.}$$

$$t_2 = 40^\circ\text{C} ; p_2 = 9,5818 \text{ bar ; } v_2 = 0,01882 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$i_2 = 590,09 \text{ kJ/kg ;}$$

$$s_2 = 4,74907 \text{ kJ/kg.độ ; } u_2 = 572,057 \text{ kJ/kg.}$$

$$t_3 = 40^\circ\text{C} ; p_3 = 9,5818 \text{ bar ; } v_3 = 0,7968 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$i_3 = 458,08 \text{ kJ/kg ;}$$

$$s_3 = 4,31940 \text{ kJ/kg.độ ; } u_3 = 457,316 \text{ kJ/kg ;}$$

$$\text{c) } \Delta u_{12} = 30,638 \text{ kJ/kg ; } \Delta u_{23} = -11,744 \text{ kJ/kg ;}$$

$$\Delta i_{12} = 32,622 \text{ kJ/kg ; } \Delta i_{23} = -132,01 \text{ kJ/kg ;}$$

$$\Delta s_{12} = 0 ; \Delta s_{23} = -0,42967 \text{ kJ/kg. độ.}$$

$$q_{12} = 0$$

$$q_{12} = 0 ; q_{23} = -132,01 \text{ kJ/kg.}$$

$$l_{12} = -30,638 \text{ kJ/kg ; } l_{23} = 17,269 \text{ kJ/kg ;}$$

$$l_{kt12} = -32,622 \text{ kJ/kg, } l_{kt23} = 0$$

HD : a) 3 là giao điểm của $t_3 = 40^\circ\text{C}$ và $x_3 = 0$; 2 là giao điểm của $t_2 = 40^\circ\text{C}$ và $x_2 = 1$; 1 là giao điểm của $t_1 = -20^\circ\text{C}$ và $s_1 = s_2$.

b) $t_3 = 40^\circ\text{C}$; trong bảng tìm được : $p_3 = 9,5818 \text{ bar ;}$
 $v_3 = v'_3 = 0,7968 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} ; i_3 = i'_3 = 458,08 \text{ kJ/kg ;}$
 $s_3 = s'_3 = 4,31940 \text{ kJ/kg.độ ; } u_3 = i_3 - p_3 v_3 = 458080 - 9,5818$
 $\times 10^5 \times 0,7968 \times 10^{-3} = 457,316 \text{ kJ/kg ; } t_2 = 40^\circ\text{C, cũng tìm}$
 $\text{được trong bảng } p_2 = 9,5818 \text{ bar ; } v_2 = v''_2 = 0,01882 \text{ m}^3/\text{kg ;}$
 $i_2 = i''_2 = 590,09 \text{ kJ/kg ; } s_2 = s''_2 = 4,74097 \text{ kJ/kg.độ ;}$
 $u_2 = i_2 - p_2 v_2 = 590090 - 9,5818 \times 10^5 \times 0,01882 = 572,057 \text{ kJ/kg.}$

$t_1 = -20^\circ\text{C}$; $p_1 = 1,5098 \text{ bar}$; $s_1 = s_2 = 4,74097 \text{ kJ/kg}$. độ nhỏ hơn $s_1'' = 4,76449$ và lớn hơn $s_1' = 4,11835 \text{ kJ/kg}$. độ nên là

$$\text{hơi bão hòa ẩm có độ khô } x_1 = \frac{4,74097 - 4,11835}{4,76449 - 4,11835} = 0,96 ;$$

$$v_1 = v_1' + x_1(v_1'' - v_1') = 0,0006868 + 0,96(0,1107 - 0,0006868) = 0,106300 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

$$i_1 = i_1' + x_1 i_1'' = 400,47 + 0,96 \times 163,54 = 557,468 \text{ kJ/kg} ;$$

$$u_1 = i_1 - p_1 v_1 = 557,468 - 1,5098 \times 10^5 \times 0,1063 = 541,419 \text{ kJ/kg}.$$

$$c) \Delta u_{12} = u_2 - u_1 = 572,057 - 541,419 = 30,638 \text{ kJ/kg} ;$$

$$\Delta u_{23} = u_3 - u_2 = 457,316 - 572,057 = -114,741 \text{ kJ/kg} ;$$

$$\Delta i_{12} = i_2 - i_1 = 590,09 - 557,468 = 32,622 \text{ kJ/kg} ;$$

$$\Delta i_{23} = i_3 - i_2 = 458,08 - 590,09 = -132,01 \text{ kJ/kg} ;$$

$$q_{12} = 0 ; q_{23} = \Delta i_{23} = -132,01 \text{ kJ/kg}.$$

$$l_{12} = -\Delta u_{12} = -30,638 \text{ kJ/kg} ; l_{23} = p_2(v_3 - v_2) = 17,269 \text{ kJ/kg}.$$

$$l_{kt12} = -\Delta i_{12} = i_1 - i_2 =$$

$$l_{kt23} = 0.$$

CHƯƠNG 3

MỘT SỐ QUÁ TRÌNH KHÁC CỦA KHÍ VÀ HƠI

A - TÓM TẮT NỘI DUNG

1. **Tốc độ của dòng lưu động qua ống tăng tốc** : được tính theo : $\omega_2 = \sqrt{2l_{kt}}$, thay l_{kt} được các công thức :

$$\omega_2 = \sqrt{2(i_1 - i_2)} \text{ (m/s) (3-7a) với đơn vị của } i \text{ là J/kg.}$$

$$= 44,8 \sqrt{i_1 - i_2} \text{ (m/s) (3-7b) với đơn vị của } i \text{ là kJ/kg ;}$$

$$= \sqrt{2 \frac{k}{k-1} (p_1 v_1 - p_2 v_2)} = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[1 - \frac{p_2}{p_1}\right]^{\frac{k-1}{k}}} \text{ (m/s) (3-7c)}$$

Khi tỉ số áp suất giữa mặt cắt ra và vào ống tăng tốc :

$\frac{p_2}{p_1} = \beta = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}}$ thì tốc độ dòng bằng tốc độ âm thanh, có thể tính theo :

$$\omega_k = \sqrt{2 \frac{k}{k+1} p_1 v_1} \text{ , m/s} \quad (3-9)$$

hoặc

$$\omega_k = \sqrt{2(i_1 - i_k)} \text{ , m/s} \quad (3-9a)$$

i_k được xác định theo $p_k = \beta \cdot p_1$. Đây là trường hợp tốc độ ở cổ ống của ống tăng tốc hỗn hợp hoặc tốc độ của ra ống tăng tốc nhỏ

dẫn khi dòng phun vào môi trường có áp suất p_2 với $\frac{p_2}{p_1} \leq \beta$.

2. Lưu lượng của dòng lưu động qua ống tăng tốc : Lưu lượng của dòng qua tất cả mặt cắt của ống đều bằng nhau, có thể tính theo :

$$G = \frac{f \cdot \omega}{v} \text{ , kg/s} \quad (3-10a)$$

Thay giá trị của tốc độ ω và thể tích riêng của môi chất ở tiết diện khảo sát bất kì f , được :

$$G = \frac{f_2 \sqrt{2(i_1 - i_2)}}{v_2} \text{ , kg/s} \quad (3-10b)$$

hoặc

$$G = f_2 \sqrt{2 \frac{k}{(k-1)} \frac{p_1}{v_1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{2/k} - \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k+1)/k}\right]} \text{ , kg/s} \quad (3-10c)$$

Khi $\omega = a$ ($M = 1$) thay $p_2/p_1 = \beta$, được :

$$G = G_{\max} = f \sqrt{2 \frac{k}{k+1} \frac{P_1}{v_1} \left(\frac{2}{k+1}\right)^{2/(k-1)}} , \text{ kg/s} \quad (3-10d)$$

hoặc

$$G = G_{\max} = \frac{f \sqrt{2(i_1 - i_k)}}{v_k} , \text{ kg/s}$$

i_k, v_k xác định theo $p_k = \beta \cdot p_1$; 1 và 2 là trạng thái ở cửa vào và ra của ống tăng tốc.

3. Quá trình tiết lưu : là quá trình đoạn nhiệt không thuận nghịch. Qua quá trình tiết lưu, áp suất giảm, không sinh công, entanpi trước và sau khi tiết lưu bằng nhau, $i_1 = i_2$ còn sự thay đổi nhiệt độ tùy theo đặc tính và trạng thái của môi chất. Đối với khí lí tưởng, qua tiết lưu nhiệt độ không thay đổi. Đối với khí thực, nhiệt độ có thể tăng, giảm hoặc không đổi. Khí thực có nhiệt độ bằng nhiệt độ chuyển biến T_{cb1} hoặc T_{cb2} (với p rất nhỏ bằng khoảng 0,75 và 6,75 lần nhiệt độ tới hạn T_k . K), qua tiết lưu nhiệt độ không đổi ; nếu trước khi tiết lưu có nhiệt độ nằm ngoài hai nhiệt độ chuyển biến, qua tiết lưu nhiệt độ sẽ tăng lên ; nếu nằm giữa hai nhiệt độ chuyển biến, qua tiết lưu nhiệt độ giảm xuống, đây là trường hợp thường gặp. Với hơi ẩm, qua tiết lưu độ khô thường tăng lên ; với hơi quá nhiệt, thường thì nhiệt độ giảm nhưng độ quá nhiệt tăng lên.

4. Một số quá trình của không khí ẩm

a) Các thông số chính của không khí ẩm :

- Độ ẩm tuyệt đối : $\rho_h = \frac{G_h}{V}$ (3-15a).

- Độ ẩm tương đối :

$$\varphi = \frac{\rho_h}{\rho_{h\max}} = \frac{P_h}{P_{h\max}} \quad (3-15b,c).$$

- Độ chứa hơi

$$d = \frac{G_h}{G_k} = 0,622 \frac{P_h}{p - P_h} = 0,622 \frac{\varphi \cdot P_{h\max}}{p - \varphi P_{h\max}} , \text{ kg/kg} \quad (3-16a,c).$$

- Độ bão hòa :

$$\psi = \frac{d}{d_{\max}} \quad (3-16a)$$

- Entanpi của không khí ẩm : với không khí chưa bão hòa :

$$I = i_k + d_h i_h = 1,0048t + d_h(2500 + 1,93t) \text{ kJ/kgKKK} \quad (3-17b)$$

Với không khí quá bão hòa vừa có nước ngưng vừa có đá :

$$I = 1,0048t + d_{\max} (2500 + 1,93t)d_l (4,19t) + d_r (-335 + 2,1t) \text{ kJ/kg KKK (không khí khô).} \quad (3-17a)$$

b) *Lượng không khí* : Cần thiết để làm bốc hơi 1 kg ẩm trong vật ẩm :

$$\text{Lượng không khí khô đưa vào : } G_k = \frac{1}{d_3 - d_1} \text{ kgKKK/kg ẩm} \quad (3-20a).$$

Lượng không khí ẩm đưa vào :

$$G_1 = G_k (1 + d_1) \text{ kg/kg ẩm} \quad (3-20b)$$

$$\text{Lượng không khí ẩm thải ra : } G_3 = G_k(1 + d_3) \text{ kg/kg ẩm} \quad (3-20c)$$

c) *Nhiệt lượng cần thiết* : Nhiệt lượng cần thiết để đưa một lượng không khí ẩm có chứa 1 kg không khí khô từ trạng thái 1 đến trạng thái 2 (theo điều kiện áp suất, và do đó độ chứa hơi không đổi) :

$$q = I_2 - I_1 \text{ kJ/kg KKK.}$$

Nhiệt lượng cần thiết để làm bốc hơi 1 kg ẩm ở vật ẩm :

$$Q = G_k (I_2 - I_1) = \frac{I_2 - I_1}{d_3 - d_1}, \text{ kJ/kg ẩm} \quad (3-21)$$

5. Quá trình làm việc của máy nén

a) *Công của máy nén* : là công kỹ thuật, công tiêu thụ cho mỗi cấp :

$$l = l_{kt} = \frac{n}{n-1} (p_2 v_2 - p_1 v_1) = \frac{n}{n-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right], \text{ kJ/kg} \quad (3-22)$$

Tỷ số áp suất trong mỗi cấp bằng :

$$\frac{p_2}{p_1} = \sqrt[m]{\frac{p_c}{p_d}} \quad (3-24)$$

Công tiêu thụ cho máy nén m cấp bằng :

$$l_m = m.l_1 \quad (3-25)$$

b) Nhiệt thải ra trong mỗi quá trình nén bằng :

$$q_n = c_n(t_2 - t_1) \quad (3-23a)$$

Nếu là khí lý tưởng :

$$q_n = c_v \frac{n-k}{n-1} (t_2 - t_1) = c_v \frac{n-k}{n-1} T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right], \text{ kJ/kg} \quad (3-23b)$$

- Nhiệt thải ra để làm mát sau mỗi cấp nén bằng :

$$q_m = c_p(t_2 - t_1) \quad , \text{ kJ/kg} \quad (3-23c)$$

Nếu là khí lý tưởng :

$$q_m = c_p T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad , \text{ kJ/kg} \quad (3.23d)$$

6. Quá trình hỗn hợp khí. Xác định thông số sau khi hỗn hợp

a) Hỗn hợp trong thể tích đã cho, ta có : $U = \sum U_i$ (3-26a)

Với khí lý tưởng có : $G c_v T = \sum_{i=1}^n G_i c_{vi} T_i$

và
$$T = \frac{\sum g_i c_{vi} T_i}{\sum g_i c_{vi}} \quad (3-26b)$$

b) Nạp n dòng khí vào thể tích cố định V_1 , ta có :

$$U = U_1 + \sum T_i \quad (3-27a)$$

Với khí lý tưởng, có : $Gc_vT = G_1c_{v1}T_1 + \sum G_i.c_{pi}T_i$

$$\text{và : } T = \frac{g_1c_{v1}T_1 + \sum g_i.c_{pi}T_i}{\sum g_i.c_{vi}} \quad (3-27b)$$

$$c) \text{ Hồn hợp theo dòng ; ta có : } I = \sum I_i \quad (3-28a)$$

Với khí lý tưởng, có $G.c_pT = \sum G_i.c_{pi}T_i$

$$\text{và } T = \frac{\sum g_i.c_{pi}T_i}{\sum g_i.c_{pi}} \quad (3-28b)$$

Áp suất của hỗn hợp xác định theo phương trình trạng thái của hỗn hợp khí lý tưởng.

B - ĐỀ BÀI

3-1.* Khí ôxy có áp suất 60 bar, nhiệt độ 100°C lưu động qua ống tăng tốc nhỏ dần vào môi trường có áp suất 36 bar. Hãy xác định tốc độ và lưu lượng của dòng ôxy, cho biết diện tích mặt cắt của ra của ống bằng 20mm².

3-2. Một ống tăng tốc nhỏ dần có mặt cắt của ra 500mm², trước khi vào ống, không khí có áp suất 1000 kPa và nhiệt độ 360K. Thử xác định lưu lượng khối lượng của dòng trong hai trường hợp áp suất môi trường phun vào là 800 kPa và 300 kPa.

3-3.* Không khí có áp suất 10 bar, nhiệt độ 300°C lưu động qua ống tăng tốc hỗn hợp vào môi trường có áp suất 1 bar. Cho biết lưu lượng của dòng là 4kg/s, xác định tốc độ lưu động của không khí ra khỏi ống tăng tốc và các kích thước cơ bản của ống nếu chọn góc loe phần lớn dần bằng 10°.

3-4. Tìm tốc độ lưu động của không khí và kích thước cơ bản của ống tăng tốc hỗn hợp, nếu lưu lượng của dòng là 2,9kg/s, áp suất của nhiệt độ của không khí ở cửa vào là 8 bar và 127°C, áp suất của môi trường sau ống bằng 1 bar, góc loe phần lớn dần bằng 12°.

3-5.* Hơi nước có áp suất 30 bar, nhiệt độ 400°C, qua ống tăng tốc nhỏ dần phun vào môi trường có áp suất bằng 1 bar.

a) Biểu diễn quá trình lưu động trên đồ thị $i-s$;

b) Xác định trạng thái và tốc độ của hơi ra khỏi ống tăng tốc.

3-6. Hãy tính tốc độ và lưu lượng của hơi nước có áp suất 10 bar và nhiệt độ 300°C , qua ống tăng tốc nhỏ dần phun vào môi trường trong hai trường hợp :

a) có áp suất bằng 6 bar ;

b) có áp suất bằng 2 bar.

3-7.* Hơi nước có áp suất 16 bar và nhiệt độ 400°C lưu động qua ống tăng tốc hỗn hợp vào môi trường có áp suất 1 bar. Cho biết lưu lượng của hơi nước bằng 4,5 kg/s.

a) Biểu diễn quá trình lưu động trên đồ thị $i-s$;

b) Xác định mật cắt ở cổ ống và cửa ra của ống tăng tốc.

3-8. Hơi nước có áp suất 20 bar và nhiệt độ 400°C lưu động qua ống tăng tốc hỗn hợp vào môi trường có áp suất 2 bar. Cho biết lưu lượng của hơi bằng 4 kg/s.

a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $t-s$ và $i-s$;

b) Xác định kích thước các mặt cắt cơ bản và tốc độ của dòng ở các mặt cắt đó.

3-9.* Do trở lực (tiết lưu) mà áp suất dòng không khí từ 8 bar giảm xuống đến 6 bar. Hãy tính nhiệt độ cuối cùng và độ biến thiên entropi của không khí biết nhiệt độ ban đầu bằng 20°C .

3-10. Không khí có áp suất ban đầu 5 bar chảy qua van vào buồng đốt, do tiết lưu làm cho thể tích của nó tăng gấp đôi. Hãy xác định độ biến thiên nhiệt độ, áp suất và entropi của không khí.

3-11. Hơi nước từ áp suất 20 bar, độ khô 0,9 tiết lưu đến áp suất 8 bar.

a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $i-s$;

b) Xác định thông số trạng thái của hơi nước sau khi tiết lưu và nêu nhận xét về sự thay đổi thông số trạng thái.

3-12.* Hơi nước từ áp suất 16 bar và nhiệt độ 300°C tiết lưu đến áp suất 1,2 bar.

a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị $i-s$;

b) Tính và nhận xét về nhiệt độ và độ quá nhiệt của hơi nước qua quá trình tiết lưu.

3-13.* Có 100m^3 không khí ẩm ở áp suất 1 bar, nhiệt độ 35°C và độ ẩm tương đối bằng 70%. Hãy xác định bằng công thức và đồ thị :

- Độ chứa hơi của không khí ;
- Nhiệt độ đọng sương của không khí ;
- Khối lượng của không khí khô và của hơi nước ;
- Nếu không khí đó được làm mát đến 5°C trong điều kiện áp suất không đổi, hãy tính lượng hơi nước đã bị ngưng tụ.

3-14. Trong phòng có dung tích 60m^3 chứa không khí ẩm ở nhiệt độ 25°C , độ ẩm tương đối 75%, áp suất tổng bằng 980 mbars. Hãy xác định bằng tính toán và đồ thị :

- Phần áp suất của hơi nước và độ chứa hơi ;
- Khối lượng riêng và entanpi của không khí ;
- Khối lượng không khí có trong phòng.

3-15. Cho không khí ẩm có thông số như sau : áp suất tổng bằng 10^5N/m^2 ; nhiệt độ 15°C , phân áp suất của hơi nước 1270N/m^2 . Hãy xác định bằng tính toán và đồ thị :

- Độ ẩm tương đối, độ ẩm tuyệt đối ;
- Mật độ không khí khô, mật độ không khí ẩm ; hằng số chất khí ;
- Nhiệt độ đọng sương, độ chứa hơi và entanpi của không khí ẩm.

3-16. Cho biết trạng thái của không khí ẩm có nhiệt độ bằng 50°C và độ ẩm tương đối bằng 70%. Hãy xác định :

- Độ chứa hơi ; entanpi, phân áp suất của hơi nước, nhiệt độ đọng sương của không khí ở trạng thái đó ;
- Nếu đem gia nhiệt trong điều kiện áp suất không đổi đến 90°C thì cần bao nhiêu nhiệt ứng với 1kg không khí khô.

3-17.* Trong một thiết bị làm lạnh, không khí ẩm ở áp suất 10^5N/m^2 , nhiệt độ 4°C , độ ẩm tương đối bằng 80% có lưu lượng $100.000\text{ m}^3/\text{h}$ được làm lạnh đến 0°C . Hãy xác định nhiệt lượng cần thải ra và lượng hơi nước đã được ngưng tụ.

3-18. Cho không khí có nhiệt độ 15°C , độ chứa hơi bằng 8g/kg thổi qua lớp hút ẩm (thí dụ như silicaghen). Xác định nhiệt độ ra của không khí nếu biết độ chứa hơi lúc đó là 2 g/kg .

3-19. Người ta dùng không khí ở trạng thái đầu có nhiệt độ 20°C và độ ẩm tương đối 40% , đốt nóng đến 80°C rồi đưa vào buồng sấy, sau khi sấy nhiệt độ không khí giảm xuống bằng 35°C . Hãy xác định :

- Thông số của không khí sau khi sấy ;
- Lượng ẩm đã thoát ra từ vật sấy tương ứng với 1 kg không khí khô.
- Lượng không khí ẩm cần cung cấp và nhiệt lượng cần thiết để làm bốc hơi 1 kg ẩm của vật sấy.

3-20.* Dem hỗn hợp hai dòng không khí, dòng thứ nhất có khối lượng là 10000kg , nhiệt độ 20°C , độ ẩm tương đối 60% ; dòng thứ hai có khối lượng 30000kg , nhiệt độ 50°C , độ ẩm tương đối 50% . Xác định thông số của không khí sau khi hỗn hợp.

3-21.* Cho một máy nén lí tưởng một cấp làm việc như sau : không khí có áp suất 1 bar , nhiệt độ 27°C được hút vào dây xylanh có lưu lượng là $100\text{ m}^3/\text{h}$, sau đó nén với quá trình đa biến có $n = 1,2$ đến áp suất 8 bar , rồi thải toàn bộ vào bình chứa.

a) Biểu diễn các quá trình làm việc trên đồ thị p - V và xác định công suất lí tưởng của máy nén.

b) Tính lượng nước cần để làm mát không khí trong quá trình nén, cho biết nhiệt dung riêng của không khí là hằng số, của nước bằng $4,18\text{kJ/kg}\cdot^{\circ}\text{C}$ và nhiệt độ nước làm mát tăng lên 11°C .

3-22.* Một máy nén ôxy kiểu pittông có đường kính xylanh là 120mm , chiều dài của xylanh 250mm , hành trình của pittông là 240mm , mỗi phút trục máy nén quay 240 vòng, quá trình nén coi như là đoạn nhiệt, áp suất sau khi nén bằng 7 lần áp suất ban đầu. Biết trạng thái ban đầu của không khí có áp suất $0,98\text{ bar}$, nhiệt độ 20°C , hiệu suất của máy nén bằng $0,7$. Hãy tính công suất thực tế của máy nén bằng bao nhiêu ?

3-23.* Hỗn hợp một bình $5\text{m}^3 \text{O}_2$ ở áp suất 3 bar, nhiệt độ 47°C với một bình $0,6\text{m}^3 \text{CO}_2$ ở áp suất 12 bar, nhiệt độ 127°C . Xác định thông số trạng thái của hỗn hợp.

3-24.* Một dòng không khí có khối lượng 10 kg ở nhiệt độ 127°C , được nạp vào một bình có thể tích 10m^3 chứa sẵn không khí ở áp suất 1 bar và nhiệt độ 27°C . Hãy xác định thông số trạng thái của hỗn hợp.

3-25.* Dòng khí O_2 có lưu lượng 20 kg/s , nhiệt độ 47°C hỗn hợp với dòng khí N_2 có lưu lượng 300 kg/phút , nhiệt độ 147°C . Hãy xác định nhiệt độ của hỗn hợp.

C - ĐÁP SỐ VÀ HƯỚNG DẪN

3-1. DS : $\omega_2 = 304 \text{ m/s}$; $G = 0,25 \text{ kg/s}$.

HD : Với tỉ số áp suất $\frac{p_2}{p_1} = \frac{36}{60} = 0,6 > \beta = 0,528$, áp suất ở cửa ra của ống bằng áp suất của môi trường, nên thay trực tiếp vào được :

$$\begin{aligned}\omega_2 &= \sqrt{2 \frac{k}{k-1} RT_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(k-1)/k} \right]} = \\ &= \sqrt{2 \frac{1,4}{1,4-1} \cdot \frac{8314}{32} \cdot 373 \left[1 - \left(\frac{36}{60} \right)^{0,286} \right]} = 304 \text{ m/s}.\end{aligned}$$

$$G = f_2 \sqrt{2 \left(\frac{k}{k-1} \right) \frac{p_1}{v_1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{2/k} - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(k+1)/k} \right]} ;$$

$$\text{Thay } v_1 = \frac{RT_1}{p_1} = 0,01647 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

$$\begin{aligned}G &= 20 \times 10^{-6} \sqrt{2 \frac{1,4}{1,4-1} \frac{60 \times 10^5}{0,01647} \left[\left(\frac{36}{60} \right)^{2/1,4} - \left(\frac{36}{60} \right)^{(1,4+1)/1,4} \right]} = \\ &= 0,25 \text{ kg/s}.\end{aligned}$$

3-2. DS : $G = 0,87 \text{ kg/s}$; $G = G_{\max} = 1,065 \text{ kg/s}$.

3-3. DS : $\omega_2 = 746 \text{ m/s}$; $f_{\min} = 0,00241 \text{ m}^2$; $d_{\min} = 5,5 \text{ cm}$.

$f_2 = 0,0046 \text{ m}^2$; $d_2 = 7,7 \text{ cm}$; $l = 12,6 \text{ cm}$.

HD : Áp suất và tốc độ của dòng ở cổ ống là tới hạn, tính được

$$p_k = \beta p_1 = 0,528 \text{ bar và } \omega_k = \sqrt{2 \frac{k}{k+1} p_1 v_1} = 438 \text{ m/s.}$$

Diện tích ở cổ ống là nhỏ nhất, được tính theo :

$$f_{\min} = \frac{G}{\sqrt{2 \frac{k}{k+1} \cdot \frac{p_1}{v_1} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{2/(k-1)}}} = \frac{G}{0,686 \sqrt{p_1 / v_1}} ;$$

trong đó : $v_1 = \frac{RT_1}{p_1},$

thay vào được $v_1 = 0,168 \text{ m/s}$. Thay tất cả các đại lượng, tính được $f_{\min} = 0,00241 \text{ m}^2$ và đường kính $d_{\min} = 5,5 \text{ cm}$.

Tốc độ của dòng khí ra khỏi ống, thay trực tiếp vào công thức ;

$$\omega_2 = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(k-1)/k} \right]} = 746 \text{ m/s.}$$

Mật cắt ra được tính theo : $f_2 = f_{\min} \cdot \frac{\omega_k}{\omega_2} \cdot \frac{v_2}{v_k},$

thay $v_k = v_1 \left(\frac{p_1}{p_k} \right)^{1/k} = 0,264 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_2 = v_1 \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{1/k} = 0,86 \text{ m}^3/\text{kg}$;

được :

$$f_2 = 0,0046 \text{ m}^2 \text{ và } d_2 = 7,7 \text{ cm.}$$

Chiều dài đoạn loe dần : $l = \frac{d_2 - d_{\min}}{2 \tan \frac{\alpha}{2}} = 12,6 \text{ cm.}$

3-4. DS : $d_{\min} = 48 \text{ mm}$; $d_2 = 63 \text{ mm}$; $l = 70 \text{ mm}$;
 $\omega_2 = 600 \text{ m/s.}$

3-5. DS : b) $t_1 = 400^\circ\text{C}$; $p_1 = 30 \text{ bar}$; $i = 3229 \text{ kJ/kg}$;

$v_1 = 0,09929 \text{ m}^3/\text{kg}$; $s_1 = 6,9160 \text{ kJ/kg.độ}$.

$t_2 = 203^\circ\text{C}$; $p_2 = p_k = 16,5 \text{ bar}$;

$s_2 = 6,9160 \text{ kJ/kg.độ}$.

$i_2 = 3070 \text{ kJ/kg}$; $v_2 = 0,16 \text{ m}^3/\text{kg}$.

$\omega_2 = 565 \text{ m/s}$.

HD : a) 1 là giao điểm của

$p_1 = 30 \text{ bar}$;

$t_1 = 400^\circ\text{C}$. Vì $\frac{p'_2}{p_1} = \frac{1}{30} < \beta$,

nên 2 là giao điểm của $p_2 = p_k = \beta p_1 = 0,55 \times 30 = 16,5 \text{ bar}$ và $s_2 = s_1$.

b) Trên đồ thị i - s thấy 1 là hơi quá nhiệt, trong bảng cho $v_1 = 0,09929 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_1 = 3229 \text{ kJ/kg}$; $s_1 = 6,916 \text{ kJ/kg.độ}$.

$s_2 = s_1 = 6,916 \text{ kJ/kg.độ}$; $p_2 = p_k = 16,5 \text{ bar}$

có $s''_2 = 6,411 \text{ kJ/kg.độ}$.

$s_2 > s''_2$ là hơi quá nhiệt, trên bảng hoặc đồ thị thấy

$i_2 = 3070 \text{ kJ/kg}$; $v_2 = 0,16 \text{ m}^3/\text{kg}$.

$\omega_2 = \omega_k = \sqrt{2(i_1 - i_k)} = \sqrt{2 \times 10^3(3229 - 3070)} \text{ m/s} = 565 \text{ m/s}$.

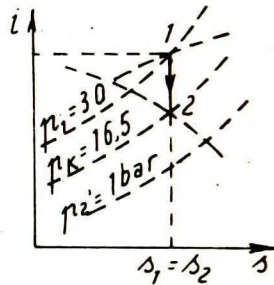
3-6. DS : a) $\omega_2 = 500 \text{ m/s}$; $G = 3,8 \text{ kg/s}$.

b) $\omega_2 = \omega_k = 540 \text{ m/s}$; $G = G_{\max} = 3,9 \text{ kg/s}$.

3-7. DS : b) $f_{\min} = 23 \text{ cm}^2$; $f_2 = 68 \text{ cm}^2$.

HD : a) 1 là giao điểm của $p_1 = 16 \text{ bar}$ và $t_1 = 400^\circ\text{C}$; 2 là giao điểm của $p_2 = 1 \text{ bar}$ và $s_2 = s_1$; k là giao điểm của $p_k = \beta p_1 = 8,8 \text{ bar}$ và $s_k = s_1 = 7,233$

b) $f_{\min} = \frac{G \cdot v_k}{\omega_k} = \frac{G \cdot v_k}{\sqrt{2(i_1 - i_k)}}$



Hình 3-5

trong đó : $G = 4,5 \text{ kg/s}$; $v_k = 0,30 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_k = 3080 \text{ kJ/kg}$;
 $i_1 = 3253 \text{ kJ/kg}$.

$$f_{\min} = \frac{4,5 \times 0,30}{\sqrt{2(3253000 - 3080.000)}} = 0,0023 \text{ m}^2 = 23 \text{ cm}^2.$$

$$f_2 = \frac{G \cdot v_2}{\omega_2}. \text{ Thay } v_2 = 1,69 \text{ m}^3/\text{kg} ; i_2 = 2630 \text{ kJ/kg}.$$

được :
$$f_2 = \frac{4,5 \times 1,69}{\sqrt{2 \times 10^3(3253 - 2630)}} = 68 \text{ cm}^2.$$

3-8. DS : $f_{\min} = 16 \text{ cm}^2$; $f_2 = 36 \text{ cm}^2$.

$$\omega_k = 580 \text{ m/s} ; \omega_2 = 1050 \text{ m/s}.$$

3-9. DS : $t_2 = 20^\circ\text{C}$; $\Delta s = 82,6 \text{ kJ/kg.độ}$.

HD : Entanpi của môi chất trước và sau khi tiết lưu bằng nhau,
 $\Delta i = i_2 - i_1 = 0$, và không khí có thể coi là khí lí tưởng nên
 $\Delta t = t_2 - t_1 = 0$, do đó $t_2 = t_1 = 20^\circ\text{C}$.

Độ biến thiên entropi

$$\Delta s = c_p \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{p_2}{p_1} = c_p \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{p_1}{p_2}.$$

Thay số vào được $\Delta s = 287 \ln \frac{8}{6} = 82,6 \text{ kJ/kg.độ}$.

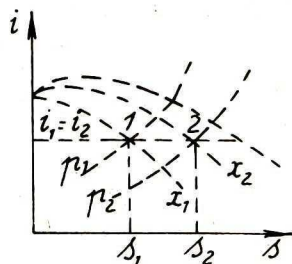
3-10. DS : $\Delta t = 0$; $\Delta p = -2,5 \text{ bar}$;

$$\Delta s = 0,2 \text{ kJ/kg.độ}.$$

3-11. DS : $p_2 = 8 \text{ bar}$; $t_2 = 170^\circ\text{C}$;

$$x_2 = 0,93 ; i_2 = i_1 = 2610 \text{ kJ/kg}.$$

Nhận xét : i không đổi ; áp suất giảm từ 20 bar đến 8 bar ; nhiệt độ giảm từ $212,37^\circ\text{C}$ xuống đến 170°C ; còn x tăng từ 0,9 đến 0,93.



Hình 3-11

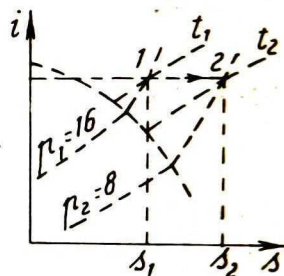
3-12. DS : b) $p_1 = 16 \text{ bar}$; $t_1 = 300^\circ\text{C}$; $i_1 = 3030 \text{ kJ/kg}$; độ quá nhiệt $98,64^\circ\text{C}$; $p_2 = 1,2 \text{ bar}$; $t_2 = 280^\circ\text{C}$; $i_2 = 3030 \text{ kJ/kg}$; độ quá nhiệt bằng $175,19^\circ\text{C}$. Nhận xét : i không đổi, p giảm, t giảm, còn độ quá nhiệt tăng.

HD : a) (1) là giao điểm của $p_1 = 16 \text{ bar}$ và $t_1 = 300^\circ\text{C}$; (2) là giao điểm của $i_2 = i_1$ và $p_2 = 1,2 \text{ bar}$.

b) Từ giao điểm (1), qua bảng hoặc đồ thị đều tìm được $i_1 = 3030 \text{ kJ/kg}$; độ quá nhiệt của (1) ;

$\Delta t_1 = 300 - 201,36 = 98,64^\circ\text{C}$
($201,36^\circ\text{C}$ là nhiệt độ bão hòa của hơi nước ở áp suất 16 bar).

Từ giao điểm (2) tìm được $i_2 = i_1 = 3030 \text{ kJ/kg}$; $t_2 = 280^\circ\text{C}$; $p_2 = 1,2 \text{ bar}$, tương ứng có nhiệt độ bão hòa bằng $104,81^\circ\text{C}$, nên độ quá nhiệt bằng $280 - 104,81 = 175,19^\circ\text{C}$.



Hình 3-12

Nhận xét : i không đổi ; áp suất giảm nhiệt độ giảm, còn độ quá nhiệt tăng lên.

3-13. DS : a) $d = 25,5 \text{ g/kg}$; b) $t_s = 29^\circ\text{C}$;

c) $G_k = 109 \text{ kg}$ không khí khô ; $G_h = 2,78 \text{ kg}$ hơi nước.

d) $G_n = 2,18 \text{ kg}$.

HD : Có thể bằng phương pháp tính toán theo các công thức đã học, nếu dùng đồ thị $I-d$ phải có đồ thị với áp suất khí quyển là 1 bar , cũng có thể dùng tạm đồ thị trong phụ lục với áp suất khí quyển là 745 mmHg . Trạng thái cần tìm là giao điểm của $t_1 = 35^\circ\text{C}$ và $\varphi_1 = 70\%$.

a) Từ giao điểm 1, giống xuống trục hoành được $d_1 = 25,5 \text{ g/kg}$; hoặc tính theo công thức :

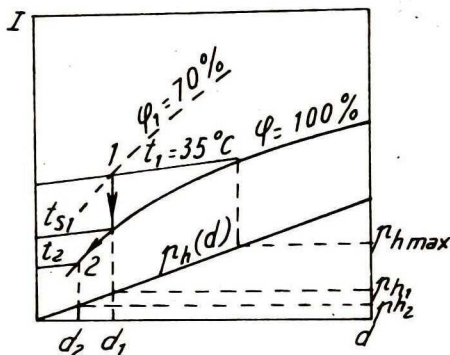
$$d_1 = 622 \frac{p_h}{p - p_h} = 622 \frac{\varphi P_{h\max}}{p - \varphi P_{h\max}}$$

Thay số được :

$$d_1 = 622 \frac{0,7.0,05622}{1 - 0,7.0,05622} = 25,5 \text{ g/kg.}$$

(0,05622 là áp suất bão hòa của hơi nước ứng với nhiệt độ 35°C của không khí).

b) Nhiệt độ đọng sương t_s là giao điểm của đường $d_1 = 25,5$ g/kg với đường $\varphi = 100\%$, trên đồ thị I-d được $t_2 = 29^\circ\text{C}$. Đó cũng chính là nhiệt độ bão hòa ứng với phân áp suất của hơi nước trong không khí $p_h = \varphi P_{h\max} = 0,7 \times 0,05622 = 0,0394$ bar, dùng đồ thị i-s.



Hình 3-13

hoặc bảng hơi nước bão hòa, được $t_s = 29^\circ\text{C}$.

$$c) G_k = \frac{P_k \cdot V}{R_k \cdot T} = \frac{(1,0 - 0,0394)10^5 \times 100}{287 \times 308} = 109 \text{ kg không}$$

khí khô.

$$G_h = G_k \cdot d = 109 \times \frac{25,5}{1000} = 2,78 \text{ kg hơi nước.}$$

d) Nếu không khí được làm mát, ban đầu d không đổi, đến nhiệt độ đọng sương (29°C), biến thành không khí bão hòa, tiếp tục làm mát thì hơi nước được ngưng lại và tách ra, không khí vẫn giữ là không khí bão hòa, quá trình tiến hành theo đường $\varphi = 100\%$ cho đến $t = 5^\circ\text{C}$; trên đồ thị I-d tìm được $d_2 = 5,5$ g/kg và $p_h = 0,872$ kPa. Cũng có thể dùng đồ thị I-s, hoặc bảng hơi nước bão hòa, theo $t_s = 5^\circ\text{C}$ tìm được $p_s = 0,008719$ bar ;

thay vào được $d_2 = 622 \frac{0,872}{100 - 0,872} = 5,5$ g/kg. Như vậy lượng nước ngưng :

$$G_n = G_k(d_1 - d_2) = 109 \frac{25,5 - 5,5}{1000} = 2,18 \text{ kg.}$$

3-14. DS : a) $P_h = 23,75 \text{ mbar}$; $d = 15,45 \text{ g/kg}$

b) $\rho_h = 1,135 \text{ kg/cm}^3$; $I = 4312 \text{ kJ}$.

c) $G = 68 \text{ kg}$.

3-15. DS : $\varphi = 0,75$; $\rho_h = 0,0096 \text{ kg/m}^3$;

$\rho_k = 1,2 \text{ kg/m}^3$; $\rho = 1,2096 \text{ kg/m}^3$; $R = 287 \text{ J/kg. độ}$.

$t_o = 10,5^\circ\text{C}$; $d = 7,98 \text{ g/kg}$; $I = 35 \text{ kJ/kg}$.

3-16. DS : a) $d = 60 \text{ g/kg}$; $I = 200 \text{ kJ/kg}$; $p_h = 65 \text{ mmHg}$;

$t_s = 42^\circ\text{C}$; b) $q = 42 \text{ kJ/kg}$.

3-17. DS. $Q = -160 \text{ kW}$:

$$G_h = 0,00867 \text{ kg/s} \approx 31 \text{ kg/h}.$$

$$\text{HD : } Q = G_k(I_2 - I_1) ;$$

$$\text{trong đó : } G_k = \frac{P_k \cdot V}{R_k T_k} ; P_k = P - P_{h1} ;$$

$$P_{h1} = \varphi_1 P_{1\max} = 0,8 \times 820 = 650 \text{ N/m}^2 ;$$

thay vào được

$$G_k = \frac{10^5 - 650 \cdot 100.000}{\frac{8314}{29} (4 + 273)} = 125.000 \text{ kg/h} = 34,7 \text{ kg/s}.$$

$$I_1 = i_{k1} + d_1 i_{h1} = 1 \cdot t_1 + (2500 + 2t_1) \cdot d_1 \text{ mà } d_1 = 0,622 \frac{P_{h1}}{P - P_{h1}}$$

$$d_1 = 0,00408 \text{ kg/kg} ; t_1 = 4^\circ\text{C}.$$

thay vào được :

$$I_1 = 4 + (2500 + 2 \times 4) \times 0,00408 = 14,2 \text{ kJ/kg}.$$

Cũng theo cách tính tương tự, được $d_2 = 0,00383 \text{ kg/kg}$ và $I_2 = 9,57 \text{ kJ/kg}$.

Cuối cùng, thay vào được $Q = 34,7(9,57 - 14,2) = -160 \text{ kW}$.

Lượng hơi nước đã ngưng tụ :

$$G_h = G_k(d_1 - d_2) = 34,7(0,00408 - 0,00383) = 0,00867 \text{ kg/s} \\ = 31 \text{ kg/h.}$$

3-18. ĐS. $t_2 = 31^\circ\text{C}$.

3-19. ĐS. $d_3 = 24 \text{ g/kg}$; $\varphi_3 = 65\%$; $I_3 = 96 \text{ kJ/kg}$;

$$G_h = 18 \text{ g/kg} ;$$

$$G_k = 56 \text{ kg/kg} ; q = 3400 \text{ kJ/kg.}$$

3-20. ĐS. $d = 0,0338 \text{ kg/kg}$; $I = 130 \text{ kJ/kg}$.

$$t = 42,5^\circ\text{C}, \varphi = 60\%.$$

HD : Có thể dùng đồ thị I-d hoặc tính toán theo các công thức đã dùng ở các bài trước, được :

Đối với loại không khí thứ nhất có : $t_1 = 20^\circ\text{C}$, $\varphi_1 = 60\%$;

$$d_1 = 0,009 \text{ kg/kg} ; I_1 = 41,87 \text{ kJ/kg} ; G_1 = 10.000 \text{ kg} ;$$

Đối với loại không khí thứ hai có : $t_2 = 50^\circ\text{C}$; $\varphi_2 = 50\%$;

$$d_2 = 0,042 \text{ kg/kg} ; I_2 = 159 \text{ kJ/kg} ; G_2 = 30.000 \text{ kg.}$$

Tỷ lệ hỗn hợp là $a = \frac{G_2}{G_1} = \frac{30.000}{10.000} = 3$, nên tính được đối với

hỗn hợp :

$$d = \frac{d_1 + ad_2}{1 + a} = \frac{0,009 + 3 \times 0,042}{1 + 3} = 0,0338 \text{ kg/kg} = 33,8 \text{ g/kg.}$$

$$I = \frac{I_1 + aI_2}{1 + a} = \frac{41,87 + 3 \times 159}{1 + 3} = 130 \text{ kJ/kg.}$$

3-21. ĐS. a) $N = 6,78 \text{ kW}$.

b) $G_n = 187 \text{ lít/h}$.

HD. a) Chú ý đây là đồ thị chỉ thị, biểu thị quan hệ giữa áp suất và thể tích trong xy lanh, không phải là đồ thị p-v biểu thị trạng thái của môi chất. Quá trình nạp 0-1 là quá trình thay đổi

khối lượng từ 0 đến một khối lượng không khí trong xilanh, thường lấy bằng 1kg. Công do lực của không khí đẩy pittông từ 0 đến 1 khi nạp bằng : $l_{\text{nạp}} = l_{01} = p_1 \cdot F \cdot l_1 = p_1 v_1 = S4016_{(+)}$ trên p-V.

Công nén không khí :

$$l_{\text{nén}} = \int_{v_1}^{v_2} p dv = S 1256_{(-)}$$

là công thay đổi thể tích của 1kg.

Công thải của quá trình 23 cũng là công thay đổi khối lượng còn trạng thái không thay đổi được tính theo :

$$l_{\text{th}} = -p_2 v_2 = S 4325_{(-)}$$

Công sinh ra khi tạo nên 1 kg không khí nén :

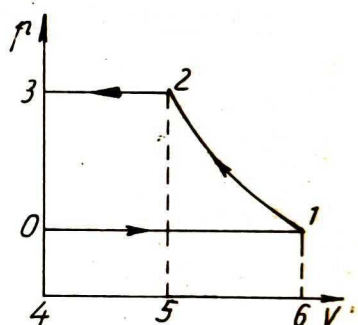
$$\begin{aligned} l &= l_{\text{nạp}} + l_{\text{nén}} + l_{\text{th}} = p_1 v_1 - p_2 v_2 + \int_{v_1}^{v_2} p dv = \\ &= \int_{v_1}^{v_2} d(pv) + \int_{v_1}^{v_2} p dv = \\ &= \int_1^2 [-d(pv) + p dv] = - \int_1^2 v dp \end{aligned}$$

Theo công thức trên, công tính ra là âm, nên nhiều tài liệu quy định dấu ngược lại lấy công bên ngoài cung cấp là dương và được :

$$l = \int_{p_1}^{p_2} v dp = \frac{n}{n-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \text{ kJ/kg.}$$

Công lí thuyết do máy nén tiêu thụ trong 1 giờ bằng :

$$\begin{aligned} L &= \frac{n}{n-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] = \frac{1,2}{1,2-1} \times 1 \times 10^5 \times 100 [8^{(0,2/1,2)} - 1] \\ &= 2,44 \cdot 10^7 \text{ J/h} \end{aligned}$$



Hình 3-21

Công suất lí thuyết của máy nén :

$$N = \frac{L}{3600} = \frac{2,44 \times 10^7 \times 10^{-3}}{3600} = 6,78 \text{ kW.}$$

b) Nhiệt lượng không khí thải ra trong quá trình nén đa biến :

$Q_k = G_k \cdot C_v \frac{n-k}{n-1} (t_2 - t_1)$ bằng nhiệt lượng nước làm mát nhận được :

$$Q_n = G_n C \Delta t \rightarrow G_n = \frac{Q_n}{C \cdot \Delta t} = \frac{Q_k}{C \cdot \Delta t}$$

Nhiệt độ không khí sau quá trình đa biến : $T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}}$

$$T_2 = (27 + 273) \cdot 8^{0,2/1,2} = 424\text{K} = 151^\circ\text{C.}$$

$$G_k = \frac{p_1 V_1}{RT_1} = \frac{1 \times 10^5 \times 100}{287 \times 300} = 114 \text{ kg/h.}$$

$$Q_k = 114 \frac{20,93}{29} \times \frac{1,2 - 1,4}{1,2 - 1} (151 - 27) \\ = -1,02 \times 10^4 \text{ kJ/h.}$$

$$G_n = \frac{Q_n}{C \cdot \Delta t} = \frac{Q_k}{C \cdot \Delta t} = \frac{1,02 \times 10^4}{4,18 \times 13} = 187 \text{ kg/h} = 187 \text{ lít/h.}$$

3-22. ĐS : $N_l = 3,474 \text{ kW}$;

HD : Công suất thực tế :

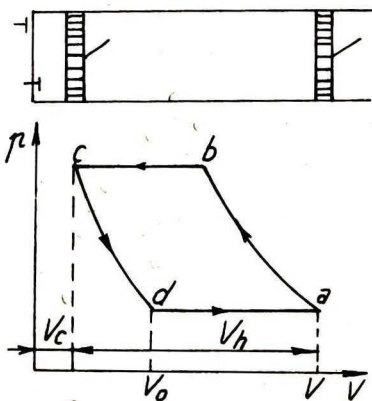
$$N_l = \frac{N}{\eta}$$

Trong đó hiệu suất của máy nén $\eta = 0,7$.

Công suất lí thuyết $N = G_k \cdot l$.

Lưu lượng không khí nạp vào

$$G_k = \frac{p_1 (V - V_o) n}{RT_1 60}$$



Hình 3-22

$$V_o = V_c \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{1/k} = (V - V_h) \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{1/k} = \frac{\pi d^2}{4} (h_x - h) \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{1/k}$$

Thay số được $V = 0,00282 \text{ m}^3$ và $V_o = 0,00044 \text{ m}^3$.

n là số vòng quay trong 1 phút bằng 240 v/phút

$$l = \frac{k}{k-1} RT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

Cuối cùng được :

$$\begin{aligned} N_l &= p_1(V - V_o) \left(\frac{n}{60} \right) \left(\frac{1}{\eta} \right) \left(\frac{k}{k-1} \right) \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] = \\ &= 0,98 \times 10^5 (0,00282 - 0,00044) \times \frac{240}{60 \times 0,7} \times \frac{1,4}{1,4-1} \times \\ &\quad \times \left[7^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] = 3474 \text{ W} = 3,474 \text{ kW}. \end{aligned}$$

3-23. DS: $T = 348\text{K} = 75^\circ\text{C}$; $p = 4,1 \text{ bar}$.

HD : Đây là hỗn hợp trong thể tích đã cho, ta có nhiệt độ của hỗn hợp :

$$T = \frac{\sum g_i c_{vi} T_i}{\sum g_i c_{vi}}$$

Thay : $g_{O_2} = \frac{G_{O_2}}{G_{O_2} + G_{CO_2}}$ và $g_{CO_2} = \frac{G_{CO_2}}{G_{O_2} + G_{CO_2}}$, trong đó

$$G_{O_2} = \frac{3 \times 10^5 \times 5 \times 32}{8314(47 + 273)} = 18 \text{ kg}; \quad G_{CO_2} = \frac{12 \times 10^5 \times 0,6 \times 44}{8314(127 + 273)} = 9,5 \text{ kg}$$

$$g_{O_2} = \frac{18}{18 + 9,5} = 0,655; \quad g_{CO_2} = \frac{9,5}{18 + 9,5} = 0,345$$

$$C_{vO_2} = \frac{20,9}{32} = 0,653 \text{ kJ/kg.K}; \quad C_{vCO_2} = \frac{29,3}{44} = 0,665 \text{ kJ/kg.K};$$

Ta được :

$$T = \frac{0,655 \times 0,653 \times 320 + 0,345 \times 0,665 \times 400}{0,655 \times 0,653 + 0,345 \times 0,665} = 348 \text{ K} = 75^\circ\text{C}$$

Áp suất tính theo : $p = \frac{GRT}{V}$, trong đó :

$$G = G_{O_2} + G_{CO_2} = 18 + 9,5 = 27,5 \text{ kg}; \quad V = V_{O_2} + V_{CO_2} = 5 + 0,6 = 5,6 \text{ m}^3;$$

$$R = g_{O_2} R_{O_2} + g_{CO_2} R_{CO_2} = 0,655 \frac{8314}{32} + 0,345 \frac{8314}{44} = 235,4 \text{ J/kg.K}$$

$$\text{Thay vào được : } p = \frac{27,5 \times 235,4 \times 348}{5,6} = 409596 \text{ N/m}^2 = 4,1 \text{ bar}$$

3-24. ĐS : $T = 419,6 \text{ K} = 146,6^\circ\text{C}$; $p = 2,6 \text{ bar}$.

HD : Đây là dòng khí nạp vào thể tích cố định, ta có nhiệt độ của hỗn hợp :

$$T = \frac{g_1 c_{v1} T_1 + g_2 c_{p2} T_2}{g_1 c_{v1} + g_2 c_{v2}}$$

Vì đều là không khí, nên

ta có : $c_{v1} = c_{v2}$; và $c_{p2} = k c_{v1}$, do đó: $T = g_1 T_1 + k g_2 T_2$.

$$\text{trong đó : } g_1 = \frac{G_1}{G_1 + G_2} \quad \text{và} \quad g_2 = 1 - g_1,$$

$$\text{mà} \quad G_1 = \frac{p_1 V_1}{RT_1} = \frac{1.10^5 \times 10 \times 29}{8314(27 + 273)} = 11,6 \text{ kg}$$

$$\text{cho nên} \quad g_1 = \frac{11,6}{11,6 + 10} = 0,54 \quad \text{và} \quad g_2 = 1 - 0,54 = 0,46.$$

Cuối cùng $T = 0,54(27 + 273) + 0,46(127 + 273) = 419,6\text{K} = 146,6^\circ\text{C}$.

Áp suất của hỗn hợp :

$$p = \frac{GRT}{V} = \frac{(11,6+10)8314 \times 419,6}{29 \times 10} = 2,6 \times 10^5 \text{N/m}^2 = 2,6 \text{ bar}.$$

3-25: DS : $T = 342\text{K} = 69^\circ\text{C}$;

HD : Đây là hỗn hợp theo dòng, nhiệt độ của hỗn hợp bằng :

$$T = \frac{g_{\text{O}_2} \cdot c_{p\text{O}_2} \cdot T_{\text{O}_2} + g_{\text{N}_2} \cdot c_{p\text{N}_2} \cdot T_{\text{N}_2}}{g_{\text{O}_2} c_{p\text{O}_2} + g_{\text{N}_2} c_{p\text{N}_2}}$$

trong đó :

$$g_{\text{O}_2} = \frac{G_{\text{O}_2}}{G_{\text{O}_2} + G_{\text{N}_2}} = \frac{20}{20 + \frac{300}{60}} = 0,8; \quad g_{\text{N}_2} = 1 - 0,8 = 0,2$$

$$c_{p\text{O}_2} = \frac{29,3}{32} \text{ kJ/kg.K}; \quad c_{p\text{N}_2} = \frac{29,3}{28} \text{ kJ/kg.K}$$

Cuối cùng :

$$T = \frac{0,8 \times \frac{29,3}{32} (47 + 273) + 0,2 \frac{29,3}{28} (147 + 273)}{0,8 \frac{29,3}{32} + 0,2 \frac{29,3}{28}} = 342\text{K} = 69^\circ\text{C}.$$

CHƯƠNG 4 VÀ CHƯƠNG 5

ĐỊNH LUẬT NHIỆT THỨ HAI VÀ CÁC CHU TRÌNH

A – TÓM TẮT NỘI DUNG

Định luật nhiệt thứ hai xác định điều kiện, chiều hướng và mức độ chuyển hóa năng lượng. Để chuyển hóa nhiệt năng thành cơ năng hoặc điện năng một cách liên tục, người ta dùng chu trình thuận chiều, nhưng mức độ chuyển hóa đó tối đa bằng hiệu suất nhiệt của chu trình Cacnô thuận chiều thuận nghịch :

$$\eta_{TC} = 1 - \frac{T_2}{T_1}$$

1. Chu trình Cacnô thuận chiều thuận nghịch

Để đánh giá hiệu quả chuyển hóa năng lượng của chu trình thuận chiều, thường dùng hiệu suất nhiệt với định nghĩa :

$$\eta_T = \frac{l}{q_1} = \frac{l_{kt}}{q_1} = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} \quad (4-1)$$

q_1 - tổng nhiệt lượng đưa vào cho môi chất trong các quá trình cấp nhiệt của chu trình, có thể biểu thị bằng tổng diện tích phía dưới đường cấp nhiệt trên đồ thị T-s.

q_2 - tổng nhiệt lượng môi chất nhả ra trong các quá trình nhả nhiệt của chu trình, có thể biểu thị bằng tổng diện tích phía dưới đường nhả nhiệt trên đồ thị T-s.

l - tổng công dân nở của tất cả các quá trình trong chu trình, biểu diễn bằng diện tích giới hạn bởi chu trình trên đồ thị p - v, cũng bằng diện tích giới hạn bởi chu trình trên đồ thị T-s, vì trong chu trình có $l = q_1 - |q_2|$.

l_{kt} - tổng công kĩ thuật của tất cả các quá trình trong chu trình, cũng bằng tổng công dân nở trong chu trình.

Với chu trình Cacnô thuận chiều thuận nghịch ta chứng minh được :

$$\eta_{TC} = \frac{T_1 - T_2}{T_1} = 1 - \frac{T_2}{T_1} \quad (4-3)$$

Nó là giới hạn của các chu trình thuận cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt.

2. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích : gồm 2 quá trình đoạn nhiệt và 2 quá trình đẳng tích tiến hành xen kẽ nhau. Chứng minh được.

$$\text{Nhiệt lượng cấp vào : } q_1 = c_v \cdot T_a \cdot \varepsilon^{k-1} (\lambda - 1) \quad (5-1a)$$

$$\text{Nhiệt lượng nhả ra : } |q_2| = c_v T_a (\lambda - 1) \quad (5-1b)$$

$$\begin{aligned} \text{Công trong chu trình : } l &= l_{kt} = q_1 - |q_2| \\ &= c_v T_a (\lambda - 1)(\varepsilon^{k-1} - 1) ; \end{aligned} \quad (5-1c)$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình :

$$\eta_T = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \quad (5-1d)$$

$$\text{Trong đó : tỉ số nén } \varepsilon = \frac{v_a}{v_b} ; \text{ tỉ số tăng áp khi cấp nhiệt } \lambda = \frac{p_c}{p_b}$$

3. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp : thay quá trình cấp nhiệt đẳng tích của chu trình trên bằng quá trình cấp nhiệt đẳng áp.

$$\text{Nhiệt lượng cấp vào } q_1 = c_p \cdot T_a \cdot \varepsilon^{k-1} (\rho - 1) \quad (5-2a)$$

$$\text{Nhiệt lượng nhả ra : } |q_2| = c_v \cdot T_a \cdot (\rho^k - 1) \quad (5-2b).$$

$$\text{Công trong chu trình : } l = l_{kt} = q_1 - |q_2|.$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình :

$$\eta_l = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \frac{\rho^k - 1}{k(\rho - 1)} \quad (5-2d)$$

$$\text{trong đó : hệ số dẫn nở sớm } \rho = v_c/v_b.$$

4. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp

Chia quá trình cấp nhiệt thành 2 đoạn : một đoạn cấp nhiệt đẳng tích và một đoạn cấp nhiệt đẳng áp.

$$\text{Nhiệt lượng cấp vào : } q_1 = c_v \cdot T_a \varepsilon^{k-1} [(\lambda - 1) + k(\rho - 1)] \quad (5-3a)$$

$$\text{Nhiệt lượng nhả ra : } |q_2| = c_v \cdot T_a (\lambda \rho^k - 1). \quad (5-3b)$$

$$\text{Công trong chu trình : } l = l_{kt} = q_1 - |q_2| \quad (5-3c)$$

$$\text{Hiệu suất nhiệt : } \eta_T = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \frac{\lambda \rho^k - 1}{[(\lambda - 1) + k(\rho - 1)]} \quad (5-3d)$$

trong đó, hệ số dẫn nở sớm $\rho = \frac{v_c}{v_b}$; k là số mũ đoạn nhiệt.

5. Chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp : gồm hai quá trình đoạn nhiệt và hai quá trình đẳng áp tiến hành xen kẽ nhau.

$$\text{Nhiệt lượng cấp vào : } q_1 = c_p \cdot T_a \beta^{\left(\frac{k-1}{k}\right)} (\rho - 1) \quad (5-4a)$$

$$\text{Nhiệt lượng nhả ra : } |q_2| = c_p \cdot T_a (\rho - 1). \quad (5-4b)$$

$$\text{Công trong chu trình : } l = l_{kt} = c_p T_a (\rho - 1) \left(\beta^{\left(\frac{k-1}{k}\right)} - 1 \right) \quad (5-4c)$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình :

$$\eta_T = 1 - \frac{1}{\beta^{(k-1)/k}} \quad (5-4d)$$

Trong đó tỉ số tăng áp khi nén $\beta = \frac{p_b}{p_a}$; nếu thay bằng tỉ số

nén $\varepsilon = \frac{v_a}{v_b}$ ta được công thức 5-1d.

6. Chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng tích : thay quá trình cấp nhiệt đẳng áp của chu trình trên bằng quá trình cấp nhiệt đẳng tích.

Nhiệt lượng cấp vào : $q_1 = c_v \cdot T_a \beta^{(k-1)/k} (\lambda - 1).$ (5-5a)

Nhiệt lượng nhả ra : $|q_2| = c_p \cdot T_a (\lambda^{1/k} - 1).$ (5-5b)

Công trong chu trình : $l = l_{kt} = q_1 - |q_2|.$ (5-5c)

Hiệu suất nhiệt của chu trình :

$$\eta_T = 1 - \frac{1}{\beta^{(k-1)/k}} \frac{k(\lambda^{1/k} - 1)}{\lambda - 1} \quad (5-5d)$$

7. Chu trình Rankin của hơi : cũng gồm hai quá trình đẳng áp và hai quá trình đoạn nhiệt tiến hành xen kẽ nhau.

Nhiệt lượng cấp vào : $q_1 = i_1 - i_5 \approx i_1 - i_2,$ (5-8a)

Nhiệt lượng nhả ra : $|q_2| = i_2 - i_2',$ (5-8b)

Công trong chu trình : $l = l_{kt} = q_1 - |q_2| = i_1 - i_2' \quad (5-8c)$

Hiệu suất nhiệt của chu trình : $\eta_T = \frac{(i_1 - i_5) - (i_1 - i_2')}{i_1 - i_5} \approx$
 $\approx \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_2'} \quad (5-8d)$

8. Chu trình Cacnô ngược chiều thuận nghịch

Để đánh giá hiệu quả của chu trình ngược chiều, ta dùng hệ số chuyển hóa năng lượng, khi làm việc theo tác dụng máy lạnh ta dùng hệ số làm lạnh, khi làm việc theo tác dụng bơm nhiệt ta dùng hệ số làm nóng. Ta có định nghĩa :

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} = \frac{1}{\frac{|q_1|}{q_2} - 1} \quad (4-2a)$$

$$\varphi = \frac{|q_1|}{|l|} = \frac{|q_1|}{|q_1| - q_2} = \frac{1}{1 - \frac{q_2}{|q_1|}} \quad (4-2b)$$

$$\varphi = \frac{q_2 + |l|}{|l|} = \varepsilon + 1 \quad (4-2c)$$

Với chu trình Cacnô ngược chiều thuận nghịch, ta chứng minh được :

$$\varepsilon_c = \frac{T_2}{T_1 - T_2} = \frac{1}{\frac{T_1}{T_2} - 1} \quad (4-4a)$$

$$\varphi_c = \frac{T_1}{T_1 - T_2} = \frac{1}{1 - \frac{T_2}{T_1}} \quad (4-4b)$$

Ta cũng chứng minh được trong cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt thì hệ số chuyển hóa năng lượng của chu trình Cacnô ngược chiều thuận nghịch là lớn nhất.

9. Chu trình ngược chiều dùng khí lí tưởng : gồm 2 quá trình đoạn nhiệt và hai quá trình đẳng áp tiến hành xen kẽ nhau.

Hệ số làm lạnh :

$$\varepsilon = \frac{1}{\left(\frac{T_c - T_b}{T_d - T_a} - 1\right)} = \frac{1}{\left(\frac{T_b}{T_a} - 1\right)} = \frac{1}{\left(\frac{T_c}{T_d} - 1\right)} \quad (5-13a)$$

$$\text{Hệ số làm nóng : } \varphi = \varepsilon + 1 \quad (5-14)$$

10. Chu trình ngược chiều dùng khí thực (có máy nén và van tiết lưu)

$$\text{Nhiệt lượng nhận từ nguồn lạnh : } q_2 = i_d - i_a \quad (5-15a)$$

$$\text{Nhiệt lượng nhả cho nguồn nóng : } |q_1| = i_c - i_b \quad (5-15b)$$

Công cung cấp cho chu trình :

$$|l| = |l_{kt}| = |q_1| - q_2 = i_c - i_d \quad (5-15c)$$

$$\text{Hệ số làm lạnh : } \varepsilon = \frac{i_d - i_a}{i_c - i_d} \quad (5-15d)$$

$$\text{Hệ số làm nóng : } \varphi = \varepsilon + 1 = \frac{i_c - i_b}{i_c - i_d} \quad (5-15e)$$

B - ĐỀ BÀI CHƯƠNG 4

4-1.* Chu trình **Cacnô thuận** chiều thuận nghịch dùng không khí được tiến hành trong phạm vi nhiệt độ $T_{\max} = 900 \text{ K}$, $T_{\min} = 300 \text{ K}$ và phạm vi áp suất $p_{\max} = 60 \text{ bar}$; $p_{\min} = 1 \text{ bar}$. Hãy xác định (bằng số và diện tích trên các đồ thị) :

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;
- b) Các thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình ;
- c) Nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất với các nguồn ;
- d) Công của môi chất trong cả chu trình ;
- e) Hiệu suất nhiệt của chu trình ;
- e) Nếu tiến hành chu trình **Cacnô ngược** chiều trong phạm vi thông số trên thì hệ số làm lạnh và hệ số làm nóng bằng bao nhiêu ?

4-2. Một kilôgam không khí thực hiện chu trình **Cacnô thuận** chiều thuận nghịch trong phạm vi nhiệt độ $t_{\max} = 250^\circ\text{C}$, $t_{\min} = 30^\circ\text{C}$ và phạm vi áp suất $p_{\max} = 10 \text{ bar}$, $p_{\min} = 1,2 \text{ bar}$.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;
- b) Tính các thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình ;
- c) Tính nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất với các nguồn ;
- d) Tính công của môi chất trong cả chu trình ;
- d) Tính hiệu suất nhiệt của chu trình bằng số và diện tích trên các đồ thị ;
- e) Nếu tiến hành chu trình **Cacnô ngược** chiều trong phạm vi thông số trên thì hệ số làm lạnh và hệ số làm nóng của chu trình bằng bao nhiêu ?

4-3.* Một kilôgam hơi nước thực hiện một chu trình **Cacnô thuận** chiều thuận nghịch trong phạm vi nhiệt độ 250°C và 60°C . Cho biết nước vào thiết bị sinh hơi là nước sôi và hơi lấy ra là hơi bão hòa khô.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;
- b) Xác định các thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình ;

- c) Tính nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất và các nguồn nhiệt ;
- d) Tính công của môi chất trong cả chu trình ;
- d) Tính hiệu suất nhiệt của chu trình ;
- e) Nếu tiến hành chu trình Cacnô ngược chiều thuận nghịch thì hệ số làm lạnh và hệ số làm nóng bằng bao nhiêu ?

4-4. Một kilôgam hơi nước thực hiện một chu trình Cacnô thuận chiều thuận nghịch trong phạm vi áp suất 20 bar và 0,1 bar. Vào thiết bị sinh hơi là nước bão hòa, ra khỏi thiết bị sinh hơi là hơi bão hòa khô.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$, $T-s$;
- b) Xác định các thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình ;
- c) Tính nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất và các nguồn ;
- d) Tính công của môi chất trong cả chu trình ;
- d) Tính hiệu suất nhiệt của chu trình ;
- e) Nếu tiến hành chu trình Cacnô ngược chiều thuận nghịch trong phạm vi thông số trên thì hệ số làm lạnh và hệ số làm nóng bằng bao nhiêu ?

4-5.* Hơi amôniac thực hiện một chu trình Cacnô ngược chiều thuận nghịch trong phạm vi nhiệt độ $+15^{\circ}\text{C}$ và -15°C . Sau khi nén là hơi bão hòa khô, sau khi thải nhiệt là nước bão hòa.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-y$ và $T-s$;
- b) Xác định các thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình ?
- c) Tính nhiệt lượng và công trao đổi giữa môi chất với các nguồn ?
- d) Tính hệ số làm lạnh và hệ số làm nóng của chu trình ?
- d) Nếu thực hiện chu trình thuận nghịch trong phạm vi thông số trên thì hiệu suất nhiệt bằng bao nhiêu ?

4-6. Hơi frêon - 12 thực hiện một chu trình Cacnô ngược chiều trong phạm vi nhiệt độ -20°C và 40°C . Trước bình làm mát là hơi bão hòa khô, sau bình làm mát là nước bão hòa.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;
- b) Xác định các thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình ;

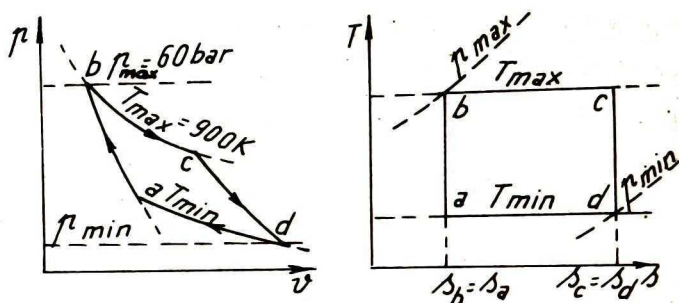
c) Tính nhiệt lượng, công trao đổi giữa môi chất với các nguồn, hệ số làm lạnh và hệ số làm nóng ;

d) Nếu thực hiện chu trình Cacnô thuận chiều thuận nghịch trong phạm vi thông số trên thì hiệu suất bằng bao nhiêu ?

C - ĐÁP SỐ VÀ HƯỚNG DẪN CHƯƠNG 4

4-1. HD :

a) Trạng thái (b) là giao điểm của $p_{\max} = 60 \text{ bar}$ và $T_{\max} = 900 \text{ K}$;
Trạng thái (d) là giao điểm của $p_{\min} = 1 \text{ bar}$ và $T_{\min} = 300 \text{ K}$.



Hình 4-1

Trạng thái (a) là giao điểm của $T_a = T_d$ và $s_a = s_b$; trạng thái (c) là giao điểm của $T_c = T_b$ và $s_c = s_d$.

$$b) p_b = 60 \text{ bar} ; T_b = 900 \text{ K} ; v_b = \frac{RT_b}{p_b} = \frac{287 \times 900}{60 \times 10^5} = 0,043 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

$$p_c = p_a \left(\frac{T_c}{T_a} \right)^{k/(k-1)} = 1 \times \left(\frac{900}{300} \right)^{1,4/(1,4-1)} = 46,76 \text{ bar}.$$

$$T_c = T_b = 900 \text{ K} ; v_c = \frac{RT_c}{p_c} = \frac{287 \times 900}{46,76 \times 10^5} = 0,0553 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

$$p_d = p_{\min} = 1 \text{ bar} ; T_d = T_{\min} = 300 \text{ K}.$$

$$v_d = \frac{RT_d}{p_d} = \frac{287 \times 300}{1 \times 10^5} = 0,861 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

$$p_a = \frac{p_b}{\left(\frac{T_b}{T_a}\right)^{k/(k-1)}} = 1,284 \text{ bar}; T_a = T_d = 300\text{K}.$$

$$v_a = \frac{RT_a}{p_a} = 0,670 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

c) Nhiệt lượng cấp vào từ nguồn nóng.

$$q_1 = q_{bc} = RT_b \ln \frac{p_b}{p_c} = 64200 \text{ J/kg} = 64,200 \text{ kJ/kg} = S_{bcs_2s_1}$$

trên đồ thị T-s.

Nhiệt lượng thải ra cho nguồn lạnh :

$$q_2 = q_{da} = RT_d \ln \frac{p_d}{p_a} = -21400 \text{ J/kg} = -21,400 \text{ kJ/kg} = S_{ads_2s_1}$$

trên T-s.

$$d) l = l_{kl} = q_1 - |q_2| = 64200 - 21400 = 42800 \text{ J/kg} = 42,8 \text{ kJ/kg} = S_{abcd} \text{ trên đồ thị p-v hoặc T-s.}$$

d) Hiệu suất nhiệt của chu trình :

$$\eta_T = \frac{l}{q_1} = \frac{l_{kl}}{q_1} = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} = \frac{S_{abcd}}{S_{bcs_2s_1}} = 1 - \frac{S_{ads_2s_1}}{S_{bcs_2s_1}} = 66,6\%$$

$$\text{Cũng có thể tính trực tiếp : } \eta_T = 1 - \frac{T_{\min}}{T_{\max}} = 66,6\%.$$

e) Nếu làm việc theo chu trình Cacno ngược chiều thuận nghịch trong phạm vi thông số trên ; ta có :

$$\varepsilon = \frac{|q_2|}{|l|} = \frac{21,4}{42,8} = 0,5$$

Hoặc với chu trình Cacno có :

$$\varepsilon = \frac{1}{\frac{T_{\max}}{T_{\min}} - 1} = \frac{1}{\frac{900}{300} - 1} = 0,5.$$

$$\varphi = \varepsilon + 1 = 1,5.$$

Ghi chú : Công ở đây có thể tính theo tổng đại số công giãn nở hoặc công kĩ thuật của tất cả các quá trình trong chu trình, kết quả giống nhau nhưng tính toán dài dòng hơn.

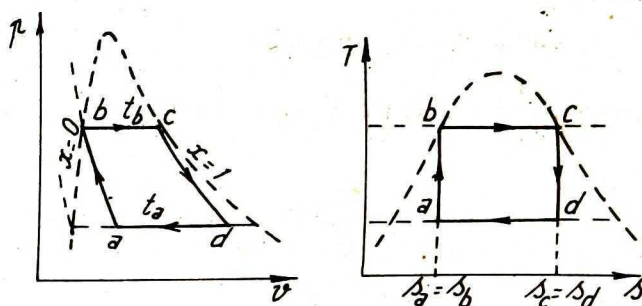
4-2. **ĐS :** b) $p_b = p_{\max} = 10 \text{ bar}$; $p_c = 8 \text{ bar}$; $p_d = p_{\min} = 1,2 \text{ bar}$;
 $p_a = 1,5 \text{ bar}$; $v_b = 0,15 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_c = 0,185 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_d = 0,724 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $v_a = 0,582 \text{ m}^3/\text{kg}$; $t_b = t_c = t_{\max} = 250^\circ\text{C}$; $t_d = t_a = t_{\min} = 30^\circ\text{C}$;

c) $q_1 = 32,3 \text{ kJ/kg}$; $q_2 = -18,6 \text{ kJ/kg}$;

d) $l = l_{kt} = 13,7 \text{ kJ/kg}$;

đ) $\eta_T = 42,4\%$.

e) $\varepsilon = 1,36$; $\varphi = 2,36$.



Hình 4-3

4-3. **HD :** a) (b) là giao điểm của $x = 0$ và $t = 250^\circ\text{C}$; (c) là giao điểm của $x = 1$ và $t = 250^\circ\text{C}$; (d) là giao điểm của $t = 60^\circ\text{C}$ và $s_d = s_c$;

(a) là giao điểm của $t = 60^\circ\text{C}$ và $s_a = s_b$.

b) Từ bảng hơi nước với nhiệt độ bão hòa $t_b = 250^\circ\text{C}$ và $x = 0$ được :

$p_b = 40 \text{ bar}$; $v_b = 0,0012512 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_b = 1085,7 \text{ kJ/kg}$;

$s_b = 2,7934 \text{ kJ/kg.độ}$.

Với $t_c = 250^\circ\text{C}$ và $x = 1$, được : $p_c = 40 \text{ bar}$;

$v_c = 0,05006 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$i_c = 2801 \text{ kJ/kg}$; $s_c = 6,0721 \text{ kJ/kg.độ}$.

$t_d = 60^\circ\text{C}$; $s_d = s_c = 6,0721 \text{ kJ/kg.độ}$, nằm giữa s' và s'' ứng với $t = 60^\circ\text{C}$, nên là hơi bão hòa ẩm, tính theo

$$x_d = \frac{s_d - s'_d}{s''_d - s'_d} = 0,73 ; p_d = 0,2 \text{ bar.}$$

$$i_d = i'_d + x_d \cdot r_d = 1973 \text{ kJ/kg.}$$

$$v_d = v'_d + x_d(v''_d - v'_d) = 5,6 \text{ m}^3/\text{kg.}$$

$t_a = t_d = 60^\circ\text{C}$; $p_a = p_d = 0,2 \text{ bar}$; $s_a = s_b = 2,7934 \text{ kJ/kg.độ}$, so sánh với s' và s'' , thấy a là trạng thái hơi bão hòa ẩm có độ khô :

$$x_a = \frac{s_a - s'_a}{s''_a - s'_a} = 0,28 ; i_a = i'_a + x_a r_a = 911 \text{ kJ/kg} ;$$

$$v_a = v'_a + x_a(v''_a - v'_a) = 2,15 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$\text{c) } q_1 = q_{bc} = i_c - i_b = 1715 \text{ kJ/kg} ;$$

$$q_2 = q_{da} = i_a - i_d = - 1062 \text{ kJ/kg.}$$

$$\text{d) } l = q - |q_2| = 653 \text{ kJ/kg.}$$

$$\text{đ) } \eta_T = \frac{l}{q_1} = \frac{653}{1715,3} = 0,37 \text{ hoặc } \eta_T = 1 - \frac{60 + 273}{250 + 273} = 0,37.$$

$$\text{e) } \varepsilon = \left| \frac{q_2}{l} \right| = \frac{1062}{653} = 1,63 \text{ hoặc } \varepsilon = \frac{1}{\frac{T_{\max}}{T_{\min}} - 1} = 1,7.$$

$$\text{4-4. ĐS : b) } p_b = 20 \text{ bar} ; t_b = 212,37^\circ\text{C} ;$$

$$v_b = 0,0011766 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$i_b = 908,5 \text{ kJ/kg} ; s_b = 2,447 \text{ kJ/kg.độ.}$$

$$p_c = p_b = 20 \text{ bar} ; t_c = t_b = 212,37^\circ\text{C} ; v_c = 0,09958 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$i_c = 2799 \text{ kJ/kg} ; s_c = 6,340 \text{ kJ/kg.độ.}$$

$$p_d = 0,1 \text{ bar} ; t_d = 45,84^\circ\text{C} ; s_d = s_c = 6,340 \text{ kJ/kg.độ} ; x_d = 0,76$$

$$i_d = 2009 \text{ kJ/kg} ; v_d = 11,157 \text{ m}^3/\text{kg.}$$

$$p_a = p_d = 0,1 \text{ bar} ; t_a = t_d = 45,84^\circ\text{C} ; s_a = s_b = 2,447 \text{ kJ/kg.độ.}$$

$$x_a = 0,24 \quad i_a = 766 \text{ kJ/kg} ; v_a = 3,542 \text{ m}^3/\text{kg.}$$

$$c) q_1 = 1890,5 \text{ kJ/kg} ; q_2 = 1243 \text{ kJ/kg.}$$

$$d) l = l_{kt} = 647,5 \text{ kJ/kg} ;$$

$$đ) \eta_T = 0,34.$$

$$e) \varepsilon = 1,92, \varphi = 2,92.$$

4-5. HD : a) b là giao điểm của $t = 15^\circ\text{C}$ và $x = 0$; c là giao điểm của $t = 15^\circ\text{C}$ và $x = 1$; d là giao điểm của $t = -15^\circ\text{C}$ và $s_d = s_c$; a là giao điểm của $t = -15^\circ\text{C}$ và $s_a = s_b$.

$$b) t_b = 15^\circ\text{C}, x_b = 0 \text{ nên tìm được trong bảng : } p_b = 7,283 \text{ bar} ;$$

$$v'_b = 0,001619 \text{ m}^3/\text{kg} ; s'_b = 4,4346 \text{ kJ/kg.độ} ; i'_b = 488,5 \text{ kJ/kg} ;$$

$$t_c = t_b = 15^\circ\text{C} ; x_c = 1,$$

nhên tìm trong bảng được $p_c = p_b = 7,283 \text{ bar} ;$

$$v''_c = 0,175 \text{ m}^3/\text{kg} ; s''_c = 8,6240 \text{ kJ/kg.độ} ; i''_c = 1695,6 \text{ kJ/kg.}$$

$t_d = -15^\circ\text{C} ; s_d = s_c = 8,6240 \text{ kJ/kg.độ}$, nằm giữa khoảng s'_d và s''_d , là hơi bão hòa ẩm có độ khô

$$x_d = \frac{s_d - s'_d}{s''_d - s'_d} = \frac{8,6240 - 3,9293}{9,0150 - 3,9293} = 0,927$$

$$v_d = v'_d + x_d(v''_d - v'_d) = 0,001519 + 0,927(0,509 - 0,001519) = 0,472 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$i_d = i'_d + x_d \cdot r_d = 350 + 0,927 \times 1312,6 = 1567 \text{ kJ/kg.}$$

$t_a = t_d = -15^\circ\text{C} ; s_a = s_b = 4,4346 \text{ kJ/kg.độ}$, nằm giữa khoảng s'_a và s''_a , là hơi bão hòa ẩm có độ khô :

$$x_a = \frac{s_a - s'_a}{s''_a - s'_a} = 0,1 ;$$

$$v_a = v'_a + x_a(v''_a - v'_a) = 0,001519 + 0,1(0,509 - 0,001519) = 0,0523 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$i_a = i'_a + x_a(i''_a - i'_a) = 350 + 0,1 \times 1312,6 = 481,26 \text{ kJ/kg.}$$

c) Nhiệt lượng nhả cho nguồn có nhiệt độ cao :

$$|q_1| = i_c - i_b = 1695,6 - 488,5 = 1207,1 \text{ kJ/kg.}$$

Nhiệt lượng môi chất nhận từ nguồn có nhiệt độ thấp :

$$q_2 = i_d - i_a = 1567 - 481,26 = 1085,74 \text{ kJ/kg.}$$

Công môi chất nhận trong chu trình :

$$|l| = |l_{kl}| = |q_1| - q_2 = 1207,1 - 1085,74 = 121,36 \text{ kJ/kg.}$$

$$d) \quad \varepsilon = \frac{q_2}{|l|} = \frac{1085,74}{121,36} = 8,95$$

$$\varphi = \varepsilon + 1 = 9,95.$$

đ) Nếu thực hiện chu trình Cacno thuận chiều thuận nghịch thì :

$$\eta_T = 1 - \frac{T_2}{T_1} = 0,1.$$

4-6. **ĐS** : $t_b = 40^\circ\text{C}$; $p_b = 9,5818 \text{ bar}$; $v_b = 0,7968 \text{ dm}^3/\text{kg}$;

$$i_b = 458,08 \text{ kJ/kg} ;$$

$$s_b = 4,3194 \text{ kJ/kg.độ.}$$

$t_c = t_b = 40^\circ\text{C}$; $p_c = p_b = 9,5818 \text{ bar}$; $v_c = 0,01882 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$$i_c = 590,09 \text{ kJ/kg} ; s_c = 64,74097 \text{ kJ/kg.độ.}$$

$t_d = -20^\circ\text{C}$; $p_d = 1,5098 \text{ bar}$; $s_d = s_c = 4,74097 \text{ kJ/kg.độ}$;

$$x_d = 0,96.$$

$v_d = 0,1063 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_d = 557,47 \text{ kJ/kg}$; $s_d = 4,74097 \text{ kJ/kg.độ.}$

$t_a = t_d = -20^\circ\text{C}$; $p_a = p_d = 1,5098 \text{ bar}$; $s_a = s_b = 4,3194 \text{ kJ/kg.độ.}$

$x_a = 0,31$; $v_a = 0,034790 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_a = 451,167 \text{ kJ/kg}$;

c) Nhiệt lượng môi chất nhả cho nguồn có nhiệt độ cao :

$$|q_1| = 132 \text{ kJ/kg}$$

Nhiệt lượng môi chất nhận từ nguồn có nhiệt độ thấp :

$$q_2 = 106,30 \text{ kJ/kg.}$$

Công của môi chất nhận trong cả chu trình : $W = Q_{kl} = 25,7 \text{ kJ/kg}$.

Hệ số làm lạnh $\varepsilon = 4,136$

Hệ số làm nóng $\varphi = 5,136$

d) Nếu thực hiện chu trình Cacnô thuận chiều thuận nghịch thì hiệu suất :

$$\eta = 0,1947$$

D - ĐỀ BÀI CHƯƠNG 5

5-1.* Một chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích, môi chất là khí 2 nguyên tử có $R = 287 \text{ J/kg.độ}$ và $k = 1,4$. Trong chu trình áp suất thấp nhất là 1 bar, nhiệt độ thấp nhất là 320 K, tỉ số nén bằng 4 và tỉ số tăng áp khi cấp nhiệt bằng 4.

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s :

b) Xác định thông số cơ bản của trạng thái ở các đỉnh của chu trình ;

c) Tính nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất với các nguồn nhiệt tính công và hiệu suất nhiệt của chu trình (bằng số diện tích trên đồ thị) ;

d) Vẽ chu trình Cacnô trong cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt và so sánh hiệu suất nhiệt.

5-2. Một chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích có tỉ số nén bằng 8, trước khi nén không khí có áp suất bằng 0,1 MPa và nhiệt độ là 15°C ; nhiệt lượng cung cấp cho 1 kg không khí trong 1 chu trình bằng 1800 kJ/kg.

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s. Xác định áp suất và nhiệt độ ở các đỉnh của chu trình ;

b) Tính nhiệt lượng, công và hiệu suất của chu trình ;

c) Vẽ chu trình Cacnô trong cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt và so sánh hiệu suất nhiệt.

5-3. Cho một chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích, thể tích làm việc là $V_h = 0,006 \text{ m}^3$, thể tích thừa $V_{th} = 0,001 \text{ m}^3$;

môi chất là không khí có thông số khi nạp là 20°C và 1 bar ; áp suất lớn nhất trong chu trình là 25 bar.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;
- b) Tính nhiệt lượng và công trao đổi trong chu trình ;
- c) Tính hiệu suất nhiệt của chu trình và so sánh với chu trình Cacbô thuận chiều thuận nghịch trong cùng phạm vi nhiệt độ của nguồn.

5-4. Xác định hiệu suất nhiệt và công của chu trình lí tưởng động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích. Môi chất là 1 kg không khí có nhiệt dung riêng bằng hằng số, các thông số ở các trạng thái đặc biệt là $p_a = 1 \text{ bar}$; $t_a = 0^{\circ}\text{C}$; $p_c = 53 \text{ bar}$ và $p_d = 4,5 \text{ bar}$.

5-5.* Một chu trình động cơ đốt trong lí tưởng cấp nhiệt đẳng áp, môi chất là không khí có nhiệt dung riêng bằng hằng số, các thông số cơ bản ở trạng thái nạp là $p_a = 1 \text{ bar}$; $T_a = 350\text{K}$; tỉ số nén bằng 20, hệ số dẫn nở sớm bằng 2.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$;
- b) Xác định các thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình ;
- c) Tính nhiệt lượng và công của môi chất trao đổi trong chu trình ;
- d) Tính hiệu suất nhiệt và so sánh với chu trình Cacbô trong cùng phạm vi nhiệt độ.

5-6. Một chu trình động cơ đốt trong lí tưởng cấp nhiệt đẳng áp có tỉ số nén bằng 16, nhiệt lượng nguồn nóng truyền cho môi chất không khí trong một chu trình bằng 1800 kJ/kg. Cho biết trước khi nén không khí có áp suất bằng 0,1 MPa và nhiệt độ bằng 15°C ,

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$; xác định áp suất và nhiệt độ ở các trạng thái đặc biệt của chu trình ;
- b) Tính hiệu suất nhiệt của chu trình.

5-7. Hãy xác định hiệu suất nhiệt của chu trình lí tưởng động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp của 1 kg không khí có nhiệt dung riêng là hằng số. Cho biết thông số ở một số trạng thái chủ yếu trong chu trình là $p_a = 1 \text{ bar}$; $t_a = 0^{\circ}\text{C}$; $p_c = 55 \text{ bar}$; $p_d = 3,5 \text{ bar}$.

5-8.* Một chu trình lí tưởng của động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp, môi chất là không khí có thông số khi nạp là 1 bar và 27°C, tỉ số nén 12,7 ; tỉ số tăng áp bằng 1,4, hệ số dẫn nở sớm bằng 1,6 ; $c_p = 1,01 \text{ kJ/kg.độ}$; $c_v = 0,72 \text{ kJ/kg.độ}$.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s ;
- b) Xác định thông số trạng thái ở các đỉnh của chu trình ;
- c) Tính công, nhiệt lượng trao đổi với môi chất và hiệu suất nhiệt của chu trình ;
- d) So sánh với chu trình Cacbô thuận chiều thuận nghịch trong cùng phạm vi nhiệt độ các nguồn nhiệt.

5-9. Cho một chu trình lí tưởng động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp, môi chất là không khí có nhiệt dung riêng là hằng số, các thông số khi nạp là $p_a = 1 \text{ bar}$; $t_a = 30^\circ\text{C}$, tỉ số nén bằng 7, tỉ số tăng áp bằng 2 và hệ số dẫn nở sớm bằng 1,2.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s ; Xác định thông số trạng thái ở các đỉnh của chu trình ;
- b) Tính nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất với các nguồn nhiệt ;
- c) Tính công và hiệu suất nhiệt của chu trình.

5-10. Một chu trình lí tưởng của động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp, môi chất là không khí, thông số thấp nhất là 0,9 bar và 67°C ; áp suất cao nhất là 45 bar, tỉ số nén bằng 10, nhận từ nguồn nóng một nhiệt lượng là 1090 kJ/kg. Tính tỉ lệ cấp nhiệt đẳng tích với toàn bộ nhiệt lượng cấp vào.

5-11.* Trong một chu trình tuabin khí lí tưởng cấp nhiệt đẳng áp, không khí đưa vào máy nén có áp suất 0,1 MPa, nhiệt độ 15°C, ra khỏi máy nén có áp suất 0,5 MPa, nhiệt độ cao nhất trong chu trình là 900°C.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v, T-s và xác định áp suất, nhiệt độ ở các trạng thái đặc biệt ;
- b) Tính công và hiệu suất nhiệt của chu trình ;
- c) Nếu đặt thêm bộ hồi nhiệt lí tưởng để môi chất có thể nhận lại đến mức tối đa nhiệt lượng của quá trình thải nhiệt thì hiệu suất nhiệt của chu trình bằng bao nhiêu ?

5-12. Cho một hệ thống thiết bị tuabin khí làm việc theo chu trình cấp nhiệt và nhả nhiệt đẳng áp, nén và giãn nở đoạn nhiệt. Môi chất là không khí có nhiệt dung riêng coi là hằng số, có thông số $p_a = 1\text{bar}$; $t_a = 17^\circ\text{C}$; $p_b = 8\text{bar}$, $t_c = 600^\circ\text{C}$.

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p - v , T - s và xác định các thông số cơ bản ở các trạng thái đặc biệt ;

b) Tính nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất với các nguồn nhiệt ;

c) Tính công và hiệu suất nhiệt của chu trình ;

5-13.* Một chu trình tuabin khí lí tưởng cấp nhiệt đẳng tích, môi chất là không khí có áp suất và nhiệt độ lúc nạp vào là 1 bar và 27°C , tỉ số áp suất khí nén bằng 10, nhiệt độ cao nhất trong chu trình là 1000K.

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p - v , T - s và xác định thông số cơ bản ở các trạng thái đặc biệt.

b) Tính nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất với các nguồn nhiệt.

c) Tính công và hiệu suất nhiệt của chu trình.

5-14. Cho một chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng tích, 1 kg không khí có nhiệt độ và áp suất ban đầu là 0°C và 1 bar, áp suất sau khi nén là 9 bar và sau khi cấp nhiệt là 13 bar. Hãy xác định nhiệt độ của môi chất sau khi nén và hiệu suất nhiệt của chu trình.

5-15.* Trong chu trình Rankin, hơi nước từ thiết bị sinh hơi vào tuabin là hơi bão hòa khô có áp suất 2MPa, áp suất của hơi từ tuabin vào bình ngưng là 10kPa, ra khỏi bình ngưng là nước bão hòa.

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p - v , T - s và i - s ;

b) Tính entanpi của môi chất ở các trạng thái đặc biệt ;

c) Tính công, nhiệt lượng trao đổi và hiệu suất nhiệt của chu trình ;

d) Tính hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận chiều thuận nghịch trong cùng phạm vi nhiệt độ của nguồn nhiệt.

5-16. Trong chu trình Rankin, hơi frêon - 12 từ thiết bị sinh hơi vào tuabin là hơi bão hòa khô có nhiệt độ 90°C , nhiệt độ của

nơi từ tuabin vào bình ngưng là 20°C , ra khỏi bình ngưng là nước bão hòa.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$, $T-s$ và $i-s$;
- b) Xác định nhiệt độ và entanpi của hơi ở các trạng thái đặc biệt ;
- c) Tính công, nhiệt lượng và hiệu suất của chu trình ;
- d) So sánh với hiệu suất nhiệt của chu trình Cacnô trong cùng phạm vi nhiệt độ của nguồn nhiệt.

5-17.* Một hệ thống thiết bị động lực (TBDL) hơi nước làm việc theo chu trình Rankin lí tưởng với thông số hơi vào tuabin là 30 bar và 400°C , áp suất trong bình ngưng là 0,04.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $T-s$, $i-s$ và xác định nhiệt độ, entanpi của môi chất ở các trạng thái đặc biệt ;
- b) Xác định hiệu suất nhiệt và so sánh với chu trình Cacnô trong cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt.
- c) Nếu giữ nguyên áp suất trong bình ngưng, nhiệt độ hơi mới, tăng áp suất hơi vào tuabin lên đến 100 bar thì hiệu suất bằng bao nhiêu ?
- d) Nếu giữ nguyên áp suất bình ngưng, áp suất hơi mới, nâng nhiệt độ hơi vào tuabin lên đến 500°C thì hiệu suất bằng bao nhiêu ?

5-18.* Một hệ thống TBDL hơi nước làm việc theo chu trình Rankin với thông số ban đầu là 40 bar và 500°C , áp suất trong bình ngưng là 0,04 bar.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị $T-s$, $i-s$ và xác định entanpi ở các trạng thái đặc biệt ;
- b) Xác định công và hiệu suất nhiệt của chu trình. So sánh hiệu suất nhiệt với chu trình Cacnô trong cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt.
- c) Nếu áp suất trong quá trình ngưng bằng 1,0 bar thì hiệu suất nhiệt bằng bao nhiêu ? nếu nâng đến 2 bar thì hiệu suất nhiệt còn bằng bao nhiêu ?

5-19.* Một hệ thống TBDL hơi nước làm việc theo chu trình Rankin cải tiến : thông số hơi ban đầu là 100 bar và 500°C , sau khi giãn nở đoạn nhiệt trong tuabin đến 30 bar thì lại đem gia

hiệu suất đẳng áp lên đến 500°C rồi mới giãn nở tiếp đến áp suất trong bình ngưng là 0,04 bar.

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị T-s, i-s, xác định entanpi của môi chất ở các trạng thái đặc biệt và độ khô của hơi vào bình ngưng.

b) Tính hiệu suất nhiệt của chu trình và so sánh với chu trình Carnot trong cùng phạm vi nhiệt độ của nguồn nhiệt.

c) Tính hiệu suất nhiệt và độ khô của hơi vào bình ngưng nếu không có gia nhiệt (quá nhiệt) trung gian.

5-20.* Một hệ thống TBĐL hơi nước làm việc theo chu trình Rankin cải tiến : hơi ban đầu có áp suất 100 bar và nhiệt độ 500°C , giãn nở đến 20 bar, được gia nhiệt lại đến nhiệt độ 400°C rồi tiếp tục giãn nở đến 0,04 bar.

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị T-s, i-s, xác định entanpi ở các trạng thái đặc biệt và độ khô của hơi vào bình ngưng.

b) Tính hiệu suất nhiệt và so sánh với chu trình Carnot cùng phạm vi nhiệt độ của nguồn nhiệt.

c) So sánh hiệu suất nhiệt và độ khô của hơi vào bình ngưng với trường hợp chưa cải tiến.

5-21.* Một hệ thống TBĐL hơi nước làm việc theo chu trình Rankin với tuabin có công suất 6MW. Thông số hơi vào tuabin là 40 bar và 450°C , hơi sau tuabin có áp suất 1,2 bar đưa đi cấp nhiệt cho hệ dùng nhiệt, nước ngưng đưa trở về thiết bị sinh hơi. Cho biết thiết bị sinh hơi dùng nhiên liệu có nhiệt trị 20 MJ/kg với hiệu suất nhiệt là 0,85.

a) Tính lượng nhiên liệu cần dùng và nhiệt lượng cấp cho hệ dùng nhiệt trong 1 giờ ;

b) Nếu dùng tuabin ngưng hơi với áp suất bình ngưng là 0,04 bar để sản xuất điện và dùng thiết bị sinh hơi có hiệu suất 0,85 để cấp lượng nhiệt như trên thì trong 1 giờ cần bao nhiêu nhiên liệu. Hãy nêu nhận xét về kết quả.

5-22. Một hệ thống TBĐL hơi nước làm việc theo chu trình Rankin với tuabin có công suất 8MW. Thông số hơi vào tuabin là

40 bar và 500°C , hơi sau tuabin có áp suất 2 bar được dùng để cấp nhiệt, nước ngưng được đưa trở về, thiết bị sinh hơi có hiệu suất bằng 0,80 ; dùng nhiên liệu có nhiệt trị thấp là $28,00 \text{ MJ/kg}$.

a) Tính lượng nhiên liệu cần dùng và nhiệt lượng đã cấp cho hệ dùng nhiệt trong 1 giờ ;

b) Tính và so sánh lượng nhiên liệu cần dùng với trường hợp dùng tuabin ngưng hơi có áp suất sau tuabin là 0,04 bar để cấp điện và lò hơi để cấp nhiệt cũng có hiệu suất 0,84.

5-23.* Một hệ thống TBĐL làm việc theo chu trình Rankin với hai môi chất : thủy ngân và hơi nước. Tuabin thủy ngân có công suất 10 MW làm việc với hơi bão hòa khô ở nhiệt độ 540°C , nhiệt độ của hơi thủy ngân từ tuabin vào bình trao đổi nhiệt (bình ngưng) là 320°C , thủy ngân lỏng bão hòa sau bình trao đổi nhiệt được đưa về thiết bị sinh hơi, còn nước ở bình trao đổi nhiệt được biến thành hơi bão hòa khô cùng nhiệt độ với thủy ngân ngưng tụ (320°C), sau đó được đưa vào tuabin hơi, giãn nở đoạn nhiệt đến áp suất 0,04 bar, đưa vào bình ngưng, ngưng lại thành nước bão hòa rồi bơm về bình trao đổi nhiệt.

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị T-s, xác định các thông số trạng thái của từng môi chất ở các vị trí đặc biệt của chu trình, khối lượng thủy ngân tương ứng với 1 kg hơi nước.

b) Tính nhiệt lượng trao đổi với các nguồn, công và hiệu suất nhiệt của chu trình ;

c) So sánh với chu trình Cacbô trong cùng phạm vi nhiệt độ của nguồn nhiệt ;

d) Nếu hơi nước chỉ giãn nở đến 100°C rồi đưa vào bình trao đổi nhiệt với frêon - 12, cho hơi frêon - 12 bão hòa ở 100°C thực hiện chu trình Rankin đến nhiệt độ 20°C . Tính lượng frêon - 12 tương ứng với 1 kg hơi nước và hiệu suất tổng của hệ thống thiết bị.

5-24.* Cho một hệ thống TBĐL hỗn hợp không khí và hơi nước làm việc như sau : không khí ở trạng thái a có áp suất 1 bar, nhiệt độ 20°C , nén đoạn nhiệt đến trạng thái b có áp suất $p_b = 8 \text{ bar}$, được cấp nhiệt đẳng áp đến nhiệt độ 800°C rồi giãn nở đoạn nhiệt đến áp suất $p_d = p_c$; sau đó qua bộ gia nhiệt đẳng

áp đến trạng thái ban đầu. Nhiệt lượng do không khí thải ra được cấp để tạo thành nước sôi ở áp suất 160 bar rồi cấp nhiệt thành hơi quá nhiệt có nhiệt độ 600°C . Hơi quá nhiệt qua tuabin dẫn nở đến 30 bar, được đưa về bộ gia nhiệt để nâng lên đến 600°C rồi tiếp tục dẫn nở đến áp suất 0,04 bar.

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị T-s và tính tỉ lệ giữa không khí và nước.

b) Tính hiệu suất nhiệt của chu trình và so sánh với chu trình Cacnô trong cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt.

5-25.* Cho một chu trình thiết bị làm lạnh (TBĐL) bằng không khí, thông số vào máy nén là 0,1 MPa và -20°C , ra khỏi máy nén là 0,5 MPa, vào xilanh dẫn nở là 15°C .

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s.

b) Tính hệ số làm lạnh, hệ số làm nóng và so sánh với chu trình Cacnô ngược chiều thuận - nghịch trong cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt.

c) Xác định lưu lượng không khí đưa vào máy nén để được năng suất lạnh là 1 kW.

5-26. Trong một thiết bị làm lạnh, không khí có nhiệt độ -5°C từ buồng lạnh đưa vào máy nén, nén đoạn nhiệt đến 5 bar, sau đó được làm mát đẳng áp đến 15°C rồi qua xilanh dẫn nở đoạn nhiệt về buồng lạnh.

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s ;

b) Tính công của chu trình, năng suất làm lạnh, hệ số làm lạnh và hệ số làm nóng nếu làm việc như là bơm nhiệt ;

c) So sánh với chu trình Cacnô ngược chiều thuận - nghịch có cùng phạm vi nhiệt độ của nguồn.

5-27. Một TBLL bằng không khí có năng suất lạnh là 200.000 kcal/h, không khí có thông số khi vào máy nén là 1 bar và -10°C , ra khỏi máy nén là 4 bar, vào buồng lại là -76°C .

a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s ;

b) Tính công suất lí thuyết và hệ số làm lạnh của TBLL ;

c) Nếu hệ thống làm việc như là bơm nhiệt thì hệ số làm nóng bằng bao nhiêu ?

5-28.* Một TBLL dùng hơi amôniac có máy nén và van tiết lưu. Môi chất có các thông số sau : sau buồng lạnh (bình bốc hơi) có nhiệt độ -10°C , ra khỏi máy nén có nhiệt độ 20°C và độ khô bằng 1, sau buồng làm mát (bình ngưng) là nước bão hòa cùng áp suất.

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị $T-s$ và $\ln p - i$;
- Xác định hệ số làm lạnh bằng số và diện tích trên đồ thị $T-s$;
- Nếu là bơm nhiệt thì hệ số làm nóng bằng bao nhiêu ?
- So sánh với chu trình Cacnô trong cùng phạm vi nhiệt độ nguồn.

5-29.* Một TBLL dùng hơi amôniac có máy nén và van tiết lưu. Công suất lí thuyết của máy nén là 50kW . Amôniac có các thông số sau : nhiệt độ sau buồng làm lạnh là -10°C , sau khi nén đoạn nhiệt là hơi bão hòa khô có nhiệt độ 20°C ; sau buồng làm mát là nước bão hòa cùng áp suất.

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị $T-s$;
- Xác định năng suất lạnh và hệ số làm lạnh bằng số và biểu thị bằng diện tích trên đồ thị $T-s$;
- Nếu là bơm nhiệt thì hệ số làm nóng bằng bao nhiêu ? Nếu nhiệt độ sau buồng lạnh là $+10^{\circ}\text{C}$ và nhiệt độ sau buồng làm mát là 30°C thì hệ số làm nóng bằng bao nhiêu ?

5-30.* Cho một TBLL lí tưởng có máy nén và van tiết lưu. Môi chất là frêon - 12 có nhiệt độ trong buồng làm lạnh là -20°C ; trong buồng làm mát là 40°C , môi chất từ trạng thái hơi bão hòa khô thành nước bão hòa. Biết lưu lượng của môi chất là $0,03\text{ kg/s}$.

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị $T-s$;
- Xác định hệ số làm lạnh, năng suất lạnh và so sánh với chu trình Cacnô ngược chiều thuận - nghịch cùng phạm vi nhiệt độ ;
- Nếu làm việc theo chu trình bơm nhiệt thì hệ số làm nóng bằng bao nhiêu ? nếu nhiệt độ nguồn lạnh từ -20°C thay bằng $+10^{\circ}\text{C}$ thì hệ số làm nóng bằng bao nhiêu ?

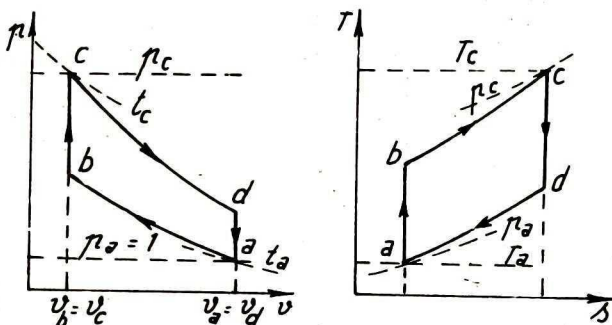
D - ĐÁP SỐ VÀ HƯỚNG DẪN CHƯƠNG 5

5-1. HD :

a) a là giao điểm của $p_a = 1 \text{ bar}$ và $T_a = 320 \text{ K}$; b là giao điểm của

$$v_b = \frac{v_a}{\varepsilon}$$

và $s_b = s_a$; c là giao điểm của $v_c = v_b$ và $p_c = p_b \cdot \lambda$; d là giao điểm của $v_d = v_a$ và $s_d = s_c$.



Hình 5.1

b) Đã cho $p_a = 1 \text{ bar}$; $T_a = 320\text{K}$. Dùng phương trình trạng thái, tính được :

$$v_a = \frac{RT_a}{p_a} = \frac{287 \times 320}{1 \times 10^5} = 0,92 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

$$v_b = \frac{v_a}{\varepsilon} = \frac{0,92}{4} = 0,23 \text{ m}^3/\text{kg} ; p_b = p_a \cdot \varepsilon^k = 1 \times 4^{1,4} = 7,38 \text{ bar} ;$$

$$T_b = \frac{p_b \cdot v_b}{R} = \frac{7,38 \times 10^5 \times 0,23}{287} = 592 \text{ K}$$

$$v_c = v_b = 0,23 \text{ m}^3/\text{kg} ; p_c = p_b \cdot \lambda = 7,38 \times 4 = 29,6 \text{ bar} ;$$

$$T_c = T_b \cdot \lambda = 2368 \text{ K}.$$

$$v_d = v_a = 0,92 \text{ m}^3/\text{kg} ; T_d = T_c \cdot \left(\frac{v_b}{v_a} \right)^{k-1} = \frac{T_c}{\varepsilon^{k-1}} = 1340\text{K}$$

$$p_d = \frac{RT_d}{v_d} = \frac{287 \times 1340}{0,92 \times 10^5} = 4,17 \text{ bar.}$$

c) Công dẫn nở trong chu trình là công trong quá trình dẫn nở cd :

$$l_1 = \frac{1}{k-1} (p_c v_c - p_d v_d) = \frac{10^5}{0,4} (29,6 \times 0,23 - 4,17 \times 0,92) = 742000 \text{ J/kg} = 742 \text{ kJ/kg,}$$

Có thể biểu thị l_1 bằng diện tích $cdv_d v_c$ trên đồ thị $p-v$.

Công môi chất nhận trong chu trình là công trong quá trình nén ab :

$$l_2 = \frac{1}{k-1} (p_a v_a - p_b v_b) = \frac{10^5}{0,4} (1 \times 0,92 - 7,38 \times 0,23) = -195.000 \text{ J/kg} = -195 \text{ kJ/kg.}$$

Có thể biểu thị l_2 bằng diện tích $abv_a v_b$ trên đồ thị $p-v$.

Nhiệt lượng môi chất nhận được từ nguồn nóng là nhiệt nhận được trong quá trình nhận nhiệt bc :

$q_1 = c_v (T_c - T_b) \frac{20,9}{29} (2368 - 592) = 1285 \text{ kJ/kg}$, có thể biểu thị bằng diện tích bc $s_c s_b$ trên đồ thị $T-s$.

Nhiệt lượng môi chất nhả ra cho nguồn lạnh trong chu trình là nhiệt lượng nhả ra trong quá trình da :

$q_2 = c_v (T_a - T_d) = \frac{20,9}{29} (320 - 1340) = -738 \text{ kJ/kg}$, có thể biểu thị bằng diện tích ad $s_d s_a$ trên đồ thị $T-s$.

Công trong cả chu trình $l = l_{kt} = l_1 - |l_2| = q_1 - |q_2|$ nên có thể biểu thị bằng diện tích abcd trên đồ thị $p-v$ hoặc trên đồ thị $T-s$.

Thay số được $l = l_1 - |l_2| = 742 - 195 = 547 \text{ kJ/kg}$

$$\text{hoặc } l = q_1 - |q_2| = 1285 - 738 = 547 \text{ kJ/kg.}$$

Hiệu suất nhiệt có thể tính bằng công thức chung :

$$\eta_T = \frac{l}{q_1} = \frac{l_{kt}}{q_1} = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} = 1 - \frac{|q_2|}{q_1}$$

cũng có thể tính theo công thức riêng của chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích :

$$\eta = 1 - \frac{1}{\epsilon^{k-1}}.$$

Thay số vào được :

$$\eta_T = \frac{547}{1285} = 0,43 \text{ hoặc } \eta_T = 1 - \frac{1}{4^{0,4}} = 0,43$$

Cũng có thể biểu thị bằng diện tích :

$$\eta_T = \frac{S_{abcd}}{S_{bcs_c s_b}} = 1 - \frac{S_{ads_a s_1}}{S_{bcs_c s_b}}$$

c) Vì quá trình bc nhận nhiệt từ nguồn, nên nhiệt độ nguồn phải lớn hơn hoặc bằng T_c ; quá trình da là quá trình thải nhiệt cho nguồn, nên nhiệt độ nguồn phải nhỏ hơn hoặc bằng T_a . Do vậy chu trình Cacbô trong phạm vi nhiệt độ nguồn là chu trình thực hiện trong phạm vi nhiệt độ T_a và T_c , thay số tính được :

$$\eta_{TC} = 1 - \frac{T_a}{T_c} = 1 - \frac{320}{2368} = 0,86,$$

lớn hơn hiệu suất nhiệt của chu trình động cơ đốt trong.

Cũng có thể chứng minh trên đồ thị T-s. Hiệu suất nhiệt của tất cả chu trình Cacbô trong phạm vi nhiệt độ T_a và T_c đều bằng nhau, để dễ dàng so sánh với chu trình động cơ đốt trong ta vẽ chu trình $ab_c cd_c$ vừa bao lấy chu trình abcd.

Dùng công thức :

$$\eta_T = 1 - \frac{|q_2|}{q_1}$$

ta thấy : $q_{1c} > q$ và $q_{2c} < q_1$ (diện tích trên đồ thị T-s)

nên : $\eta_{TC} > \eta_T$

5-2. **DS** : a) $p_a = 0,1 \text{ MPa}$; $T_a = 288\text{K}$; $v_a = 0,827 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$p_b = 1,838 \text{ MPa}$; $T_b = 662\text{K}$; $v_b = 0,103 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$p_c = 8,813 \text{ MPa}$; $T_c = 3174 \text{ K}$; $v_c = v_b = 0,103 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$p_d = 0,4795 \text{ MPa}$; $T_d = 1380 \text{ K}$; $v_d = v_a = 0,827 \text{ m}^3/\text{kg}$

b) $q_1 = 1800 \text{ kJ/kg}$; $q_2 = -782 \text{ kJ/kg}$; $l = l_{kl} = 1018 \text{ kJ/kg}$;

$\eta_T = 56,5\%$;

c) $\eta_{TC} = 91\%$.

5-3. **DS** : a) $p_a = 1 \text{ bar}$; $p_b = 15,24 \text{ bar}$; $p_c = p_{\max} = 25 \text{ bar}$; $p_d = 1,6 \text{ bar}$; $v_a = 0,84 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_b = 0,012 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_c = 0,012 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_d = 0,84 \text{ m}^3/\text{kg}$; $T_a = 293 \text{ K}$; $T_b = 640 \text{ K}$; $T_c = 1050 \text{ K}$; $T_d = 481\text{K}$.

b) $Q_1 = 2,46 \text{ kJ}$; $Q_2 = -1,13 \text{ kJ}$; $L = 1,33 \text{ kJ}$;

c) $\eta_T = 54\%$; $\eta_{TC} = 76\%$

5-4. **DS** : $\eta_l = 54\%$; $l = 568 \text{ kJ/kg}$.

5-5. **HD** : a) a là giao điểm của $p_a = 1 \text{ bar}$; $T_a = 350 \text{ K}$;
b là giao điểm của $s_b = s_a$ và

$$v_b = \frac{v_a}{\varepsilon} ;$$

c là giao điểm của $p_c = p_b$ và $v_c = v_b \cdot \rho$; d là giao điểm của $s_d = s_c$ và $v_d = v_a$.

$$\text{b) } p_a = 1 \text{ bar} ; T_a = 350 \text{ K} ; v_a = \frac{RT_a}{p_a} = \frac{287 \times 350}{1 \times 10^5} = 1,0 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$v_b = \frac{v_a}{\varepsilon} = \frac{1}{20} = 0,05 \text{ m}^3/\text{kg} ; p_b = p_a \left(\frac{v_a}{v_b} \right)^k = p_a \cdot \varepsilon^k =$$

$$= 1 \times 20^{1.4} = 66,2 \text{ bar}.$$

$$T_b = \frac{p_b \cdot v_b}{R} = \frac{66,2 \times 10^5 \times 0,05}{287} = 1155\text{K} ; p_c = p_b = 66,2 \text{ bar}.$$

$$v_c = v_b \cdot \rho = 0,05 \times 2 = 0,1 \text{ m}^3/\text{kg}; T_c = T_b \cdot \frac{v_c}{v_b} = T_b \cdot \rho = 1155 \times 2 = 2310\text{K}.$$

$$v_d = v_a = 1,0 \text{ m}^3/\text{kg}; T_d = T_c \left(\frac{v_c}{v_d} \right)^{k-1} = 2310 \times 0,1^{0,4} = 920\text{K}$$

$$p_d = \frac{RT_d}{v_d} = \frac{287 \times 920}{10^5} = 2,64 \text{ bar}.$$

$$\begin{aligned} \text{c) } l_1 &= l_{bc} + l_{cd} = p_b(v_c - v_b) + \frac{1}{k-1} (p_c v_c - p_d v_d) = \\ &= 66,2 \times 10^5 (0,1 - 0,05) + \frac{10^5}{0,4} (66,2 \times 0,1 - 2,64 \times 1) = \\ &= 1326000 \text{ J/kg} = 1326 \text{ kJ/kg}. \end{aligned}$$

l_1 có thể biểu thị bằng diện tích $bcdv_d v_b$ trên đồ thị $p-v$.

$$\begin{aligned} l_2 &= l_{ab} = \frac{1}{k-1} (p_a v_a - p_b v_b) = \frac{10^5}{0,4} (1 - 66,2 \times 0,05) = \\ &= -578000 \text{ J/kg} = -578 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

cũng có thể biểu thị bằng diện tích $abv_b v_a$ trên đồ thị $p-v$.

$l = l_1 + l_2 = 1326 - 578 = 748 \text{ kJ/kg}$, có thể biểu thị bằng diện tích $abcd$ trên đồ thị $p-v$ hoặc trên đồ thị $T-s$ như đã chứng minh ở các bài trước.

$$q_1 = q_{bc} = c_p (T_c - T_b) = \frac{29,3}{29} (2310 - 1955) = 1160 \text{ kJ/kg},$$

có thể biểu thị bằng diện tích $bcs_c s_a$ trên đồ thị $T-s$.

$$q_2 = q_{da} = c_v (T_a - T_d) = \frac{20,9}{29} (350 - 920) = -412 \text{ kJ/kg},$$

có thể biểu thị bằng diện tích $ads_d s_a$ trên đồ thị $T-s$.

$q = q_1 + q_2 = 1160 - 412 = 748 \text{ kJ/kg}$, có thể biểu thị bằng diện tích $abcd$ trên đồ thị $T-s$ hoặc trên đồ thị $p-v$. Ta thấy, trong chu trình $q = l = l_{kt}$ vì $\Delta u = \Delta i = 0$.

$$d) \eta_T = \frac{1}{q_1} = \frac{748}{1162} = 0,65;$$

hoặc cũng có thể tính theo công thức riêng của chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp :

$$\eta_t = 1 - \frac{1}{\varepsilon^k - 1} \cdot \frac{\rho^k - 1}{k(\rho - 1)} = 0,65$$

5-6. ĐS : a) $p_a = 0,1 \text{ MPa}$; $T_a = 288\text{K}$; $p_b = 4,85 \text{ MPa}$; $T_b = 873\text{K}$; $v_a = 0,827 \text{ m}^3/\text{kg}$; $p_c = p_b = 4,85 \text{ MPa}$; $T_c = 2667\text{K}$; $v_b = 0,052 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_c = 0,158 \text{ m}^3/\text{kg}$; $p_d = 0,48 \text{ MPa}$; $T_d = 1375 \text{ K}$; $v_d = v_a = 0,827 \text{ m}^3/\text{kg}$

$$b) \eta_T = 56,7\%$$

5-7. ĐS : $\eta_T = 62\%$.

5-8. HD : a) a là giao điểm của $p_a = 1 \text{ bar}$, $t_a = 27^\circ\text{C}$;
b là giao điểm của :

$$v_b = \frac{v_a}{\varepsilon}$$

và $s_b = s_a$; b' là giao điểm của $v_{b'} = v_b$ và $p_{b'} = p_b \cdot \lambda$;
là giao điểm của $p_c = p_{b'}$ và $v_c = v_{b'} \cdot \rho$; d là giao điểm của
 $s_d = s_c$ và $v_d = v_a$.

$$b) p_a = 11\text{bar} ; t_a = 27^\circ\text{C} ; v_a = \frac{RT_a}{p_a} = \frac{287(27 + 273)}{1 \times 10^5} = 0,86 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_b = \frac{v_a}{\varepsilon} = \frac{0,86}{12,7} = 0,0678 \text{ m}^3/\text{kg} ; T_b = T_a \left(\frac{v_a}{v_b} \right)^{k-1} = 300 \times 12,7^{0,4} \\ = 828\text{K}.$$

$$p_b = \frac{RT_b}{v_b} = \frac{287 \times 828}{0,0678 \times 10^5} = 35 \text{ bar} ; v_{b'} = v_b = 0,0678 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$p_{b'} = p_b \cdot \lambda = 35 \times 1,4 = 49\text{bar} ; T_{b'} = T_b \lambda = 828 \times 1,4 = 1160\text{K}$$

$$p_c = p_b = 49 \text{ bar}; v_c = v_b, \rho = 0,0678 \times 1,6 = 0,1085 \text{ m}^3/\text{kg};$$

$$T_c = T_b; \rho = 1858 \text{ K};$$

$$v_d = v_a = 0,86 \text{ m}^3/\text{kg}; p_d = \frac{p_c}{\left(\frac{v_d}{v_c}\right)^k} = 2,7 \text{ bar}; T_d = T_a \left(\frac{p_d}{p_a}\right) =$$

$$= 300 \cdot \left(\frac{2,7}{1}\right) = 808 \text{ K}$$

$$c) l_1 = l_{b'c} + l_{cd} = p_b \cdot (v_c - v_b) + \frac{1}{k-1} (p_c v_c - p_d v_d) =$$

$$= 49 \times 10^5 (0,1085 - 0,0678) + \frac{10^5}{0,4} (49 \times 0,1085 - 2,7 \times 0,86)$$

$$= 955000 \text{ J/kg} = 955 \text{ kJ/kg}.$$

l_1 có thể biểu hiện bằng diện tích $b'cdv_d v_b$, trên đồ thị p-v.

$$l_2 = l_{ab} = \frac{1}{k-1} (p_a v_a - p_b v_b) = \frac{10^5}{0,4} (1 \times 0,86 - 0,0678 \times 35) =$$

$$= -380000 \text{ J/kg} = -380 \text{ kJ/kg}.$$

l_2 có thể biểu thị bằng diện tích $abv_b v_a$ trên đồ thị p-v.

$$q_1 = q_{bb'} + q_{b'c} = c_v (T_{b'} - T_b) + c_p (T_c - T_b) =$$

$$= \frac{20,9}{29} (1160 - 828) + \frac{29,3}{29} (1858 - 1160) = 942 \text{ kJ/kg};$$

có thể biểu thị bằng diện tích $bb's_c s_a$ trên đồ thị T-s.

$$q_2 = q_{da} = c_v (T_a - T_d) = \frac{20,9}{29} (300 - 808) = -367 \text{ kJ/kg},$$

có thể biểu thị bằng diện tích $ads_d s_a$ trên đồ thị T-s.

$$l = l_1 + l_2 = 955 - 380 = 575 \text{ kJ/kg};$$

$$q = q_1 + q_2 = 942 - 367 = 575 \text{ kJ/kg};$$

Ta thấy $l = q = l_{kt}$, có thể biểu thị bằng diện tích $abb'cd$ trên đồ thị p-v hoặc T-s.

$$\eta_T = \frac{1}{q_1} = \frac{q}{q_1} = 0,61 \text{ hoặc có thể tính trực tiếp cho chu trình}$$

động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp :

$$\eta_T = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \frac{\lambda \cdot \rho^k - 1}{(\lambda - 1) + k\lambda(\rho - 1)} = 0,61.$$

$$d) \eta_{TC} = 1 - \frac{300}{1858} = 0,838$$

5-9. ĐS : a) $p_a = 1 \text{ bar}$; $p_b = 15,2 \text{ bar}$; $p_{b'} = p_{b''} = p_c = 30,5 \text{ bar}$;
 $p_d = 2,6 \text{ bar}$.

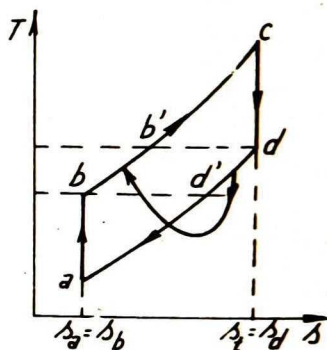
$v_a = 0,87 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_b = v_{b'} = 0,124 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_c = 0,149 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $v_d = v_a = 0,87 \text{ m}^3/\text{kg}$; $t_a = 30^\circ\text{C}$; $t_2 = 387^\circ\text{C}$; $t_{b'} = 1047^\circ\text{C}$;
 $t_c = 1312^\circ\text{C}$; $t_d = 511^\circ\text{C}$.

b) $q_1 = 744 \text{ kJ/kg}$; $q_2 = -378 \text{ kJ/kg}$; $q = 396 \text{ kJ/kg}$.

c) $l = q = 396 \text{ kJ/kg}$; $\eta_T = 53\%$.

5-10. ĐS : Cấp nhiệt đẳng tích chiếm 67,5% tổng nhiệt lượng cấp vào.

5-11. HD : a) a là giao điểm của $p_a = 0,1 \text{ MPa}$ và $t_a = 15^\circ\text{C}$; b là giao điểm của $p_b = 0,5 \text{ MPa}$ và $s_b = s_a$; c là giao điểm của $p_c = p_b$ và $t_c = 900^\circ\text{C}$; d là giao điểm của $s_d = s_c$ và $p_d = p_a$.



Hình 5-11

$p_a = 0,1 \text{ MPa}$; $t_a = 15^\circ\text{C}$; $p_b = 0,5 \text{ MPa}$.

$$T_b = T_a \left(\frac{p_b}{p_a} \right)^{\frac{k-1}{k}} = 288 \left(\frac{0,5}{0,1} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} = 456\text{K}.$$

$$p_c = p_b = 0,5 \text{ MPa} ; t_c = 900^\circ\text{C} ; T_d = \frac{T_c}{\left(\frac{p_c}{p_d}\right)^{\frac{k-1}{k}}} = 740\text{K} ;$$

$$p_d = p_a = 0,1 \text{ MPa}.$$

$$b) l_{kt1} = i_c - i_d = c_p (T_c - T_d) = \frac{29,3}{29} (1173 - 740) = 434 \text{ kJ/kg} ;$$

l_{kt1} có thể biểu thị bằng diện tích cdp_dp_c trên đồ thị $p-v$.

$$l_{kt2} = i_a - i_b = c_p (T_a - T_b) = \frac{29,3}{29} (288 - 456) = -168 \text{ kJ/kg} ;$$

có thể biểu thị bằng diện tích abp_ap_a trên đồ thị $p-v$ hoặc $T-s$:

$$q_1 = i_c - i_b = c_p (t_c - t_b) = \frac{29,3}{29} (1173 - 456) = 719 \text{ kJ/kg}.$$

$$\eta_T = \frac{1}{q_1} = \frac{266}{719} = 0,37.$$

Cũng có thể tính theo :

$$\eta_T = 1 - \frac{|q_2|}{q_1}$$

nhưng còn cần tính thêm q_2 , hoặc tính theo công thức của tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp.

$$\eta_T = 1 - \frac{1}{\left(\frac{p_b}{p_a}\right)^{\frac{k-1}{k}}} = 1 - \frac{1}{5^{0,286}} = 0,37.$$

d) Khi có hồi nhiệt lí tưởng, nhiệt lượng cấp cho môi chất từ $T_b = 456\text{K}$ lên đến nhiệt độ $T_b' = 740\text{K}$ là do lấy lại từ quá trình nhà nhiệt khi nhiệt độ giảm từ $T_d = 740\text{K}$ đến $T_d' = 456\text{K}$ nhiệt lượng môi chất nhận từ nguồn nhiệt chỉ đưa môi chất từ nhiệt độ $T_b' = 740\text{K}$ lên đến $T_c = 1173\text{K}$; do đó : $q_1 = c_p (T_c - T_b') = 434 \text{ kJ/kg}$ và

$$\eta_T = \frac{l'}{q_1} = \frac{265}{434} = 0,61,$$

như vậy hiệu suất nhiệt đã tăng lên rõ rệt.

5-12. ĐS : a) $v_a = 0,832 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_b = 0,188 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_c = 0,316 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_d = 1,38 \text{ m}^3/\text{kg}$; $T_a = 290 \text{ K}$; $T_b = 525 \text{ K}$; $T_c = 873 \text{ K}$;

$$T_d = 482\text{K}.$$

$$p_a = 1 \text{ bar} ; p_b = 8 \text{ bar} ; p_c = 8 \text{ bar} ; p_d = 1 \text{ bar}.$$

$$b) q_1 = 352 \text{ kJ/kg} ; q_2 = -194 \text{ kJ/kg} ;$$

$$c) l = l_{kt} = q = 158 \text{ kJ/kg} ; \eta_T = 45\%.$$

5-13. HD : a) a là giao điểm của $p_a = 1 \text{ bar}$ và 27°C ;
b là giao điểm $p_b = p_a \cdot \alpha$ và $s_b = s_a$; c là giao điểm của $v_c = v_b$
và $T_c = 1000\text{K}$; d là giao điểm của $p_d = p_a$ và $s_d = s_c$.

$$p_a = 1 \text{ bar} ; T_a = 27 + 273 = 300\text{K} ; v_a = \frac{RT_a}{p_a} = \frac{287 \times 300}{10^5} = 0,86 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

$$p_b = p_a \times 10 = 10 \text{ bar} ; T_b = T_a \left(\frac{p_b}{p_a} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} = 300 \times 10^{0,28} = 580\text{K}.$$

$$v_b = \frac{RT_b}{p_b} = \frac{287 \times 580}{10 \times 10^5} = 0,17 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$T_c = 1000\text{K} ; v_c = v_b = 0,17 \text{ m}^3/\text{kg} ; p_c = p_b \cdot \frac{T_c}{T_b} = 10 \times \frac{1000}{580} = 17,25 \text{ bar}.$$

$$p_d = p_a = 1 \text{ bar} ; v_d = v_c \left(\frac{p_c}{p_d} \right)^{1/k} = 0,17 \times 17,25^{0,714} = 1,27 \text{ m}^3/\text{kg} ;$$

$$T_d = \frac{p_d \cdot v_d}{R} = \frac{1 \times 10^5 \times 1,27}{287} = 443 \text{ K}$$

$$b) q_1 = q_{bc} = c_v(T_c - T_b) = \frac{20,9}{29}(1000 - 580) = -302 \text{ kJ/kg,}$$

biểu thị bằng diện tích $bcs_c s_b$ trên đồ thị T-s.

$$q_2 = q_{da} = c_p(T_a - T_b) = \frac{29,3}{29}(300 - 443) = -144 \text{ kJ/kg,}$$

biểu thị bằng diện tích $ads_d s_a$ trên đồ thị T-s.

c) Trong chu trình $l = l_{kt} = q = q_1 + q_2 = 302 - 144 = 158 \text{ kJ/kg}$ bằng diện tích $abcd$ trên đồ thị p-v hoặc T-s. Cũng có thể tính : $l = l_1 + l_2$.

$$l_1 = l_{cd} = \frac{1}{k-1}(p_c v_c - p_d v_d) = \frac{10^5}{0,4}(17,25 \times 0,17 - 1 \times 0,27) = 400 \text{ kJ/kg,}$$

có thể biểu thị bằng diện tích $cdv_d v_c$ trên đồ thị p-v.

$$l_2 = l_{da} + l_{ab} = p_a(v_a - v_d) + \frac{1}{k-1}(p_a v_a - p_b v_b) = 10^5(0,86 - 1,27) + \frac{10^5}{0,4}(1 \times 0,86 - 10 \times 0,17) =$$

-242 kJ/kg , có thể biểu thị bằng diện tích $dabv_d v_b$ trên đồ thị p-v.

$l = l_1 + l_2 = 400 - 242 = 158 \text{ kJ/kg}$, cũng bằng q , nên có thể biểu thị bằng diện tích $abcd$ trên đồ thị p-v hoặc T-s.

$$\eta_T = \frac{l}{q_1} = \frac{158}{302} = 0,52.$$

Cũng có thể tính theo :

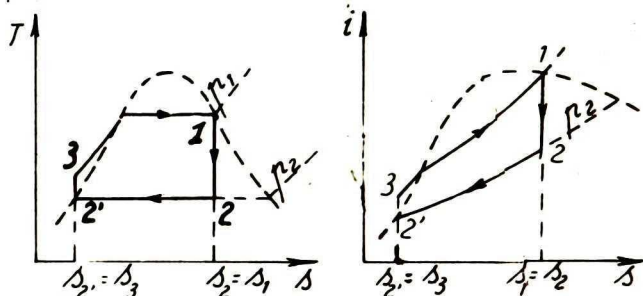
$$\eta_T = 1 - \frac{k(\lambda^{1/k} - 1)}{\beta^{(k-1)/k}(\lambda - 1)} = 0,52.$$

5-14. ĐS : $T_c = 737 \text{ K}$; $\eta_t = 50\%$.

5-15. HD : a) Trạng thái hơi vào tuabin (1) là giao điểm của $p_1 = 2 \text{ MPa} = 20 \text{ bar}$ và $x = 1$, hơi vào bình ngưng 2 là giao điểm của $s_2 = s_1$ và $p_2 = 10 \text{ kPa} = 0,1 \text{ bar}$; nước ra khỏi bình ngưng có trạng thái 2' là giao điểm của $p'_2 = p_2 = 0,1 \text{ bar}$ và $x = 0$;

trạng thái nước bơm vào lò hơi 3 là giao điểm của $p_3 = p_1 = 20 \text{ bar}$ và $s_3 = s'_2$ (hoặc $v_3 = v_2$ vì nước không nén được).

b) Hơi vào tuabin là hơi bão hòa khô, áp suất 20 bar, dùng bảng bão hòa hoặc đồ thị i - s tìm được $i_1 = 2799 \text{ kJ/kg}$.



Hình 5-15

Ra khỏi tuabin, hơi có $s_2 = s_1 = 6,340 \text{ kJ/kg.độ}$ và $p_2 = 0,1 \text{ bar}$, dùng đồ thị i - s tìm được $i_2 = 2009 \text{ kJ/kg}$, nếu dùng bảng, thấy s_2 nằm trong khoảng s'_2 và s''_2 là hơi bão hòa ẩm có độ khô

$$x_2 = \frac{s_2 - s'_2}{s''_2 - s'_2} = \frac{6,340 - 0,6492}{8,149 - 0,6492} = 0,76$$

và $i_2 = i_{2'} + x_2 r_2 = 191,9 + 0,76 \times 2392 = 2009 \text{ kJ/kg}$.

Nước ra khỏi bình ngưng là nước bão hòa có áp suất 1 bar, tìm ở bảng bão hòa được $i_{2'} = 191,9 \text{ kJ/kg}$. Nước sau khi bơm có $p_3 = p_1 = 20 \text{ bar}$ và $s_3 = s_{2'} = 0,6492 \text{ kJ/kg.độ}$ hoặc $v_3 = v_{2'} = 0,0010103 \text{ m}^3/\text{kg}$, có thể dùng bảng nước chưa sôi, nội suy được $i_3 = 194 \text{ kJ/kg}$ hoặc có thể tính $i'_3 = i_{2'} + l_b = i_{2'} + v_3(p_3 - p_1) = 191,9 + 0,0010103(2000 - 10) = 193,9 \text{ kJ/kg}$.

c) Công kỹ thuật của tuabin sinh ra trong quá trình dẫn nở đoạn nhiệt $l_1 = i_1 - i_2 = 2799 - 2009 = 790 \text{ kJ/kg}$, biểu thị bằng diện tích 12 $p_2 p_1$ trên đồ thị p - v hoặc đoạn thẳng $i_1 i_2$ trên đồ thị i - s .

Công kĩ thuật dùng khi bơm nước :

$|l_b| = i_3 - i_2 = v_3(p_3 - p_2) = 2 \text{ kJ/kg}$, biểu thị bằng diện tích 32'p₂p₃ trên đồ thị p-v hoặc đoạn 2'3 trên i-s (không thể hiện trong đồ thị i-s trong phụ lục).

Công trong chu trình $l = l_{kt} = l_1 - |l_b| = 790 - 2 = 788 \text{ kJ/kg}$ bằng diện tích 122'3 trên đồ thị p-v hoặc T-s.

Nhiệt lượng môi chất nhận được từ nguồn nóng :

$q_1 = i_1 - i_3 = 2799 - 193,9 = 2605 \text{ kJ/kg}$, biểu thị bằng diện tích 31 s₃s₁ trên T-s hoặc khoảng cách thẳng đứng từ 3 đến 1 trên đồ thị i-s.

Nhiệt lượng môi chất thải cho nguồn lạnh :

$|q_2| = i_2 - i_2' = 2009 - 191,9 = 1817 \text{ kJ/kg}$, có thể biểu thị bằng diện tích 1'2' s₂s'₂ trên T-s hoặc khoảng cách thẳng đứng từ 2' đến 2 trên i-s.

Nhiệt lượng đã chuyển thành công trong chu trình :

$q = q_1 - |q_2| = l = l_{kt} = l_1 - |l_b| = 2605 - 1817 = 788 \text{ kJ/kg}$, bằng diện tích 312a' trên đồ thị p-v hoặc T-s.

$$\eta_T = \frac{l}{q_1} = \frac{l_{kt}}{q_1} = \frac{q_1 - q_2}{q_1} = \frac{788}{2605} = 0,30$$

Cũng có thể tính theo công thức :

$$\eta_T = \frac{(i_1 - i_3) - (i_2 - i_2')}{i_1 - i_3} \approx \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_2'}, \text{ các trị số entanpi có thể tìm}$$

trực tiếp trên đồ thị i-s, nhưng trong đồ thị i-s trong phụ lục, không có i_{2'}, có thể tính i_{2'} = c.t_{2'}, trong đó nhiệt dung riêng của nước C = 1 kcal/kg.độ = 4,18 kJ/kg.độ. Kết quả tìm được xấp xỉ các kết quả đã cho ở trên.

$$d) \eta_{TC} = 1 - \frac{T_2}{T_1} = 1 - \frac{273 + 45,84}{273 + 212,37} = 0,35$$

5-16. DS : b) $t_1 = 90^\circ\text{C} = 363\text{K}$; $p_1 = 27,564 \text{ bar}$; $v_1 = 0,00564 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_1 = 600,43 \text{ kJ/kg}$; $s_1 = 4,71861 \text{ kJ/kg.độ}$.

$$t_2 = 20^\circ\text{C} = 293 \text{ K} ; p_2 = 5,666 \text{ bar} ; s_2 = s_1 = 4,71861 \text{ kJ/kg.độ} ;$$

$$x_2 = 0,9 ; i_2 = 568 \text{ kJ/kg.}$$

$$t'_2 = t_2 = 20^\circ\text{C} = 293 \text{ K} ; p_{2'} = p_2 = 5,666 \text{ bar} ;$$

$$s'_2 = 4,25371 \text{ kJ/kg.độ} ; i'_2 = 437,9 \text{ kJ/kg} ;$$

$$p_3 = p_1 = 27,564 \text{ bar} ; s_3 = s_{2'} = 4,25371 \text{ kJ/kg.độ} ; t_3 \approx t_{2'} ;$$

$$i_3 \approx i_{2'} ;$$

$$\text{c) } I_1 = 32,42 \text{ kJ/kg} ; l_h = 0$$

$$q_1 = 162,53 \text{ kJ/kg} ; q_2 = 130,1 \text{ kJ/kg.}$$

$$\eta_T \approx 0,2.$$

d) $\eta_T \approx 0,2$. Chu trình Rankin dùng hơi bão hòa đối với frêon 12 trong phạm vi nhiệt độ nguồn chênh lệch không lớn có hiệu suất nhiệt xấp xỉ hiệu suất nhiệt của chu trình Cacnô thuận chiều thuận nghịch.

5-17. HD : a) Phương pháp giống như bài 5-15 : được các thông số trạng thái :

$$p_1 = 30 \text{ bar} ; t_1 = 400^\circ\text{C} ; i_1 = 3229 \text{ kJ/kg} ; v_1 = 0,09929 \text{ m}^3/\text{kg} ; \\ s_1 = 6,9160 \text{ kJ/kg.độ} ; p_2 = 0,04 \text{ bar} ; t_2 = 29^\circ\text{C} ; x_2 = 0,81 ; \\ s_2 = 6,9160 \text{ kJ/kg.độ} ; i_2 = 2090 \text{ kJ/kg} ; p_{2'} = 0,04 \text{ bar} ; \\ i_{2'} = 121,4 \text{ kJ/kg} ; s_{2'} = 0,4225 \text{ kJ/kg.độ} ; v_{2'} = 0,0010041 \text{ m}^3/\text{kg.}$$

$$\text{Trạng thái 3 : } p_3 = p_1 = 30 \text{ bar} ; v_3 = v_{2'} = 0,0010041 \text{ m}^3/\text{kg} ; \\ i_3 \approx i_{2'} = 121,4 \text{ kJ/kg} ; s_3 = s_{2'} = 0,4225 \text{ kJ/kg.độ} ; t_3 = t_{2'} = 29^\circ\text{C.}$$

$$\text{b) } \eta_T = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_{2'}} = \frac{3229 - 2090}{3229 - 121,4} = 0,366.$$

Hiệu suất của chu trình Cacnô trong cùng phạm vi nhiệt độ :

$$\eta_{TC} = 1 - \frac{273 + 29}{273 + 400} = 0,55.$$

c) Nếu tăng $p_1 = 100 \text{ bar}$, t_1 vẫn giữ bằng 400°C được

$$i_1 = 3093 \text{ kJ/kg} ; s_1 = 6,207 \text{ kJ/kg.độ.}$$

Với $s_2 = s_1$, tìm được x_2 và tính được $i_2 = 1880 \text{ kJ/kg.}$

$$\text{Hiệu suất nhiệt } \eta_T = \frac{3093 - 1800}{3093 - 121,4} = 0,41.$$

d) Nếu giữ nguyên $p_1 = 30 \text{ bar}$, nâng $t_1 = 500^\circ\text{C}$, được $i_1 = 3460 \text{ kJ/kg}$; $s_1 = 7,23 \text{ kJ/kg.độ}$; tính được x_2 và $i_2 = 2180 \text{ kJ/kg}$.

$$\eta_T = \frac{3460 - 2180}{3460 - 121,4} = 0,38.$$

5-18. HD : a) Với $p_1 = 40 \text{ bar}$; $t_1 = 500^\circ\text{C}$ và $p_2 = 0,04 \text{ bar}$.
Tìm được $i_1 = 3446 \text{ kJ/kg}$; $i_2 = 121,4 \text{ kJ/kg}$;

Dựa vào $s_2 = s_1$, tìm được x_2 và $i_2 = 2146 \text{ kJ/kg}$.

$$\text{b) } \eta_T = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i'_2} = \frac{3446 - 2146}{3446 - 121,4} = 0,39$$

$$l = i_1 - i_2 = 3446 - 2146 = 1300 \text{ kJ/kg}.$$

$$\eta_{TC} = 1 - \frac{273 + 29}{273 + 500} = 0,61$$

c) Nếu áp suất trong bình ngưng bằng 1 bar thì $i_2 = 417,4 \text{ kJ/kg}$, vẫn theo $s_2 = s_1$, tính được x_2 và $i_2 = 2580 \text{ kJ/kg}$

$$\text{và } \eta_T = \frac{3446 - 2580}{3446 - 427,4} = 0,286.$$

Nếu áp suất trong bình ngưng bằng 2 bar , thì $i'_2 = 504,8 \text{ kJ/kg}$,
tính được $i_2 = 2690 \text{ kJ/kg}$

$$\text{và : } \eta_T = \frac{3446 - 2690}{3446 - 505} = 0,257.$$

5-19. HD : a) Với $p_1 = 100 \text{ bar}$, $t_1 = 500^\circ\text{C}$, được $i_1 = 3372 \text{ kJ/kg}$; $v_1 = 0,03281 \text{ m}^3/\text{kg}$; $s_1 = 6,596 \text{ kJ/kg.độ}$.

Với $p_a = 30 \text{ bar}$; $s_a = s_1$, tìm được x_a và $i_a = 3040 \text{ kJ/kg}$.

Với $p_b = p_a = 30 \text{ bar}$; $t_b = 500^\circ\text{C}$, được $i_b = 3460 \text{ kJ/kg}$. Với $p_2 = 0,04 \text{ bar}$ và $s_2 = s_b$, tìm được $x_2 = 84,6\%$, $i_2 = 2180 \text{ kJ/kg}$ và $i'_2 = 121,4 \text{ kJ/kg}$.

$$b) \eta_T = \frac{i_1 + i_2}{q_1} = \frac{(3372 - 3046) + (3460 - 2180)}{(3372 - 121,4) + (3460 - 3040)} = 0,438.$$

$$\eta_{TC} = 1 - \frac{273 + 29}{273 + 500} = 0,609.$$

c) Nếu không có quá nhiệt trung gian, thông số trạng thái 1 không đổi, theo $s_2 = s_1$ và $p_2 = 0,04$ bar, tìm được x_2 rồi $i_2 = 200$ kJ/kg ; $i_2 = 121,4$ kJ/kg và $x_2 = 77\%$.

$$\text{Hiệu suất nhiệt tính được } \eta_T = \frac{3372 - 2000}{3372 - 121,4} = 0,422.$$

5-20. HD : a) Với $p_1 = 100$ bar ; $t_1 = 500^\circ\text{C}$, được các thông số v_1 , s_1 và $i_1 = 3372$ kJ/kg.

Với $p_a = 20$ bar và $s_a = s_1$, tính được x_a và $i_a = 2948$ kJ/kg. Giả nhiệt đẳng áp đến $t_b = 400^\circ\text{C}$, tìm được $i_b = 3250$ kJ/kg. Từ b giãn nở đoạn nhiệt đến $p_2 = 0,04$ bar, với $s_2 = s_b$ và $p_2 = 0,04$ bar tính được $x_2 = 83,2\%$ và $i_2 = 2150$ kJ/kg.

b) Hiệu suất nhiệt :

$$\eta_T = \frac{i_{1a} + i_{b2}}{q_{31} + q_{ab}} = \frac{(3372 - 2948) + (3250 - 2150)}{(3372 - 121,4) + (3250 - 2948)} = 0,429$$

Trong cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt được : $\eta_{TC} = 0,609$.

c) Nếu không cài tiến có $i_1 = 3372$ kJ/kg ; $i_2 = 2000$ kJ/kg ; $x_2 = 77\%$.

$$\eta_T = \frac{3372 - 2000}{3372 - 121,4} = 0,422.$$

5-21. HD : a) Lượng nhiên liệu cần dùng trong 1 giờ cho tuabin 6MW :

$$B = \frac{dN(i_1 - i'_2)}{Q_1^{lv} \cdot \eta_1} ; \text{ trong đó suất tiêu hao hơi cho 1 kW là :}$$

$$d = \frac{3600}{i_1 - i_2} = 4,61 \text{ kJ/kW.h}$$

Cách xác định i_1, i_2, i_2' như các bài trước, thay vào được .

$$B = \frac{4,61 \times 6 \times 10^3 (2550 - 439,4)}{20 \times 10^3 \times 0,85} = 4,7 \times 10^3 \text{ kg/h} = 4,7 \text{ T}$$

Nhiệt cung cấp cho hệ dùng nhiệt trong 1 giờ là :

$$Q_{cn} = dN (i_2 - i_2') = 4,61 \times 6 \times 10^3 (2500 - 439,4) = 5,85 \times 10^7 \text{ kJ/h.}$$

b) Nếu cấp hơi cho điện và nhiệt riêng theo các thông số đã cho thay các thông số $i_1 = 3330 \text{ kJ/kg}$; $i_2 = 2095 \text{ kJ/kg}$; $i_2' = 121,4 \text{ kJ/kg}$ được lượng nhiên liệu để cấp điện :

$$B_d = \frac{dN(i_1 - i_2')}{Q_{t^{lv}} \cdot \eta} = \frac{3600 \times 6 \times 10^3 (3330 - 121,4)}{(3330 - 2095) \times 0,85 \times 20 \times 10^3} = 3,303 \text{ T/h}$$

Lượng nhiên liệu để cấp nhiệt :

$$B_{cn} = \frac{Q_{cn}}{Q_{t^{lv}} \cdot \eta} = \frac{5,85 \times 10^7}{20 \times 10^3 \times 0,85} = 3,441 \text{ T/h.}$$

Lượng nhiên liệu tổng :

$$B = B_d + B_{cn} = 6,74 \text{ T/h.}$$

Như vậy dùng phối hợp tiết kiệm được

$$\frac{\Delta B}{B} = \frac{6,74 - 4,7}{6,74} \times 100\% = 30\%$$

5-22. DS : a) $B = 4236,73 \text{ kg/h.}$

$$Q_{cn} = 8,32 \times 10^7 \text{ kJ/h.}$$

b) $B_d = 3288 \text{ kg/h}$; $B_{cn} = 3716 \text{ kg/h}$; $B_{\Sigma} = 7004 \text{ kg/h}$

$$\Delta B/B = 39,5\%.$$

5-23. HD : a) Với thủy ngân có $t_1 = 540^\circ\text{C}$, tìm được

$$p_1 = 12,91 \text{ bar} ;$$

$$v''_1 = 0,02565 \text{ m}^3/\text{kg} ; i''_1 = 408,218 \text{ kJ/kg} ;$$

$$s''_1 = 0,86898 \text{ kJ/kg.độ.}$$

Ở nhiệt độ 320°C có $p_2 = 0,50320 \text{ bar}$; $i'_2 = 86,788 \text{ kJ/kg}$;
 $i''_2 = 382,944 \text{ kJ/kg}$; $r_2 = 296,156 \text{ kJ/kg}$; $s'_2 = 0,47260 \text{ kJ/kgđộ}$;
 $s''_2 = 0,97190 \text{ kJ/kgđộ}$; $s_2 = s''_1 = 0,86898 \text{ kJ/kgđộ}$;

$$x_2 = \frac{s_2 - s'_2}{s''_2 - s'_2} = \frac{0,86898 - 0,47260}{0,97190 - 0,47260} = 0,7938 \approx 0,8.$$

$$i_2 = i'_2 + x_2 r_2 = 86,788 + (0,8 \times 296,156) = 323 \text{ kJ/kg}.$$

Với H_2O : $t_1 = 320^{\circ}\text{C}$, $p_1 = 112,90 \text{ bar}$; $i''_1 = 2700 \text{ kJ/kg}$;
 $s''_1 = 5,5353 \text{ kJ/kgđộ}$.

$p_2 = 0,04 \text{ bar}$; $t_2 = 29^{\circ}\text{C}$; $i'_2 = 121,4 \text{ kJ/kg}$; $i''_2 = 2554 \text{ kJ/kg}$;
 $r_2 = 2433 \text{ kJ/kg}$; $s'_2 = 0,4225 \text{ kJ/kgđộ}$; $s''_2 = 8,473 \text{ kJ/kgđộ}$.

$$s_2 = s_1 = 5,5353 \text{ kJ/kgđộ} ; x_2 = \frac{s_2 - s'_2}{s''_2 - s'_2} = \frac{5,5353 - 0,4225}{8,473 - 0,4225} = 0,635.$$

$$i_2 = 121,4 + (0,635 \times 2433) = 1666,6 \text{ kJ/kg}.$$

Khối lượng thủy ngân tương ứng với 1 kg hơi nước là :

$$m = \frac{(i_1 - i'_2)_{\text{H}_2\text{O}}}{(i_2 - i'_2)_{\text{Hg}}} = \frac{2700 - 121,42}{323,7128 - 86,788} = 10,915 \text{ kg Hg/kg H}_2\text{O}.$$

b) Nhiệt lượng nguồn cấp cho m kg thủy ngân :

$$Q_{\text{Hg}} = m(i_1 - i'_2)_{\text{Hg}} = 10,915(404,28 - 86,788) = \\ = 3465,36 \text{ kJ/kg H}_2\text{O}$$

Nhiệt lượng hơi nước thải cho nguồn lạnh :

$$q_{2\text{H}_2\text{O}} = (i_2 - i'_2)_{\text{H}_2\text{O}} = 1666,6 - 121,4 = 1545,2 \text{ kJ/kg}$$

Công của hơi nước sinh ra :

$$l_{\text{H}_2\text{O}} = (i_1 - i_2)_{\text{H}_2\text{O}} = 2700 - 1666,6 = 1033,4 \text{ kJ/kg}.$$

Công của mkg thủy ngân sinh ra :

$$L_{\text{Hg}} = m(i_1 - i'_2)_{\text{Hg}} = 10,915(404,28 - 323,7128) = \\ = 879,375 \text{ kJ/kg H}_2\text{O}.$$

Tổng công của 2 môi chất :

$$L = l_{\text{H}_2\text{O}} + L_{\text{Hg}} = 1033,4 + 879,375 = 1912,8 \text{ kJ/kg H}_2\text{O}$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình :

$$\eta_T = \frac{L}{Q_1} = \frac{1912,90}{3465,36} \cdot 100\% = 55\%$$

$$c) \eta_{TC} = 1 - \frac{29 + 273}{540 + 273} = 0,63.$$

d) Nếu hơi nước chỉ dẫn nở đến

$$t_2 = 100^\circ\text{C}, \text{ thì } s_2 = s_1 = 5,5356 \text{ kJ/kg.độ}$$

$$\text{và } x_2 = \frac{5,5353 - 1,3071}{7,3547 - 1,3071} = 0,70$$

$$\text{và } i_2 = i'_2 + x_2 = 1997 \text{ kJ/kg ; } i'_2 = 419,1 \text{ kJ/kg.}$$

Với F-12 ở 100°C có $p_1 = 32,964 \text{ bar}$; $i''_1 = 596,66 \text{ kJ/kg}$; ở 20°C có

$$p_2 = 5,6669 \text{ bar} ; s_2 = s''_1 = 4,70102 \text{ kJ/kg.độ.}$$

$$x_2 = \frac{4,70102 - 4,25371}{4,74691 - 4,25371} = 0,90 ; i'_2 = 437,9 \text{ kJ/kg ;}$$

$$i_2 = 437,9 + 0,90(582,47 - 437,9) = 569 \text{ kJ.}$$

$$m_{\text{F-12}} = \frac{(i_2 - i_2)_{\text{H}_2\text{O}}}{(i_1 - i_2)_{\text{F12}}} = \frac{1997 - 419,1}{158,76} = 9,939 \text{ kg F-12/kg H}_2\text{O.}$$

$$L_{\text{F-12}} = m(i_1 - i_2)_{\text{F-12}} = 9,939(596,66 - 569) = 274,714 \text{ kJ/kgH}_2\text{O.}$$

$$l_{\text{H}_2\text{O}} = (i_1 - i_2)_{\text{H}_2\text{O}} = 2700 - 1997 = 703 \text{ kJ/kg H}_2\text{O.}$$

$$m_{\text{Hg}} = \frac{(i_1 - i_2)_{\text{H}_2\text{O}}}{(i_2 - i_2)_{\text{Hg}}} = \frac{2700 - 419,1}{323,7128 - 86,788} = 9,627 \text{ kg Hg/kg H}_2\text{O.}$$

$$L_{\text{Hg}} = m(i_1 - i_2)_{\text{Hg}} = 9,627(404,28 - 323,7128) = 775,62 \text{ kJ/kg H}_2\text{O}$$

Hiệu suất tổng của hệ thống thiết bị có thể tính theo một trong hai công thức :

$$\eta_T = \frac{L_{\text{Hlg}} + l_{\text{H}_2\text{O}} + l_{\text{F-12}}}{Q_{\text{Hlg}}} = \frac{Q_{\text{Hlg}} - Q_{\text{2F-12}}}{Q_{\text{Hlg}}}$$

$$\text{Trong đó } Q_{\text{Hlg}} = m_{\text{Hlg}}(i_1 - i'_2)_{\text{Hlg}} = 9,627(404,28 - 86,788) = 3056,495 \text{ kJ/kg H}_2\text{O}$$

Thay vào được $\eta_T = 0,57$.

5-24. HD : a) Đây là một chu trình ghép gồm chu trình tuabin khí abcd và chu trình Rankin có quá nhiệt trung gian 1 AB22'3

Chu trình tuabin khí có $T_a = 293\text{K}$, $p_a = 1 \text{ bar}$, $p_b = 8 \text{ bar}$,

$$T_b = T_a \beta^{\left(\frac{k-1}{k}\right)} = 531 \text{ K} ; T_c = 800 + 273 = 1073 \text{ K} ;$$

$$T_d = T_c \frac{T_a}{T_b} = 592 \text{ K}.$$

Để nhiệt thải ra của chu trình tuabin khí đủ cấp cho bộ gia nhiệt đưa nước cấp thành nước bão hòa ở áp suất 160 bar, thì phải thỏa mãn phương trình cân bằng nhiệt :

$$m(i_d - i_a) = i_3 - i_2.$$

$$\text{Thay vào được } m = \frac{1650 - 121,4}{\frac{29,3}{29}(592 - 293)} = 6,06 \text{ kg không khí/kg H}_2\text{O}$$

$$\text{b) } i_1 = 3567 \text{ kJ/kg} ; i_A = 3070 \text{ kJ/kg} ; i_B = 3682 \text{ kJ/kg} ;$$

$$i_2 = 2270 \text{ kJ/kg} ; i_2' = 121,4 \text{ kJ/kg} ; i_1' = 1650 \text{ kJ/kg}.$$

$$\begin{aligned} \eta_T &= \frac{m[(i_c - i_d) - (i_b - i_a)] + (i_1 - i_A) + (i_B - i_2)}{m(i_c - i_b) + (i_1 - i_1') + (i_B - i_A)} \\ &= \frac{5,06[1,01(1073 - 592) - 1,01(531 - 293)] + (3567 - 3070) + (3682 - 2270)}{5,06 \cdot 1,01(1073 - 531) + 3567 - 1650 + 3682 - 3070} \\ &= \frac{3150,8758}{5298,9452} = 59,46\%. \end{aligned}$$

$$\eta_{TC} = 1 - \frac{20 + 273}{800 + 273} = 72,69\%$$

$$\eta_T / \eta_{TC} = 0,82$$

5-25. HD : a) Chu trình làm lạnh bằng không khí là chu trình ngược của chu trình tuabin khí.

b) $\varepsilon = \frac{q_2}{l}$, q_2 nhiệt lượng môi chất nhận được từ nguồn có nhiệt độ thấp : $q_2 = i_d - i_a = c_p(T_d - T_a)$.

l - công trong chu trình :

$$l = (i_b - i_a) - (i_c - i_d) = C_p(T_b - T_a - T_c + T_d)$$

$$T_a \text{ cố : } T_a = -20^\circ\text{C} = 253 \text{ K ;}$$

$$T_b = T_a \left(\frac{p_b}{p_a} \right)^{\frac{k-1}{k}} = 253 \cdot 5^{0.4/1.4} = 401 \text{ K ; } T_c = 15^\circ\text{C} = 288 \text{ K.}$$

$$T_d = T_c : \left(\frac{p_c}{p_d} \right)^{\frac{k-1}{k}} = 288 : 5^{0.286} = 182 \text{ K.}$$

Thay vào được

$$\varepsilon = \frac{c_p(T_d - T_a)}{c_p(T_b - T_a - T_c + T_d)} = \frac{253 - 182}{401 - 253 - 288 + 182} = 1,7.$$

$$\varphi = \varepsilon + 1 = 2,7.$$

$$\varepsilon_c = \frac{T_a}{T_c - T_a} = \frac{253}{288 - 253} = \frac{253}{35} = 7,23 ; \varphi_c = 8,23$$

c) Để có năng suất lạnh bằng 1 kW, lưu lượng không khí bằng :

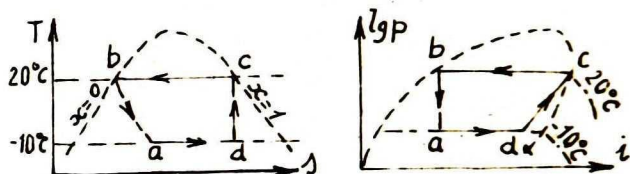
$$G = \frac{Q_2}{q_2} = \frac{1}{\frac{29,3}{29}(253 - 182)} = 0,014 \text{ kg/s.}$$

5-26. ĐS : b) $l = 51,5 \text{ kJ/kg ; } q_2 = 87 \text{ kJ/kg ; } \varepsilon = 1,7.$

$$\varepsilon_c = 13,4.$$

5-27. $N = 114 \text{ kw}$; $\varepsilon = 2$; $\varphi = 3$.

5-28. HD : a) Thông số trạng thái c sau máy nén là $t_c = 20^\circ\text{C}$ và $x_c = 1$; sau buồng làm mát là $t_b = 20^\circ\text{C}$, $x_b = 0$; sau van tiết lưu có $t_a = -10^\circ\text{C}$ và $i_a = i_b$; sau buồng lạnh có $t_d = -10^\circ\text{C}$ và $s_d = s_c$.



Hình 5-28

$$\text{b) } \varepsilon = \frac{q_2}{l} = \frac{i_d - i_a}{i_c - i_d}$$

Theo $t_c = 20^\circ\text{C}$ và $x_c = 1$, tra bảng được $i_c = 1699,4 \text{ kJ/kg}$;
theo $t_b = 20^\circ\text{C}$ và $x_b = 0$, được $i_b = 512,5 \text{ kJ/kg}$; $i_a = i_b$.

theo $s_d = s_c$ ta có $x_d = \frac{s_d - s'_d}{s''_d - s'_d} = \frac{8,5658 - 4,0164}{8,9438 - 4,0164} = 0,92$ và
 $i_d = 372,6 + 0,92 \cdot 1296,7 = 1565,564 \text{ kJ/kg}$.

$$\text{Thay vào được : } \varepsilon = \frac{1565,564 - 512,5}{1699,4 - 1565,564} = 8,05$$

$$\varepsilon_c = \frac{263}{293 - 263} = 8,77.$$

c) $\varphi = \varepsilon + 1 = 9,05$.

Nhiệt lượng cấp cho nguồn nóng :

$$q_1 = i_c - i_b = 1699,4 - 512,5 = 1186,9 \text{ kJ/kg}.$$

5-29. HD : a) Như bài 5-28.

b) Năng suất lạnh $Q_2 = G.q_2$; trong đó lưu lượng môi chất

$$G = \frac{N}{l} = \frac{N}{i_c - i_d}$$

$$\text{Thay vào được } G = \frac{50}{1699,4 - 1565,564} = 0,382 \text{ kg/s.}$$

$$Q_2 = 0,382.1053,046.3600 = 14,482.10^5 \text{ kW.h.}$$

$$\varepsilon = \frac{q_2}{l} = 8,05 = \frac{S.ads_a s_d}{S.bcs_c s_b - Sads_a s_d}$$

$$c) \varphi = 9,05 = \frac{S.bcs_c s_b}{Sbcs_c s_b - Sads_a s_d}$$

5-30. HD : a) Phương pháp như các bài 5-28 và 5-29.

$$b) \varepsilon = \frac{q_2}{l} = \frac{i_d - i_a}{i_c - i_d},$$

trong đó :

$t_c = 40^\circ\text{C}$ và $x_c = 1$, được $i_c = 590,09 \text{ kJ/kg}$;

$t_b = 40^\circ\text{C}$ và $x_b = 0$, được $i_b = 458,08 \text{ kJ/kg}$; $i_a = i_b$

$t_d = t_a = -20^\circ\text{C}$ và $s_d - s_c = 4,74097 \text{ kJ/kg.độ}$,

nên tìm được :

$$x_d = \frac{4,74097 - 4,11835}{4,76449 - 4,11835} = 0,96.$$

$$i_d = 400,47 + 0,96.163,54 = 557,468 \text{ kJ/kg.}$$

$$\text{Thay vào được } \varepsilon = \frac{557,468 - 458,08}{590,09 - 557,468} = 3,0$$

Năng suất lạnh :

$$Q_2 = G.q_2 = 0,03(557,468 - 458,08).3600 = 10,734.10^3 \text{ kW.h.}$$

$$\varepsilon_c = \frac{T_2}{T_1 - T_2} = \frac{253}{313 - 253} = 4,2$$

$$c) Q_1 = G(i_c - i_b) = 0,03(590,09 - 458,08).3600 = 14,257.10^3 \text{ kW.h.}$$

TRUYỀN NHIỆT

CHƯƠNG 6

DẪN NHIỆT

A - CÁC CÔNG THỨC TÍNH TOÁN CƠ BẢN

§1. Dẫn nhiệt ổn định

1. Dẫn nhiệt qua vách phẳng

$$q = \frac{t_{w1} - t_{wn+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}}, \text{ W/m}^2$$

q - mật độ dòng nhiệt, W/m^2 ;

δ_i - chiều dày lớp thứ i , m ;

t_{w1} - nhiệt độ bề mặt trong cùng ;

t_{wn+1} - nhiệt độ bề mặt ngoài của lớp thứ n .

2. Dẫn nhiệt qua vách trụ

$$q_l = \frac{2\pi(t_{w1} - t_{wn+1})}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i}} ; \text{ W/m}$$

3. Dẫn nhiệt qua vách cầu

$$Q = \frac{2\pi\lambda(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{1}{d_1} - \frac{1}{d_2}}$$

4. Dẫn nhiệt qua thanh

a) Thanh dài vô hạn

$$\theta = \theta_0 e^{-mx}, \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$Q = \theta_0 \sqrt{\alpha_l \lambda f u}, \text{ W};$$

$\theta = t - t_f$ (t_f - nhiệt độ môi trường xung quanh);

θ_0 - nhiệt độ thừa ban đầu, $^\circ\text{C}$;

$$m = \sqrt{\frac{\alpha_l \cdot u}{\lambda \cdot f}}$$

u - chu vi mặt cắt thanh, m ;

f - diện tích mặt cắt ngang của thanh, m^2 ;

α_l - hệ số tỏa nhiệt xung quanh thanh, $\text{W}/\text{m}^2\text{K}$;

λ - hệ số dẫn nhiệt, W/mK .

b) Thanh dài hữu hạn khi bỏ qua tỏa nhiệt đầu thanh

$$\theta = \theta_0 \frac{\text{chm}(x - l)}{\text{ch}(ml)}, \text{ } ^\circ\text{C} ;$$

$$\theta_l = \theta_0 \frac{1}{\text{ch}(ml)}, \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$Q = \theta_0 \frac{\alpha_l \cdot u}{m} \text{th}(ml), \text{ W} ;$$

l - chiều dài thanh, m.

5. Dẫn nhiệt qua cánh

a) Dẫn nhiệt qua cánh thẳng có chiều dày không đổi khi bỏ qua tỏa nhiệt ở đỉnh cánh :

$$\theta_2 = \theta_1 \frac{1}{\text{ch(ml)}}$$

$$Q = \lambda m f \theta_1 \text{th(ml)}$$

$$m = \sqrt{\frac{2\alpha_1}{\lambda \delta}}$$

θ_1, θ_2 - nhiệt độ thừa ở gốc cánh và đỉnh cánh, °C ;

l - chiều dài của cánh, m ;

δ - chiều dày của cánh, m.

Để xét tỏa nhiệt ở đỉnh cánh vẫn có thể dùng công thức trên nhưng khi đó phải tăng chiều cao cánh lên một khoảng bằng $\frac{1}{2} \delta$.

b) Cánh có chiều dày thay đổi (cánh hình thang và cánh tam giác).

Trong tính toán thực tế, người ta thường dùng công thức gần đúng sau đây để tính lượng nhiệt truyền qua cánh hình thang hoặc cánh tam giác :

$$Q' = \varepsilon' \cdot F' \cdot q$$

Q' - nhiệt lượng truyền qua cánh có chiều dày thay đổi, W ;

F' - diện tích tỏa nhiệt của cánh có chiều dày thay đổi, m² ;

$q = \frac{Q}{F}$ - mật độ dòng nhiệt của cánh có chiều dày không đổi mà chiều dài, chiều cao, chiều dày bằng chiều dài, chiều cao, chiều dày trung bình của cánh có chiều dày thay đổi ;

ε' - hệ số hiệu chỉnh tính tới sự co hẹp của cánh, $\varepsilon' = f\left(\frac{\theta_2}{\theta_1}, \frac{\delta_2}{\delta_1}\right)$ (H.6-1a) ;

$\frac{\theta_2}{\theta_1}$ - tỉ số nhiệt độ thừa ở đỉnh cánh và gốc cánh thẳng tương ứng :

$$\frac{\theta_2}{\theta_1} = \frac{1}{\text{ch(ml)}} ;$$

δ_1, δ_2 - chiều dày ở gốc cánh và đỉnh cánh.

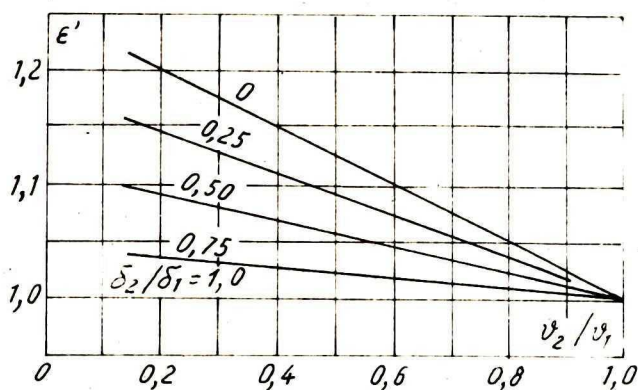
c) Cánh tròn có tiết diện không đổi

$$Q'' = \varepsilon'' \cdot F'' \cdot q ;$$

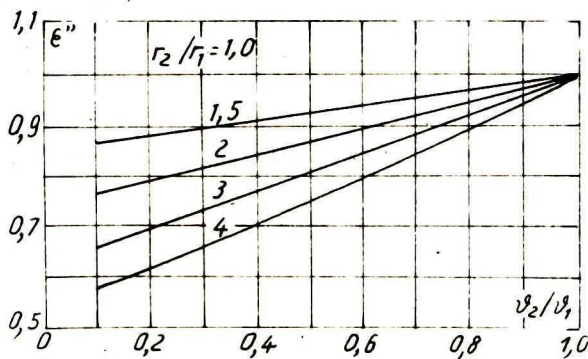
Q'' - lượng nhiệt truyền qua cánh tròn ;

F'' - bề mặt tỏa nhiệt của cánh tròn, m^2 ;

$q = \frac{Q}{F}$ mật độ dòng nhiệt của cánh thẳng có chiều dày, chiều cao bằng chiều dày, chiều cao của cánh tròn và chiều rộng bằng một mét.



Hình 6-1a



Hình 6-1b

$\varepsilon'' = f\left(\frac{\theta_2}{\theta_1}, \frac{r_2}{r_1}\right)$, hệ số hiệu chỉnh xác định theo H.6-1b ;

$\frac{\theta_2}{\theta_1}$ - tỉ số nhiệt độ thừa ở đỉnh cánh và gốc cánh thẳng tương ứng :

$$\frac{\theta_2}{\theta_1} = \frac{1}{ch(ml)}$$

6. Dẫn nhiệt khi có nguồn nhiệt bên trong

Khi dòng nhiệt truyền theo phương r và chiều dày vách là R thì trường nhiệt độ trong cả ba loại vách được biểu diễn một cách tổng quát qua :

$$t(r) = t_f + \frac{q_v R^2}{2\lambda(1+n)} \left(1 - \frac{r^2}{R^2} + \frac{2\lambda}{\alpha R} \right)$$

trong đó : $n = 0$ đối với tấm phẳng ; $n = 1$ đối với vách trụ và $n = 2$ đối với vật hình cầu.

Mật độ dòng nhiệt trên bề mặt vật $q(W/m^2)$

$$q = q_v \frac{V}{F_\Sigma} = q_v \frac{R}{1+n}$$

ở đây : $q_v(W/m^3)$ là mật độ nguồn nhiệt bên trong ;

$F_\Sigma(m^2)$ diện tích toàn phần của bề mặt bao quanh.

§2. Dẫn nhiệt không ổn định

1. Dẫn nhiệt với điều kiện biên loại 1

a) Đốt nóng (hoặc làm nguội) một phía 1 tấm phẳng dày vô hạn

$$\frac{t - t_o}{t_w - t_o} = 1 - \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^{\xi} \exp[-(\xi')^2] d\xi' = 1 - \operatorname{erf} \xi$$

$$\xi = \frac{X}{2\sqrt{a\tau}}$$

t_o - nhiệt độ ban đầu của tấm, °C ;

t_w - nhiệt độ bề mặt bị đốt nóng (hoặc làm nguội), °C ;

b) Đốt nóng cả hai phía một tấm phẳng có chiều dày S :

$$Nu = \frac{\bar{\alpha} \cdot S}{\lambda} = \sqrt{Nu_{t \rightarrow \infty}^2 + Nu_{t \rightarrow 0}^2} = \sqrt{\left(\frac{\pi^2}{2}\right)^2 + \frac{4}{\pi} \frac{1}{Fo}}$$

$Fo = \frac{a \cdot \tau}{S^2}$; $\bar{\alpha}$ - hệ số tỏa nhiệt trung bình của tấm, W/m²K.

c) Đốt nóng thanh trụ và hình cầu đường kính d :

Đối với thanh trụ dài vô hạn : $\left(Fo = \frac{a \cdot \tau}{d^2}\right)$

$$Nu = \frac{\bar{\alpha} \cdot d}{\lambda} = \sqrt{Nu_{t \rightarrow \infty}^2 + Nu_{t \rightarrow 0}^2} = \sqrt{\left(\frac{7}{12} \pi^2\right)^2 + \frac{4}{\pi} \frac{1}{Fo}}$$

Đối với hình cầu :

$$Nu = \frac{\bar{\alpha} \cdot d}{\lambda} = \sqrt{Nu_{t \rightarrow \infty}^2 + Nu_{t \rightarrow 0}^2} = \sqrt{\left(\frac{2}{3} \pi^2\right)^2 + \frac{4}{\pi} \frac{1}{Fo}}$$

d) Đốt nóng tấm phẳng khi nhiệt độ bề mặt thay đổi một cách tuần hoàn

Theo quy luật $t_w = t_w + \Delta t_w \cos(\omega \tau)$

$$t(x, \tau) = \bar{t}_w + \Delta t_w \exp\left(-\frac{1}{\sqrt{2}} \sqrt{\frac{\omega}{a}} x\right) \cos\left(-\frac{1}{\sqrt{2}} \sqrt{\frac{\omega}{a}} x + \omega \tau\right)$$

$\bar{t}_w$ - nhiệt độ trung bình trên bề mặt ;

Δt_w - biên độ dao động nhiệt độ bề mặt ;

$\omega = \frac{2\pi}{\tau_o}$ tần số, $\frac{1}{s}$; τ_o - chu kỳ của dao động.

2. Dẫn nhiệt với điều kiện biên loại 3

a) Tấm phẳng

Nhiệt độ ở tâm của tấm : $\theta_x^* = 0 = F_1(Bi, Fo)$

Nhiệt độ trên bề mặt tấm : $\theta_x^* = 1 = F_2(Bi, Fo)$

$$Bi = \frac{\alpha \cdot \delta}{\lambda} ; Fo = \frac{a \cdot \tau}{\delta^2}$$

δ – một nửa chiều dày tấm, m ;

τ – thời gian gia nhiệt, s ;

$X = \frac{x}{\delta}$ tọa độ không thứ nguyên ;

α – hệ số tỏa nhiệt trên bề mặt, W/m²K.

Các hàm F_1 và F_2 tra theo đồ thị. (6-2a) và (6-2b)

b) Thanh trụ

Nhiệt độ ở tâm : $\theta_R^* = 0 = F'_1(Bi, Fo) ;$

Nhiệt độ trên bề mặt : $\theta_R^* = 1 = F'_2(Bi, Fo) ;$

$$Bi = \frac{\alpha \cdot r_0}{\lambda} ; Fo = \frac{a \cdot \tau}{r_0^2} ; R = \frac{r}{r_0}$$

r_0 – bán kính thanh trụ, m.

Các hàm F'_1 và F'_2 tra theo đồ thị. (6-2c) và (6-2d)

c) Vật thể hình dáng phức tạp

– Vật hình hộp : $\theta_{x,y,z,\tau}^* = \theta_{x,\tau}^* \cdot \theta_{y,\tau}^* \cdot \theta_{z,\tau}^*$

– Thanh hình chữ nhật : $\theta_{xy\tau}^* = \theta_{x\tau}^* \cdot \theta_{y\tau}^*$

– Hình trụ cắt : $\theta_{r\tau}^* = \theta_{r\tau}^* \cdot \theta_{z\tau}^*$

3. Dẫn nhiệt với điều kiện biên liên hợp (điều kiện biên loại 4)

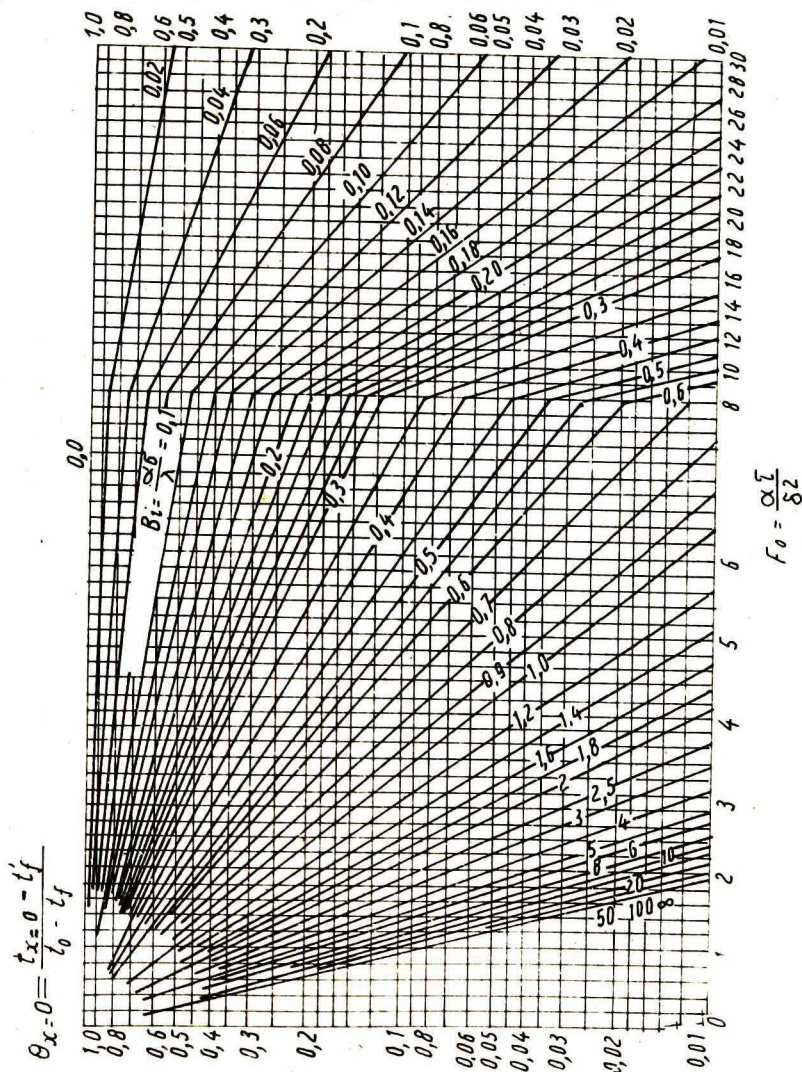
$$t = t_m - (t_m - t_1) \operatorname{erf} \xi ;$$

$$t = t_m + (t_2 - t_m) \operatorname{erf} \xi ;$$

$$\xi = \frac{x}{2\sqrt{a\tau}} ; \quad \frac{t_1 - t_m}{t_m - t_2} = \frac{b_1}{b_2} = \frac{\sqrt{\lambda_1 \cdot c_1 \cdot \rho_1}}{\sqrt{\lambda_2 \cdot c_2 \cdot \rho_2}}$$

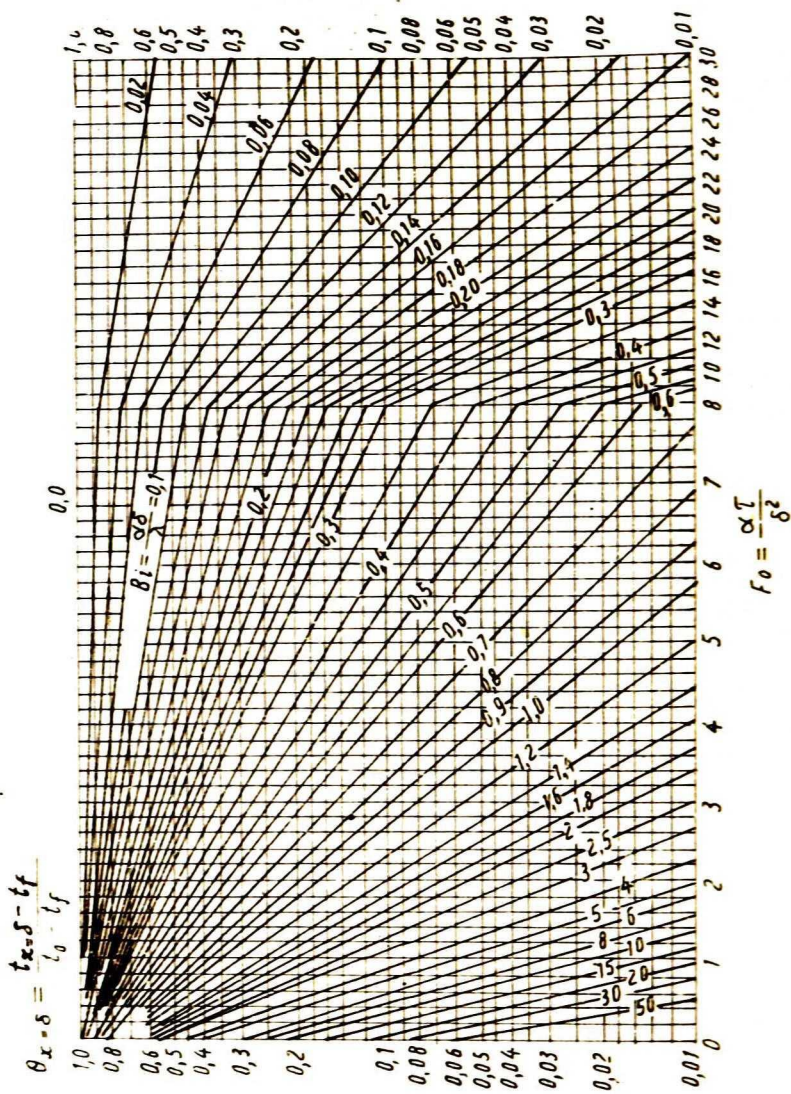
t_1, t_2 - nhiệt độ của hai tấm phẳng trước khi tiếp xúc với nhau ;

t_m - nhiệt độ tại bề mặt tiếp xúc của hai tấm.



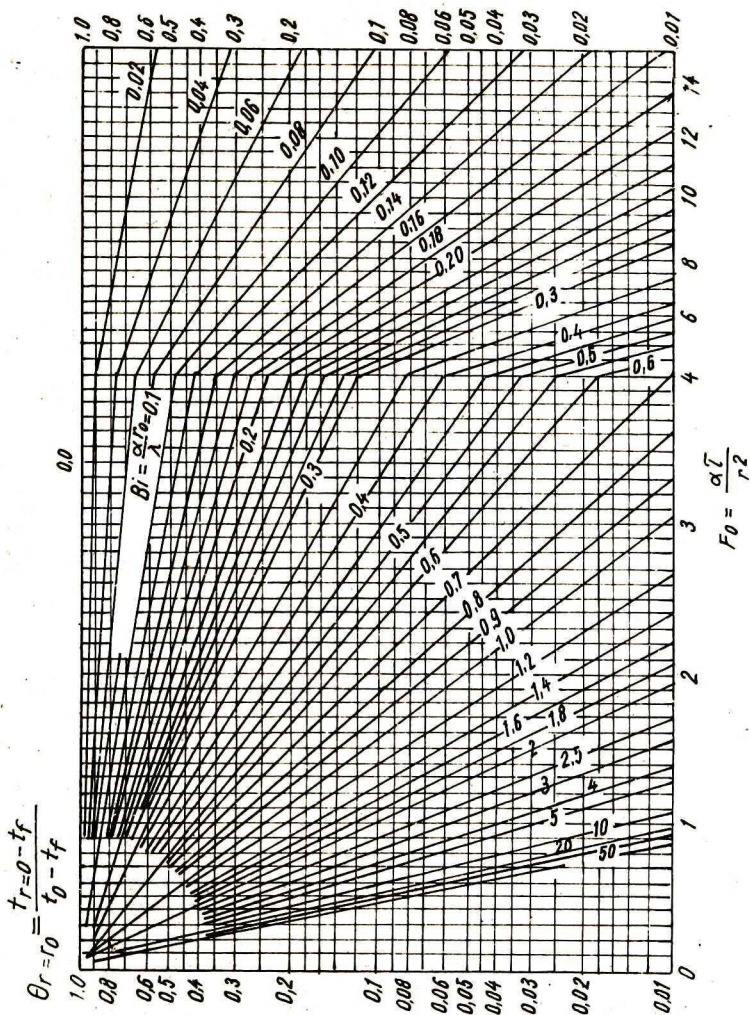
Hình 6-2a

$$\theta_{x=0}^* = 0 = F_1(Bi ; Fo)$$

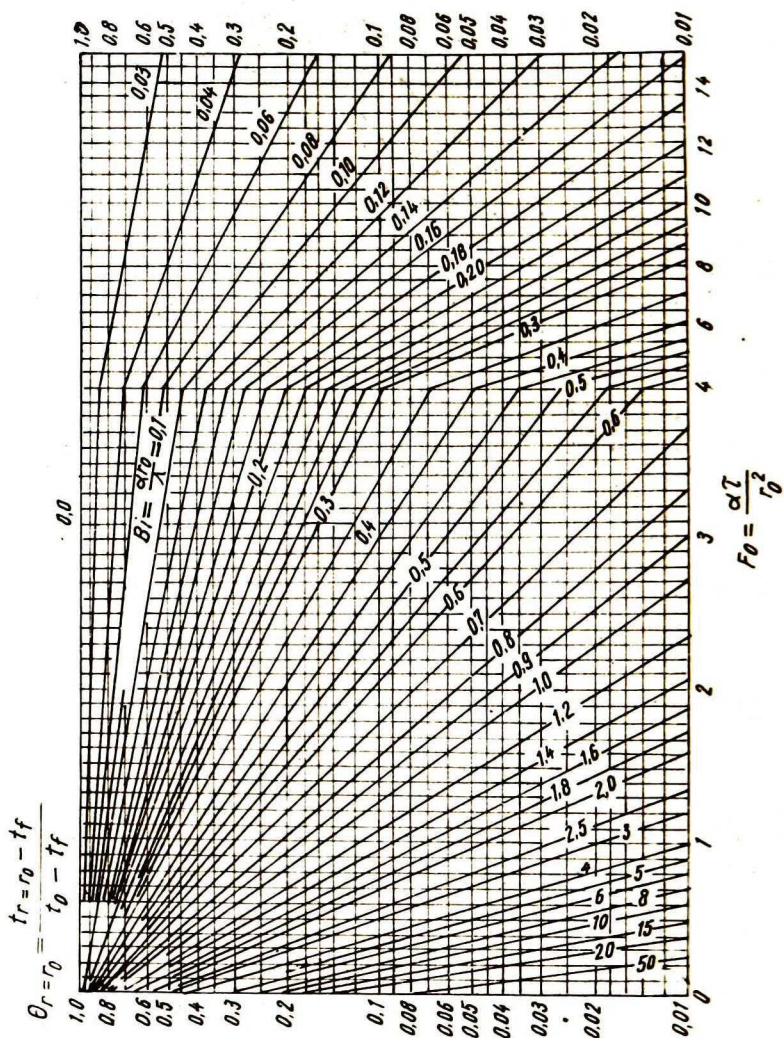


Hình 6-2b

$$\theta_{x=\delta}^* = \delta = F_2(Bi ; Fo)$$



Hình 6-2c
 $\theta_{r=0}^* = F_1(Bi ; F_1)$



Hình 6-2d

$$\theta_r^* = 1 = F_2(Bi ; Fo)$$

B - ĐỀ BÀI

§1. Dẫn nhiệt ổn định

6-1. Tính bề dày lớp cách nhiệt của một vách phẳng để mất mát nhiệt không quá 450 W/m^2 . Biết nhiệt độ mặt trong và mặt ngoài của lớp cách nhiệt $t_{w1} = 450^\circ\text{C}$, $t_{w2} = 50^\circ\text{C}$. Tính trong hai trường hợp :

a) $\lambda = 0,09 + 0,0000872t \text{ W/mK}$;

b) $\lambda = 0,109 + 0,000146t \text{ W/mK}$.

6-2. Cho một vách phẳng có bề dày δ hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách phụ thuộc vào nhiệt độ theo quan hệ $\lambda = \lambda_0(1 + \beta t)$, W/mK . Nhiệt độ trên các mặt vách lần lượt là t_{w1} , t_{w2} , mật độ dòng nhiệt qua vách q , W/m^2 .

a) Chứng minh rằng, sự phân bố nhiệt độ trên vách có dạng :

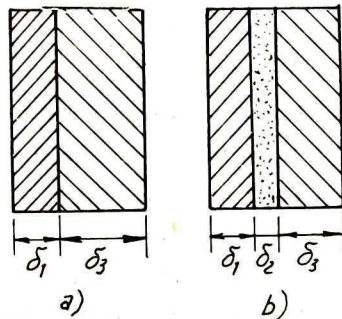
$$t_x = \sqrt{\left(\frac{1}{\beta} + t_{w1}\right)^2 - \frac{2qx}{\lambda_0\beta}} - \frac{1}{\beta}, \text{ } ^\circ\text{C}$$

b) Vách làm bằng gạch sa mốt có bề dày $\delta = 250\text{mm}$ nhiệt độ trên hai mặt vách $t_{w1} = 1350^\circ\text{C}$; $t_{w2} = 50^\circ\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt của vách $\lambda = 0,838(1 + 0,0007t) \text{ W/mK}$. Tìm sự phân bố nhiệt độ trên vách, biểu diễn bằng đồ thị.

6-3. Một tường lò xây bằng hai lớp : lớp gạch sa mốt dày $\delta_1 = 120\text{mm}$, lớp gạch đỏ $\delta_3 = 250\text{mm}$. Hệ số dẫn nhiệt của gạch sa mốt và gạch đỏ lần lượt bằng :

$$\lambda_1 = 0,93 \text{ và } \lambda_3 = 0,7 \text{ W/mK}$$

a) Nếu thêm vào giữa một lớp bột diatômít dày $\delta_2 = 50\text{mm}$ có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,113 + 0,00023t$, W/mK thì bề dày lớp gạch đỏ sẽ là bao nhiêu để mật độ dòng nhiệt qua



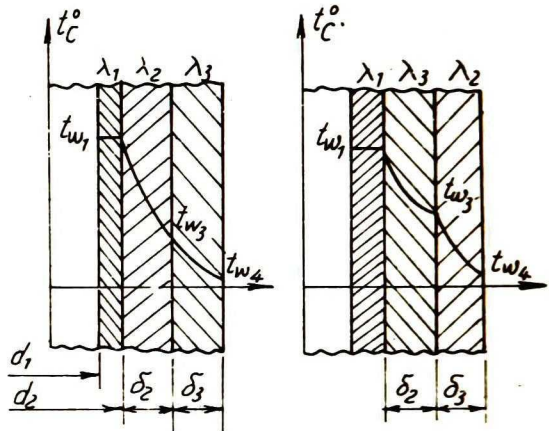
Hình 6-3

tường không đổi. Biết nhiệt độ mặt trong và mặt ngoài của tường lò luôn luôn bằng 1000°C và 50°C

b) Tính nhiệt độ ở các mặt tiếp xúc.

6-4. Tường lò gồm hai lớp : lớp trong bằng gạch chịu lửa, lớp ngoài bằng gạch cách nhiệt. Chiều dày lớp gạch chịu lửa là 200mm , hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 1,8 \text{ W/mK}$. Hệ số dẫn nhiệt của gạch cách nhiệt $\lambda_2 = 0,054 (1 + 0,0024t) \text{ W/mK}$. Nhiệt độ mặt trong của vách $t_w = 800^{\circ}\text{C}$. Xác định bề dày của lớp gạch cách nhiệt để mất mát nhiệt qua tường không quá 1100 W/m^2 và nhiệt độ mặt ngoài của tường không vượt quá 50°C .

6-5. Một ống thép đường kính $d_1/d_2 = 100/110\text{mm}$ được phủ hai lớp cách nhiệt có bề dày như nhau $\delta_2 = \delta_3 = 50\text{mm}$. Nhiệt độ mặt trong của ống $t_{w1} = 250^{\circ}\text{C}$ và mặt ngoài của lớp cách nhiệt thứ hai $t_{w4} = 50^{\circ}\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt của lớp cách nhiệt thứ nhất và thứ hai lần lượt bằng $\lambda_2 = 0,06$; $\lambda_3 = 0,12 \text{ W/mK}$. Hệ số dẫn nhiệt của ống thép $\lambda_1 = 50 \text{ W/mK}$.



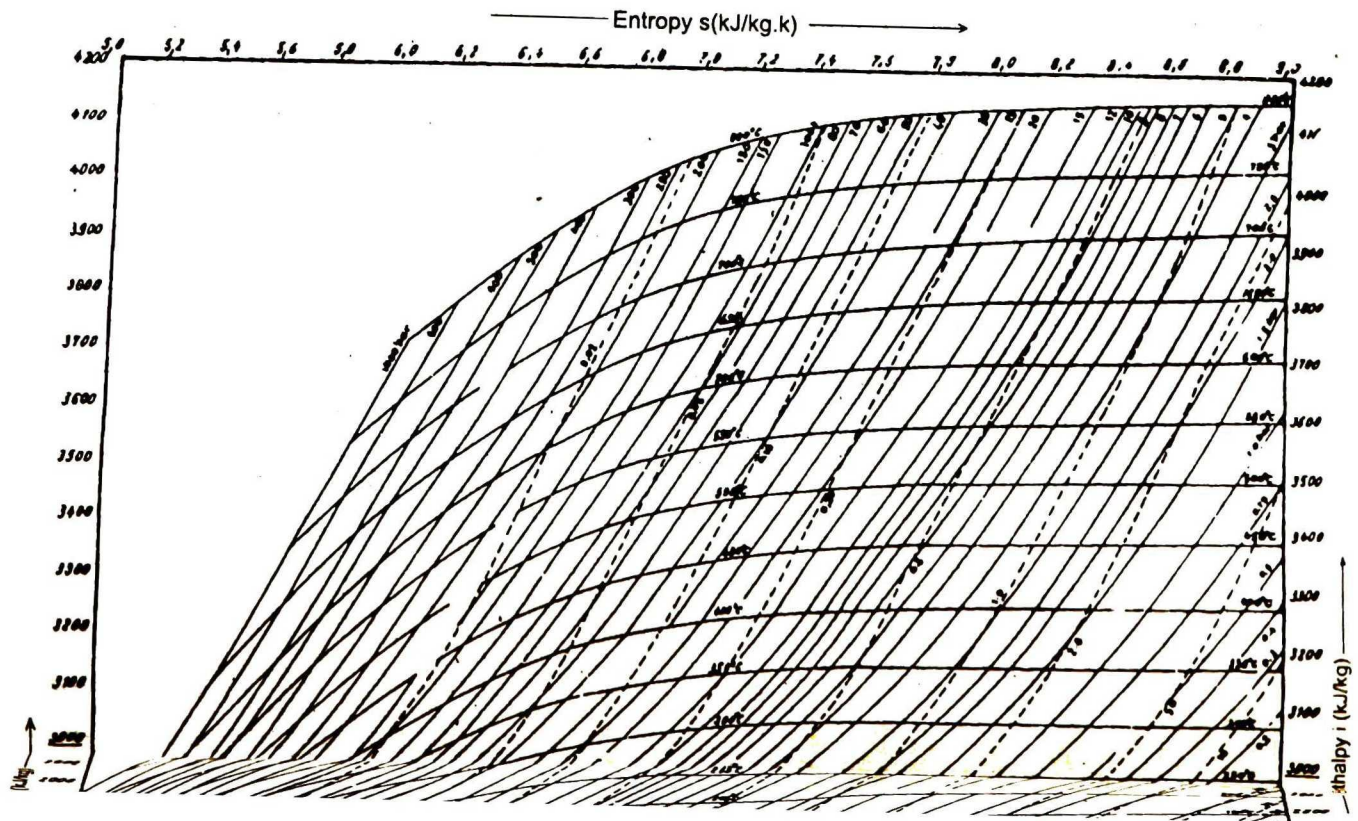
Hình 6-5

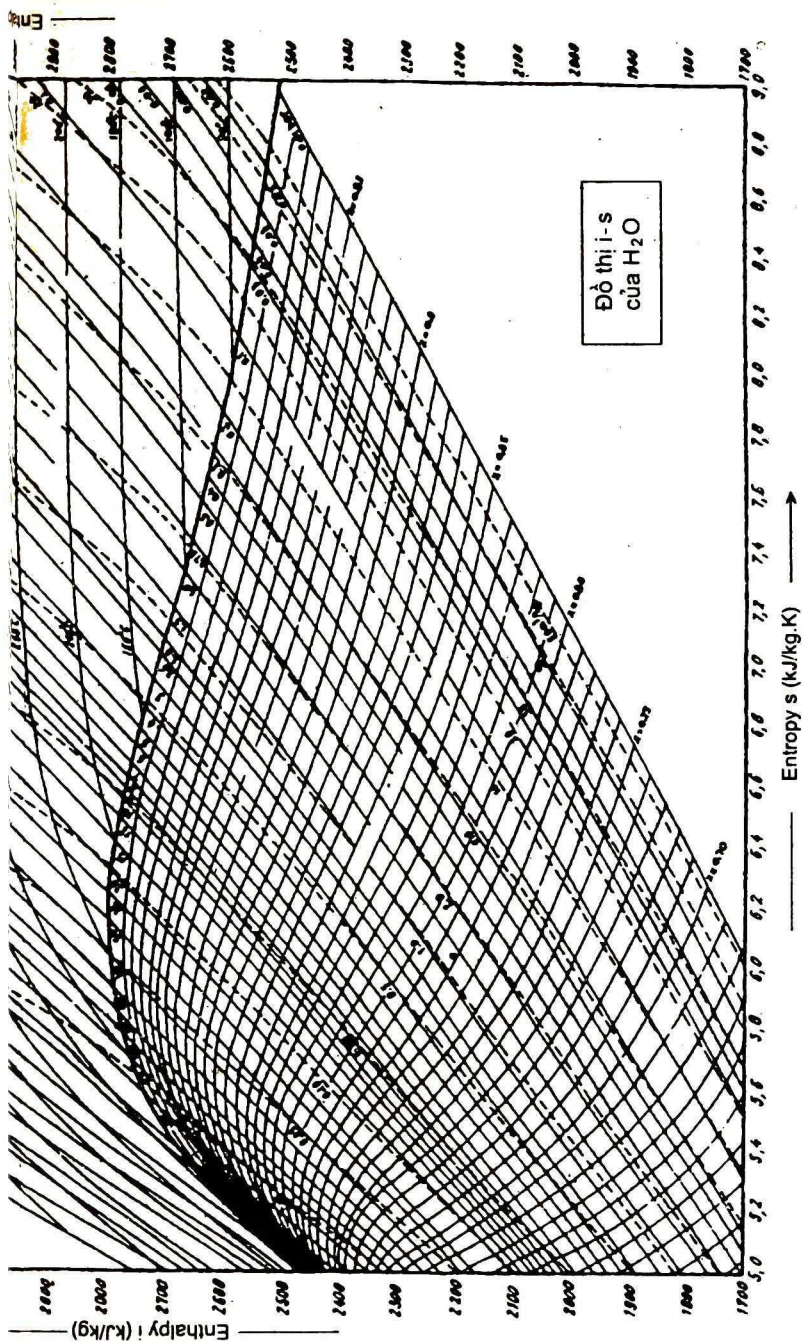
a) Xác định mất mát nhiệt qua một mét ống và nhiệt độ trên mặt tiếp xúc giữa các lớp cách nhiệt.

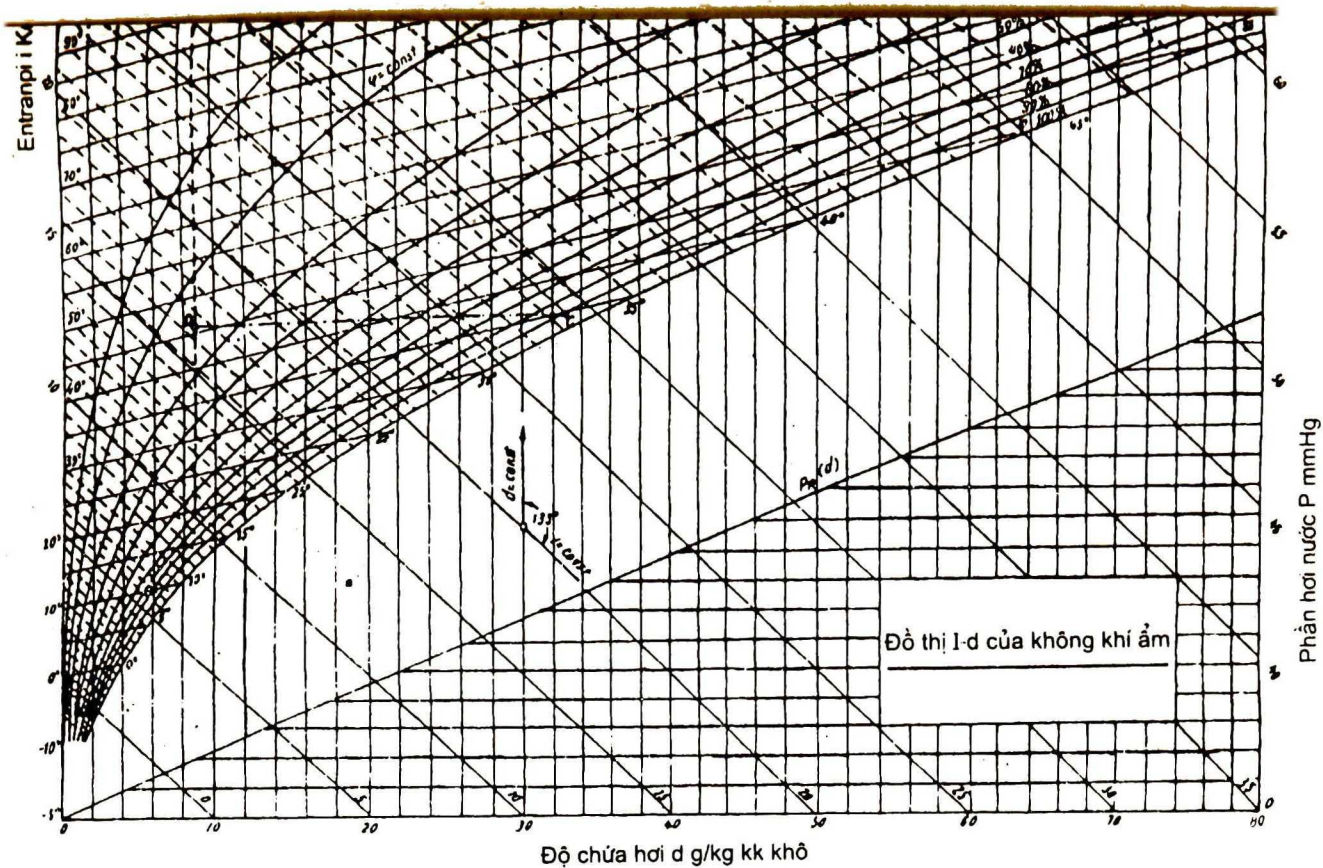
b) Nếu đổi vị trí của hai lớp cách nhiệt cho nhau. Thì mất mát nhiệt trên một mét ống và nhiệt độ giữa hai lớp cách nhiệt sẽ thay đổi thế nào ?

6-6. Một dây dẫn có điện trở $R = 10 \Omega/\text{m}$ đặt trong một ống xi măng hình trụ. Hệ số dẫn nhiệt của ống là hàm của nhiệt độ $\lambda = 0,159 \ln t \text{ W/mK}$. Bán kính trong và ngoài của ống : $r_1 = 5\text{mm}$; $r_2 = 10\text{mm}$.









Dòng điện chạy trong dây có cường độ 9A tạo ra nhiệt độ không đổi ở mặt trong của ống là 150°C. Hãy xác định :

- Nhiệt độ mặt ngoài của ống xi măng ;
- Nhiệt lượng tỏa ra trên một mét ống ;
- Hệ số dẫn nhiệt trung bình của ống.

6-7. Một ống dẫn hơi được bọc hai lớp cách nhiệt có bề dày như nhau. Đường kính trung bình của lớp thứ hai bằng hai lần đường kính trung bình của lớp thứ nhất. Hệ số dẫn nhiệt của lớp thứ nhất bằng hai lần hệ số dẫn nhiệt của lớp thứ hai. Mật độ nhiệt trên một mét ống q_1 sẽ thay đổi thế nào nếu đổi chỗ hai lớp cách nhiệt cho nhau còn các điều kiện khác giữ nguyên.

Để giải bài toán, khi tính q_1 ta dùng công thức gần đúng :

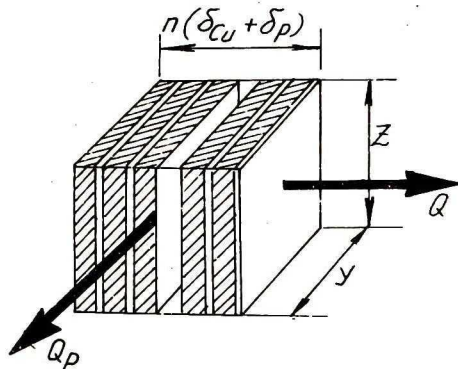
$$q_1 = \frac{\pi \Delta t}{\delta} \cdot \frac{1}{\frac{1}{\lambda_1 d_{tb1}} + \frac{1}{\lambda_2 d_{tb2}}}$$

d_{tb} - đường kính trung bình.

6-8. Mỗi khối chữ nhật được ghép từ n tấm đồng ($\lambda_{Cu} = 372$ W/mK), chiều dày mỗi tấm $\delta_{Cu} = 1$ mm và n lớp giấy ($\lambda_p = 0,12$ W/mK), chiều dày mỗi lớp $\delta_p = 0,2$ mm (Hình 6-8).

a) Tính hệ số dẫn nhiệt tương đương khi dòng nhiệt truy theo chiều vuông góc (λ_s) và song song (λ_p) với bề mặt tấm.

b) Tỷ lệ giữa chiều dày lớp đồng và chiều dày lớp giấy phải bằng bao nhiêu để hệ số dẫn nhiệt tương đương dọc theo các bề mặt lớn hơn 200 lần hệ số dẫn nhiệt theo phương vuông góc với các bề mặt.



Hình 6-8

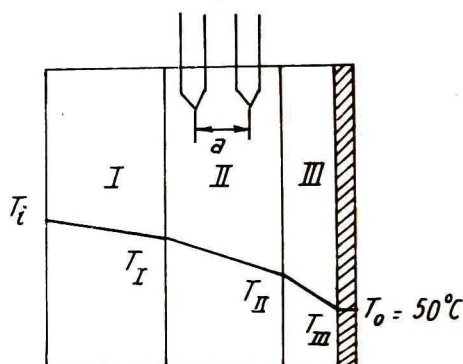
6-9. Trường nhiệt độ trong 1 vách phẳng có chiều dày δ được biểu diễn một cách gần đúng bằng biểu thức $t = c + \sqrt{a + bx}$ (a, b, c là những hằng số chưa biết). Nhiệt độ tại hai bề mặt vách là $t_{x=0} = t_1$ và $t_{x=\delta} = t_2$. Hệ số dẫn nhiệt của vách thay đổi theo nhiệt độ :

khi $t = t_1$ thì $\lambda = \lambda_1$ và $t = t_2$ thì $\lambda = \lambda_2$.

- Xác định hàm $\lambda = \lambda(t)$ (sự phụ thuộc λ vào nhiệt độ) ;
- Xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách ;
- Phải tính với giá trị λ_{tb} (hệ số dẫn nhiệt trung bình) bằng bao nhiêu để nhận được kết quả như câu b.

6-10.

	λ W/mK	S, mm	$t_{\max}$ °C
I	1.2	125	1400
II	0.3	125	1100
III	0.07	10	400
Vỏ thép	50	2	-



Hình 6-10

Tường buồng lửa gồm 4 lớp, chiều dày, hệ số dẫn nhiệt và khả năng chịu nhiệt của mỗi lớp được cho trong bảng. Nhiệt độ mặt ngoài cùng của tường lò không đổi và bằng 50°C.

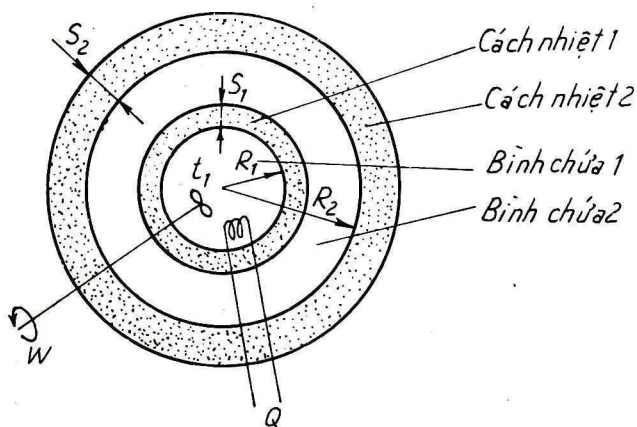
- Tính mật độ dòng nhiệt truyền qua tường khi $t_i = 1200^\circ\text{C}$;
- Kiểm tra khả năng chịu nhiệt của từng lớp ;
- Nếu vì 1 lí do nào đó nhiệt độ trong lò tăng lên thì nhiệt độ mặt trong cùng của tường lò là t_i lớn nhất cho phép bằng bao nhiêu ?
- Để kiểm tra nhiệt độ t_i người ta đặt 2 cặp nhiệt, cách nhau 1 khoảng là a trong lớp thứ hai (Hình 6-10). Tìm quan hệ giữa hiệu nhiệt độ của hai cặp nhiệt và nhiệt độ t_i ;

e) Nếu tường chỉ gồm 2 lớp, lớp gạch chịu lửa (I) và lớp vỏ thép thì lớp gạch chịu lửa phải dày bao nhiêu ? Để tổn thất qua 1m^2 tường lò giống trường hợp a.

6-11. Mỗi giờ có 35kg nước chảy qua ống thép bọc cách nhiệt có chiều dài 10m. Nhiệt độ nước khi vào ống là 90°C . Ống thép có đường kính trong 50mm và chiều dày 5mm, lớp cách nhiệt dày 10mm.

Nhiệt độ mặt ngoài lớp cách nhiệt bằng 25°C . Nhiệt độ mặt trong ống thép có thể xem bằng nhiệt độ của nước. Tính nhiệt độ nước ở đầu ra và lượng nhiệt tổn thất trên đường ống. Biết $\lambda_T = 46\text{W/mK}$, $\lambda_{CN} = 0,12\text{ W/mK}$.

6-12. Thiết bị chứa nước nóng có kết cấu như hình 6-12. Nhiệt độ của nước trong bình hình cầu có đường kính $d = 1\text{m}$ được giữ một cách đồng đều ở 80°C nhờ bộ phận đốt nóng và cánh khuấy. Bọc ngoài bình chứa hình cầu là 1 lớp cách nhiệt dày 10cm, tiếp



Hình 6-12

theo là 1 lớp vỏ cầu chứa nước dày 20cm. Ngoài ngăn chứa thứ hai là lớp cách nhiệt có chiều dày 20cm. Nhiệt độ mặt ngoài lớp cách nhiệt thứ 2, một cách gần đúng, được xem như bằng nhiệt độ môi trường $t_f = 10^\circ\text{C}$.

a) Tính công suất của cánh khuấy và bộ phận đốt nóng để giữ nước trong bình hình cầu ở 80°C ;

b) Tính nhiệt độ của hai bề mặt tường tiếp xúc với ngăn chứa thứ hai và nội năng của nước trong ngăn này ;

c) Nếu lớp cách nhiệt thứ 2 dày vô cùng thì công suất cánh khuấy và bộ phận đốt nóng bằng bao nhiêu ?

d) Vẽ phân bố nhiệt độ trong thiết bị ở trường hợp a và c.

6-13. Một ống hình trụ dài có đường kính R_i và nhiệt độ bề mặt không đổi t_i được cách nhiệt với môi trường bên ngoài có nhiệt độ t_f bằng một lớp vật liệu cách nhiệt có chiều dày S và hệ số dẫn nhiệt λ . Bán kính bên ngoài lớp cách nhiệt $R_a = R_i + S$.

Hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt ngoài tới môi trường xung quanh α được xem là không phụ thuộc vào bán kính R_a .

a) Tính mất mát nhiệt từ 1 mét ống ra môi trường q_l , W/m trong các trường hợp $R_i = 5\text{mm}$, $R_i = 15\text{mm}$; $S = 0,5$; 10 ; 15 ; 20mm . Khi $t_i = 60^\circ\text{C}$; $t_f = 10^\circ\text{C}$; $\lambda = 0,3 \text{ W/mK}$; $\alpha = 20\text{W/m}^2\text{K}$.

b) Biểu diễn kết quả tính toán q_l với $R_i = 5$ và $R_i = 15\text{mm}$ theo sự phụ thuộc vào R_a .

c) Có khả năng mất mát nhiệt tăng lên do bọc cách nhiệt không ? giải thích nguyên nhân.

d) Nếu có ; hãy tính bán kính R_a để mất mát nhiệt lớn nhất.

6-14. Nhiệt độ trong bình khí nén được đo bằng một nhiệt kế thủy ngân, đặt trong một ống thép hàn liền với vỏ bình, trong ống thép chứa dầu. Nhiệt kế chỉ nhiệt độ ở đầu ống thép $t_1 = 84^\circ\text{C}$, nhiệt độ ở gốc ống thép $t_0 = 40^\circ\text{C}$. Chiều dài ống thép $l = 120\text{mm}$. Bề dày vách vỏ thép $\delta = 1,5\text{mm}$. Hệ số tỏa nhiệt từ không khí tới ống thép $\alpha = 23,3\text{W/m}^2\text{K}$. Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm ống $\lambda = 55,8\text{W/mK}$.

Xác định nhiệt độ của không khí trong bình và sai số của phương pháp đo.

6-15. Để chống bám bẩn và ăn mòn đầu cặp nhiệt độ đặt trong dòng không khí người ta dùng 1 ống thép có chiều dài $l = 80\text{mm}$, đường kính ngoài $d = 8\text{mm}$ và chiều dày $S = 1,5\text{mm}$ bọc ngoài cặp nhiệt độ (xem hình 6-15).

a) Để đánh giá sai số của phép đo do dẫn nhiệt dọc theo ống thép, hãy thiết lập công thức biểu diễn phân bố nhiệt độ dọc theo thành ống $t(x)$ khi hệ số tỏa nhiệt từ không khí tới thành ống $\alpha = 110 \text{ W/m}^2\text{K}$ và nhiệt độ ở chân của ống $t(x = l)$ bằng nhiệt độ vách kênh dẫn khí $t(x = l) = t_w = 20^\circ\text{C}$.

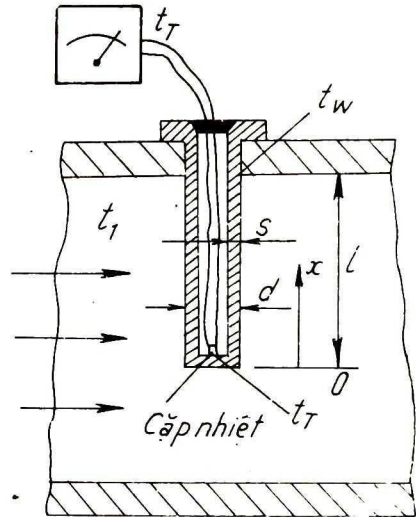
b) Nếu cấp nhiệt chỉ $t_T = 220^\circ\text{C}$ thì sai số bằng bao nhiêu ?

c) Có thể giảm sai số của phép đo bằng cách nào ?

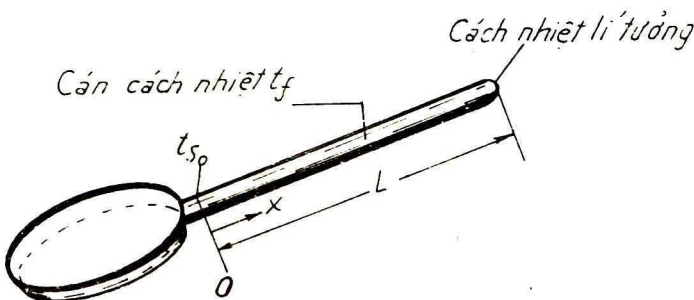
Biết hệ số dẫn nhiệt của ống thép $\lambda = 50 \text{ W/mK}$, bỏ qua trao đổi nhiệt bằng bức xạ và bỏ qua lượng nhiệt truyền qua đỉnh ống thép.

6-16. Cán của một chảo nhôm có chiều dài $l = 0,4 \text{ m}$, đường kính $d = 25 \text{ mm}$ và hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 60 \text{ W/mK}$. Lớp cách nhiệt bọc ngoài cán có chiều dày $S = 2 \text{ mm}$ và hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,2 \text{ W/mK}$.

Nhiệt độ chỗ tiếp giáp giữa cán và chảo (tại $x = 0$) là $t_{s0} = 250^\circ\text{C}$. Đuôi cán được xem là cách nhiệt lí tưởng. Hệ số tỏa nhiệt từ bề



Hình 6-15



Hình 6-16

mặt cách nhiệt tới môi trường có nhiệt độ $t_f = 20^\circ\text{C}$ có thể xem là không đổi và bằng $\alpha = 20\text{W/m}^2\text{K}$.

a) Xác định phân bố nhiệt độ dọc theo cán $t_s(x)$ và dọc theo bề mặt lớp cách nhiệt $t_A(x)$.

b) Có thể cầm cán ở khoảng cách $x_1 = 0,35\text{m}$ mà không sợ bỏng không ? (Nhiệt độ cực đại tay có thể sờ được mà không bỏng là 45°C).

6-17. Mặt ngoài của buồng làm lạnh bán dẫn hình vuông có những cánh nhôm thẳng đứng. Bề rộng của tường bên $b = 800\text{mm}$, chiều cao của tường $h = 1000\text{mm}$. Chiều cao và bề dày của cánh $l = 30\text{mm}$ và $\delta = 3\text{mm}$. Mỗi tường có 40 cánh. Nhiệt độ ở góc cánh $t_o = 30^\circ\text{C}$, nhiệt độ môi trường xung quanh $t_f = 20^\circ\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt của nhôm $\lambda = 202\text{W/mK}$, hệ số tỏa nhiệt từ vách có cánh đến môi trường xung quanh $\alpha_c = 7\text{W/m}^2\text{K}$.

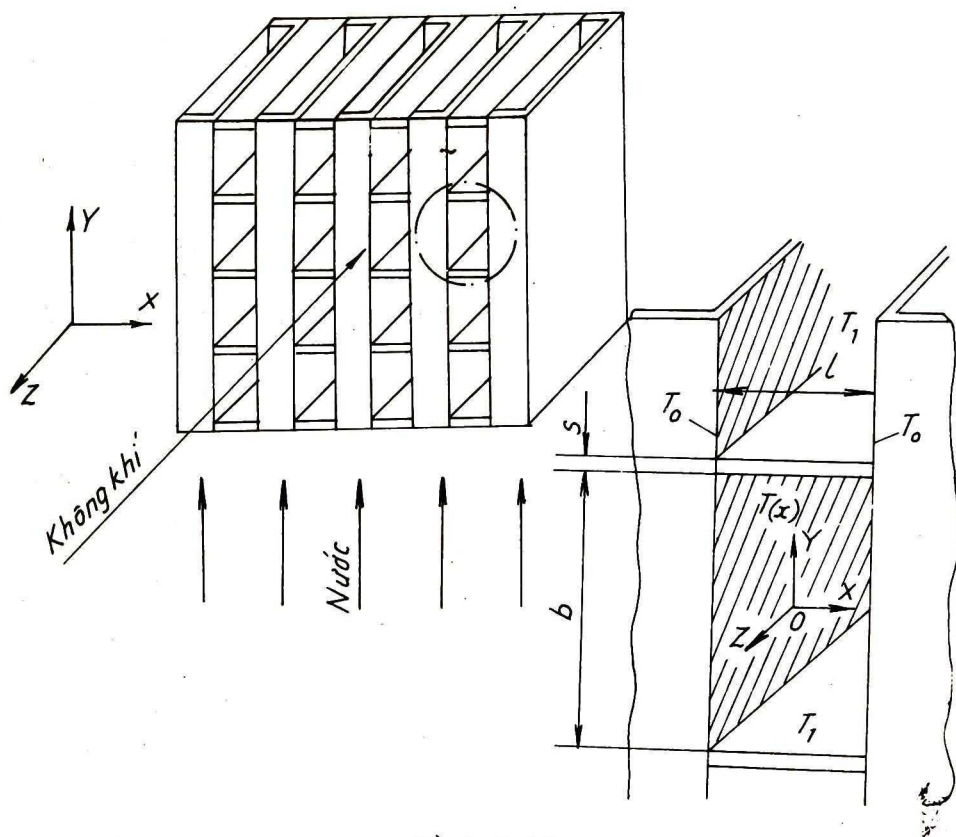
Hãy tính nhiệt độ ở đầu cánh t_1 và nhiệt lượng truyền qua 4 tường của buồng.

Nếu mặt ngoài của buồng không có cánh thì nhiệt lượng truyền qua là bao nhiêu ? Biết hệ số tỏa nhiệt ở mặt phẳng góc cánh $\alpha_g = \alpha_c$.

6-18. Để tăng cường hiệu quả truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt kiểu tấm, người ta dùng các cánh phẳng nối các tấm lại với nhau (hình 6-18). Không khí làm mát có nhiệt độ trung bình $t_k = 20^\circ\text{C}$, còn nước chảy trong các tấm có nhiệt độ trung bình $t_n = 90^\circ\text{C}$. Hệ số tỏa nhiệt đối lưu giữa nước và bề mặt tấm $\alpha_n = 2000\text{ W/m}^2\text{K}$. Cánh và tấm được làm cùng một loại vật liệu với hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 15\text{ W/mK}$ và có chiều dày $S = 3\text{mm}$. Hệ số tỏa nhiệt giữa không khí và kênh hình chữ nhật do tấm và cánh tạo nên ($l = 30\text{mm}$, $b = 50\text{mm}$) là $\alpha_K = 50\text{ W/m}^2\text{K}$.

a) Xác định phân bố nhiệt độ dọc theo cánh khi giả thiết chân cánh có cùng nhiệt độ với bề mặt tấm tiếp xúc với không khí t_o .

b) Xác định lượng nhiệt cánh tỏa ra là Q_c theo nhiệt độ t_o .



Hình 6-18

c) Tính tỉ số giữa Q_c và lượng nhiệt cánh tỏa ra trong điều kiện lí tưởng khi cánh có nhiệt độ đồng đều t_0 (tỉ số này được gọi là hiệu suất của cánh η_l).

d) Tính hệ số truyền nhiệt k giữa nước và không khí khi diện tích truyền nhiệt được lấy bằng diện tích của bề mặt tấm tiếp xúc với nước.

e) Nhiệt độ t_0 ở chân của cánh bằng bao nhiêu? vẽ phân bố nhiệt độ $t(x)$ trong cánh.

6-19. Một cánh tròn có bề dày không đổi $\delta = 3,6\text{mm}$. Bán kính ở gốc và đỉnh cánh $r_1 = 60\text{mm}$; $r_2 = 120\text{mm}$. Hệ số tỏa nhiệt từ cánh tới không khí $\alpha = 35\text{W/m}^2\text{K}$. Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu

làm cánh $\lambda = 35 \text{ W/mK}$. Nhiệt độ thừa tại gốc cánh $\theta_1 = 80^\circ\text{C}$. Hãy tính nhiệt lượng truyền qua cánh bằng công thức gần đúng.

6-20. Bộ sấy không khí được chế tạo bằng những ống gang có cánh mặt cắt hình thang, bố trí dọc theo mặt ngoài của ống. Hãy xác định nhiệt lượng tỏa ra từ bề mặt cánh và nhiệt độ đỉnh cánh. Biết chiều dài ống $l = 2500 \text{ mm}$, chiều cao của cánh $h = 30 \text{ mm}$, bề dày gốc cánh, $\delta_1 = 3 \text{ mm}$, bề dày đỉnh cánh $\delta_2 = 1 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt của gang $\lambda = 52,3 \text{ W/mK}$, nhiệt độ gốc cánh $t_o = 450^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí $t_f = 350^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt cánh tới không khí $\alpha = 23,3 \text{ W/m}^2\text{K}$.

6-21. Tính nhiệt lượng truyền qua một cánh thẳng hình thang. Chiều dài cánh $l = 1 \text{ m}$, chiều cao $h = 50 \text{ mm}$, chiều dày $\delta_1 = 0,7 \text{ mm}$; $\delta_2 = 0,3 \text{ mm}$. Hệ số tỏa nhiệt từ cánh tới không khí $\alpha = 23,3 \text{ W/m}^2\text{K}$, hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm cánh $\lambda = 46,5 \text{ W/mK}$. Nhiệt độ thừa tại gốc $\theta_1 = 80^\circ\text{C}$.

6-22. Thiết bị sấy bằng điện, được chế tạo từ các dây nicrôm, đường kính $d = 2 \text{ mm}$, dài $l = 10 \text{ m}$. Không khí lạnh cần sấy được thổi vào thiết bị có nhiệt độ $t_f = 20^\circ\text{C}$. Tính nhiệt lượng tỏa ra trên một mét dây, nhiệt độ bề mặt và tâm của dây. Nếu dòng điện đốt nóng có cường độ 25 A , điện trở suất của dây $\rho = 1,1 \Omega \text{ mm}^2/\text{m}$ và hệ số dẫn nhiệt của dây $\lambda = 17,5 \text{ W/mK}$. Hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt dây tới không khí $\alpha = 46,5 \text{ W/m}^2\text{K}$.

6-23. Trong một tấm phẳng dày 5 mm có nguồn nhiệt bên trong phân bố đều $q_v = 2,7 \cdot 10^7 \text{ W/m}^3$. Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu $\lambda = 25 \text{ W/mK}$. Hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt tấm tới môi trường xung quanh ở hai phía là $\alpha_1 = 3000 \text{ W/m}^2\text{K}$ và $\alpha_2 = 1500 \text{ W/m}^2\text{K}$. Nhiệt độ của môi trường tương ứng là $t_{f1} = 130^\circ\text{C}$ và $t_{f2} = 140^\circ\text{C}$.

Xác định tọa độ và giá trị nhiệt độ cực đại trong tấm cũng như nhiệt độ các bề mặt tiếp xúc với môi trường.

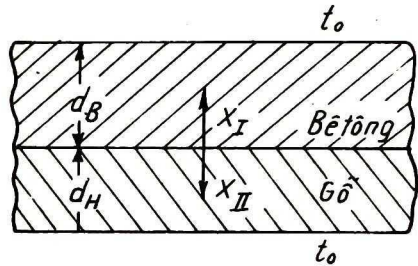
6-24. Mật độ nguồn nhiệt bên trong, tỏa ra khi đóng rắn 1 tấm bê tông (chiều dày d_B hệ số dẫn nhiệt λ_B) trong thời gian rất dài là không đổi, $q = \text{const}$. Tấm bê tông được đổ trên lớp cốt pha bằng gỗ có chiều dày d_H và hệ số dẫn nhiệt λ_H . Nhiệt độ các bề mặt tự do của gỗ và bê tông đều bằng nhau và bằng t_o . Dòng nhiệt truyền qua các mặt bên không đáng kể.

a) Viết phương trình vi phân dẫn nhiệt trong hai tấm ;

b) Cho biết điều kiện biên và dạng của hàm phân bố nhiệt độ trong mỗi tấm ;

c) Xác định vị trí và giá trị của nhiệt độ cực đại ;

d) Vẽ một cách định tính phân bố nhiệt độ trong hai tấm.



Hình 6-24

6-25. Mật độ nguồn nhiệt bên trong tỏa ra trong quá trình đóng rắn 1 ống bê tông là $q = 120 \text{ W/m}^3$. Hãy xác định vị trí và giá trị của nhiệt độ cực đại trong thành ống (ở trạng thái ổn định). Tính trong các trường hợp sau :

- Nhiệt chỉ tỏa ra bề mặt bên trong ;
- Nhiệt chỉ tỏa ra bề mặt ngoài ;
- Nhiệt tỏa ra cả hai bề mặt.

6-26. Khối có nhiệt độ trung bình 210°C chuyển động trong một kênh dẫn đất ngầm dưới đất. Kênh dẫn làm bằng bê tông có mặt cắt $s_{\text{ống}}: 1\text{m} \times 1\text{m}$ và chiều dày $0,2\text{m}$. Hệ số dẫn nhiệt của bê tông $\lambda = 1,05 \text{ W/mK}$, hệ số tỏa nhiệt từ khối tới thành kênh $\alpha = 49 \text{ W/m}^2\text{K}$.

Hãy xác định trường nhiệt độ trong thành kênh và lượng nhiệt truyền ra môi trường bằng phương pháp thăng giáng. Khi nhiệt độ bề mặt tiếp xúc với đất của kênh bằng 50°C .

§2. Dẫn nhiệt không ổn định

6-27. Có một tấm cao su dày $2\delta = 20 \text{ mm}$, nhiệt độ ban đầu $t_o = 140^\circ\text{C}$ được làm nguội trong môi trường không khí có nhiệt độ không đổi $t_f = 15^\circ\text{C}$. Xác định nhiệt độ ở tâm và trên bề mặt tấm sau thời gian 20 phút từ khi bắt đầu làm nguội. Hệ số dẫn nhiệt của cao su $\lambda = 0,175 \text{ W/mK}$ hệ số dẫn nhiệt độ của cao su $a = 0,833 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$, hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt tấm đến môi trường $\alpha = 65 \text{ W/m}^2\text{K}$.

6-28. Một trục bằng thép dài đường kính $d = 2r_o = 120\text{mm}$ có nhiệt độ ban đầu $t_o = 20^\circ\text{C}$, được gia nhiệt trong lò có nhiệt độ $t_f = 820^\circ\text{C}$. Tính thời gian cần thiết để nhiệt độ ở tâm đạt đến $t_{r=0} = 800^\circ\text{C}$ và xác định nhiệt độ trên bề mặt khi ấy. Biết hệ số dẫn nhiệt và hệ số dẫn nhiệt độ của thép $\lambda = 21 \text{ W/mK}$ và $a = 6,11 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$. Hệ số tỏa nhiệt trên bề mặt $\alpha = 140 \text{ W/m}^2\text{K}$.

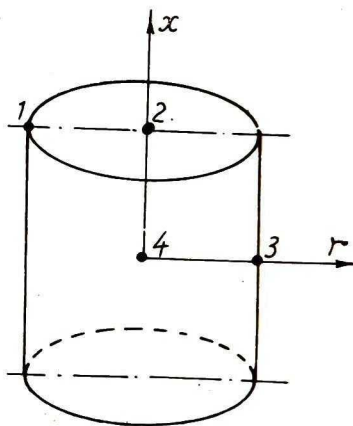
6-29. Có một khối thép hình hộp kích thước $200 \times 400 \times 500 \text{ mm}$ nhiệt độ ban đầu $t_o = 20^\circ\text{C}$, được nung nóng trong lò có nhiệt độ $t_f = 1400^\circ\text{C}$. Xác định nhiệt độ ở tâm khối thép sau khi nung trong lò $\tau = 1,5\text{h}$. Biết hệ số dẫn nhiệt và hệ số dẫn nhiệt độ của thép $\lambda = 37,2 \text{ W/mK}$ và $a = 6,94 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$. Hệ số tỏa nhiệt trên bề mặt $\alpha = 186 \text{ W/m}^2\text{K}$.

6-30. Một hình trụ cắt làm bằng thép đường kính $d = 0,3\text{m}$, chiều dài $l = 0,6\text{m}$, có nhiệt độ ban đầu $t_o = 20^\circ\text{C}$, được nung trong lò có nhiệt độ $t_f = 1020^\circ\text{C}$, $\alpha = 232 \text{ W/m}^2\text{K}$, biết $\lambda_1 = 35 \text{ W/mK}$, $a_1 = 0,0255 \text{ m}^2/\text{h}$.

Tính nhiệt độ tại các điểm 1, 2, 3, 4 (Hình 6-30) sau thời gian nung là 1 giờ.

6-31. Để xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình $\bar{\alpha}_a(\tau)$ người ta làm lạnh đột ngột một quả cầu thép có đường kính $d = 20\text{mm}$ và nhiệt độ ban đầu đồng đều $t_A = 460^\circ\text{C}$ trong một bể dầu có nhiệt độ $t_f = 30^\circ\text{C}$. Sau 120 giây nhiệt độ trung bình tích phân của quả cầu thép $\bar{t} = 52^\circ\text{C}$.

a) Thiết lập mối quan hệ giữa nhiệt độ trung bình tích phân theo thời gian và hệ số tỏa nhiệt bên ngoài $\bar{\alpha}_a(\tau)$.



Hình 6-30

b) Xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình trong trường hợp nói trên. Biết quả cầu thép có tính chất vật lí sau đây :

Hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 52 \text{ W/mK}$.

Khối lượng riêng $\rho = 7700 \text{ kg/m}^3$.

Nhiệt dung riêng $c = 0,55 \text{ kJ/kgK}$.

Hướng dẫn : một cách gần đúng có thể tính hệ số truyền nhiệt bên trong theo công thức của bài toán biên loại 1 với nhiệt độ bề mặt không đổi trong quá trình làm nguội.

6-32. Một quả cầu bằng thép có đường kính d và nhiệt độ ban đầu t_A , ở thời điểm $\tau_0 = 0$ được treo vào trong lò nung có nhiệt độ không đổi t_0 . Hệ số truyền nhiệt giữa môi trường và bề mặt quả cầu rất lớn, do đó nhiệt độ bề mặt của quả cầu thép có thể xem bằng nhiệt độ của lò t_0 .

a) Tính lượng nhiệt quả cầu nhận được sau thời gian rất dài ;

b) Giải thích khái niệm "nhiệt độ trung bình tích phân" và xác định nhiệt độ này tại hai thời điểm τ_1 và τ_2 .

c) Biểu diễn sự thay đổi nhiệt độ trung bình theo thời gian trên đồ thị.

d) Sau bao lâu thì quả cầu nhận được 20% lượng nhiệt ?

Biết $a = 4,4 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $c = 500 \text{ J/kgK}$; $\lambda = 16,7 \text{ W/mK}$
 $\rho = 7600 \text{ kg/m}^3$; $d = 105 \text{ mm}$; $t_0 = 1300 \text{ K}$.

$t_A = 300 \text{ K}$; $\tau_1 = 1 \text{ s}$; $\tau_2 = 100 \text{ s}$,

6-33. Thiết lập công thức tổng quát tính thời gian làm nguội (hoặc đốt nóng) 1 tấm phẳng rộng vô hạn có chiều dày d , 1 thanh trụ dài vô hạn và 1 vật hình cầu có đường kính d (bằng đường kính thanh trụ) từ thời điểm ban đầu có nhiệt độ đồng đều t_A đến khi hiệu giữa nhiệt độ trung bình tích phân và nhiệt độ bề mặt t_s bằng một phần n hiệu nhiệt độ ban đầu $t_A - t_0$.

$$\bar{t} - t_0 = \frac{1}{n}(t_A - t_0)$$

Tính tỉ số giữa thời gian làm nguội tấm phẳng, thanh trụ đối với thời gian làm nguội vật hình cầu khi $n = \rightarrow 1$; $n \rightarrow \infty$ và $n = 2$.

Gợi ý : Hệ số tỏa nhiệt quy dẫn có thể tính một cách gần đúng theo công thức :

$$\bar{\alpha}(\tau) = \frac{\lambda}{d} \sqrt{Nu_{\tau \rightarrow \infty}^2 + Nu_{\tau \rightarrow 0}^2}$$

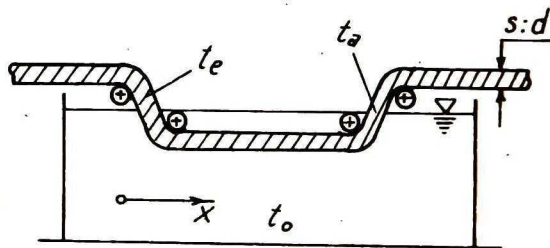
6-34. Trong nhà máy sản xuất chất dẻo, sản phẩm sau khi tạo thành dưới dạng băng có chiều dày S , chiều rộng b ; $b = 1,5s$, được làm nguội trong bể nước có chiều dài l và nhiệt độ nước không đổi t_o . Quá trình làm nguội phải được tiến hành sao cho nhiệt độ thừa của băng chất dẻo ở đầu ra $t_a - t_o$ chỉ bằng một phần tư giá trị nhiệt độ thừa ban đầu $t_e - t_o$.

Do thay đổi mặt hàng, chất dẻo được sản xuất dưới dạng dây tròn nhưng sản lượng, tính theo m^3 chất dẻo trong 1 giờ không thay đổi. Các dây chất dẻo được kéo qua 1 tấm phẳng có khoan lỗ, đường kính của lỗ bằng đường kính dây và bằng chiều dày của băng s , và vẫn được làm lạnh trong bể nước với điều kiện

$$t_a - t_o = \frac{1}{4} (t_e - t_o). \text{ Hãy tính :}$$

a) Tỉ lệ tốc độ chuyển động của băng u_1 và của dây chất dẻo u_2 qua bể nước.

b) Số lỗ khoan z trên tấm phẳng để kéo chất dẻo qua bể. Giả thiết rằng, do hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt chất dẻo tới nước lớn nên nhiệt độ bề mặt chất dẻo trong cả hai trường hợp xem



Hình 6-34

như bằng nhiệt độ nước và dòng nhiệt dẫn theo chiều chuyển động của băng (hoặc dây) chất dẻo có thể bỏ qua.

6-35. Tính thời gian đóng băng của một giọt nước có nhiệt độ ban đầu $t_E = 0^\circ\text{C}$ trong môi trường không khí không chuyển động có nhiệt độ $t_K = -10^\circ\text{C}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_K = 2,2 \cdot 10^{-2} \text{ W/mK}$.

Cho biết : hệ số dẫn nhiệt của băng $\lambda_b = 2,2 \text{ W/mK}$, nhiệt đông đặc của nước $\Delta i_n = 333 \text{ kJ/kg}$, đường kính của giọt nước $d = 1 ; 0,5 ; 0,2$ và $0,1\text{mm}$.

Khi tính toán có thể bỏ qua biến thiên entanpi của lớp băng vừa hình thành dạng vỏ cầu (so với nhiệt độ của nước) và sự thay đổi mật độ khi biến đổi pha. Trường nhiệt độ "tại mỗi thời điểm" được xem như ổn định (trạng thái giả ổn định).

6-36. Không khí lạnh có nhiệt độ $t_K = -10^\circ\text{C}$ thổi qua hồ nước trên núi cao. Ở thời điểm $\tau = 0$ nhiệt độ của nước trong hồ bằng 0°C và dưới tác động của luồng không khí lạnh mặt hồ bắt đầu đóng băng.

a) Vẽ phân bố nhiệt độ trong luồng không khí, lớp băng và hồ nước .

b) Tính thời gian để có 1 lớp băng dày $0,1\text{m}$ và $0,2\text{m}$ được hình thành trên bề mặt hồ.

c) Xác định nhiệt độ trên bề mặt lớp băng dày $0,1\text{m}$ và $0,2\text{m}$. Biết hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt hồ tới không khí $\alpha = 20 \text{ W/m}^2\text{K}$ (các giả thiết và thông số vật lý làm cơ sở tính toán giống bài 6-35).

6-37. Kênh khói đặt ngấm trong đất khô ($\lambda = 1,16\text{W/mK}$; $c = 0,84 \text{ kJ/kgK}$; $\rho = 2000\text{kg/m}^3$). Khi khói chưa chuyển động qua kênh, đất có nhiệt độ đồng đều $t_a = 0^\circ\text{C}$. Khi khói chuyển động qua kênh, nhiệt độ bề mặt đất tiếp xúc với kênh tăng lên đột ngột và giữ không đổi ở giá trị $t_o = 150^\circ\text{C}$.

a) Sau bao nhiêu lâu thì lớp đất cách kênh khói một khoảng $x = 2\text{m}$ được đốt nóng tới nhiệt độ $t = 50^\circ\text{C}$.

b) Sau 200 giờ thì nhiệt độ ở lớp đất trên bằng bao nhiêu ?

c) Xác định biến thiên của lượng nhiệt truyền qua đáy kênh theo thời gian.

d) Lượng nhiệt truyền qua lớp đất cách đáy kênh 1 khoảng $x = 0,5\text{m}$ ở thời điểm $\tau = 5$ giờ bằng bao nhiêu ?

e) Xác định mất mát nhiệt q_v qua 1m^2 bề mặt kênh trong 200 giờ đầu tiên, kể từ khi kênh khởi bắt đầu hoạt động.

6-38. Xác định nhiệt độ tiếp xúc giữa 2 tấm phẳng rộng vô hạn khi mỗi tấm có các thông số sau :

Tấm thứ nhất (nhôm) $t_1 = 60^\circ\text{C}$; $\lambda_1 = 230 \text{ W/mK}$;
 $c_1 = 900\text{J/kgK}$; $\rho = 2700 \text{ kg/m}^3$.

Tấm thứ 2 (đồng thau) $t_2 = 0^\circ\text{C}$; $\lambda = 115 \text{ W/mK}$;
 $c_2 = 900\text{J/kgK}$; $\rho = 8600 \text{ kg/m}^3$.

6-39. Một quả cầu bằng sứ có đường kính $d = 1\text{cm}$ và nhiệt độ ban đầu đồng đều 27°C được đốt nóng trong kênh khí nóng với nhiệt độ của không khí 1800°K . Sự truyền nhiệt từ dòng không khí tới quả cầu được xem như là không đổi $Nu = 10$. Tính thời gian đốt nóng để nhiệt độ trung bình tích phân của quả cầu bằng 600°K (tính theo công thức gần đúng). Biết rằng quả cầu sứ có các tính chất nhiệt vật lý :

$c_p = 1 \text{ kJ/kgK}$; $\rho = 2,5 \text{ g/cm}^3$; $\lambda_p = 1\text{W/mK}$, hệ số dẫn nhiệt của không khí $\lambda = 0,1 \text{ W/mK}$.

6-40. Nước chảy trong ống ngầm đặt cách mặt đất $0,5\text{m}$. Nhiệt độ của không khí trong 1 đêm đông gió mạnh $t_f = -20^\circ\text{C}$. Hãy tính kiểm tra xem liệu nước có bị đóng băng trong ống vào cuối đêm không ? Nếu nhiệt độ của nước vào đầu đêm là 5°C . Cho biết :

Thời gian ban đêm $\tau = 10\text{h}$.

Hệ số dẫn nhiệt của đất $\lambda = 2,6 \text{ W/mK}$.

Tích số $C.\rho$ của đất $C.\rho = 3600\text{kJ/m}^3\text{K}$

Hướng dẫn : $\lambda_a \gg \alpha_i$ nên có thể xem nhiệt độ bề mặt đất bằng nhiệt độ không khí ; bỏ qua ảnh hưởng của ống nước tới phân bố nhiệt độ trong lòng đất.

6-41. Một tấm nhựa PVC có chiều dày $1,35\text{mm}$ và nhiệt độ đồng đều 20°C được đặt trên một tấm kim loại có nhiệt độ bề

mặt 115°C . Hệ số dẫn nhiệt độ của tấm nhựa PVC là $a = 0,15 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$. Hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt tấm nhựa (không tiếp xúc với kim loại) ra môi trường $\alpha = 4 \text{ W/m}^2\text{K}$.

Hãy xác định phân bố nhiệt độ trong tấm nhựa và độ chênh nhiệt độ giữa hai bề mặt tấm sau 3 giây (kể từ khi đặt tấm nhựa Binder trên tấm kim loại) bằng phương pháp Binder-Schmidt với khoảng chia $\Delta x = 0,3 \text{ mm}$. Giả thiết rằng ngay sau khi được đặt lên tấm kim loại nóng, nhiệt độ bề mặt tiếp xúc của tấm nhựa bằng nhiệt độ tấm kim loại và vì λ/α lớn hơn chiều dày của tấm nhựa rất nhiều nên có thể xem $\lambda/\alpha \rightarrow \infty$.

C - ĐÁP SỐ VÀ HƯỚNG DẪN

6-1. ĐS : a) $\delta = 100 \text{ mm}$; b) $\delta = 130 \text{ mm}$.

6-2. HD : Theo định luật Fourier ta có :

$$q dx = -\lambda(t) dt \rightarrow \int_0^x q dx = \int_{t_x}^{t_{w_1}} \lambda(t) dt \quad (a)$$

t_x là nhiệt độ tại một điểm bất kì trong vách cách mặt trong một khoảng là x .

Vì : $\lambda = \lambda_0 (1 + \beta t)$, do đó $d\lambda/\lambda_0 \beta = dt$.

Thay vào phương trình (a) ta được :

$$q x = \int_{\lambda}^{\lambda_1} \lambda(t) d\lambda/\lambda_0 \beta = \frac{(\lambda_1^2 - \lambda^2)}{2\lambda_0 \beta}$$

$$\lambda = \sqrt{\lambda_0^2 - 2\lambda_0 \beta q x} \quad (b)$$

Mặt khác ta có thể viết : $\lambda = \lambda_0 (1 + \beta t_x)$

$$\lambda_1 = \lambda_0 (1 + \beta t_{w_1})$$

Thay vào công thức (b) và biến đổi sẽ tìm được phân bố nhiệt độ trong vách :

$$t_x = \sqrt{(1/\beta + t_{w_1})^2 - 2q x / \lambda_0 \beta} - 1/\beta, \text{ } ^{\circ}\text{C}$$

b) Mật độ dòng nhiệt qua vách :

$$q = \lambda_{tb} (t_{w1} - t_{w2})/\delta$$

$$\lambda_{tb} = \lambda_o [1 + \beta(t_{w1} + t_{w2})/2]$$

$$= 0,838 \left(1 + 0,0007 \frac{1350 + 50}{2} \right) = 1,25 \text{ W/mK} ;$$

$$q = \frac{1,25}{0,25} (1350 - 50) = 6500 \text{ W/m}^2.$$

Sự phân bố nhiệt độ trên vách

$$t_x = \sqrt{\left(\frac{1}{0,007} + 1350 \right)^2 - \frac{2.6500x}{0,838.0,0007}} - \frac{1}{0,0007}$$

$$t_x = (\sqrt{7,74 - 22,2x} - 1,43)10^3, \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Nếu định trước khoảng cách x thì ta sẽ tìm được nhiệt độ tương ứng. Kết quả cho trong bảng sau :

x, mm	0	50	100	125	150	200	225	250
t_x °C	1350	1145	940	795	670	385	230	50

6-3. Gọi bề dày lớp gạch đỏ sau khi cho thêm lớp bột diatônít là δ_x , theo điều kiện đề bài ta có :

$$q = \frac{\Delta t}{\delta_1/\lambda_1 + \delta_3/\lambda_3} = \frac{\Delta t}{\delta_1/\lambda_1 + \delta_2/\lambda_{tb} + \delta_x/\lambda_3}$$

Trong đó : λ_{tb} - hệ số dẫn nhiệt trung bình của lớp bột diatônít.

Từ đó ta rút ra :

$$\delta_x = (\delta_3/\lambda_3 - \delta_2/\lambda_{tb})\lambda_3$$

Mật độ dòng nhiệt qua tường khi có hai lớp :

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\delta_1/\lambda_1 + \delta_3/\lambda_3} = \frac{1000 - 50}{\frac{0,120}{0,93} + \frac{0,250}{0,7}} = 1950 \text{ W/m}^2$$

Nhiệt độ ở mặt tiếp xúc thứ nhất sẽ là :

$$tw_2 = tw_1 - q\delta_1/\lambda_1 = 1000 - 1950 \frac{0,12}{0,93} = 750^\circ\text{C}$$

Mật độ dòng nhiệt qua lớp bột diatônit viết theo công thức

$$q = \frac{\lambda_{tb}}{\delta_2} (tw_2 - tw_3) = \frac{\lambda_o[1 + \beta(tw_2 + tw_3)/2]}{\delta_2} (tw_2 - tw_3)$$

$$2q\delta_2/\beta\lambda_o = (2/\beta + tw_2 + tw_3) (tw_2 - tw_3)$$

Thay các trị số đã biết vào : ($\lambda_o = 0,113$; $\beta = 0,00203$).

$$\frac{2.1950.0,05}{0,00203.0,113} = \left(\frac{2}{0,00203} + 750 + tw_3 \right) (750 - tw_3)$$

Cuối cùng ta có phương trình : $tw_3^2 + 985tw_3 - 451000 = 0$

Giải phương trình bậc hai trên đối với tw_3 ta có hai nghiệm

$$tw_{3.1} = \frac{-985 + \sqrt{(985)^2 + 4.451000}}{2} = 343^\circ\text{C}$$

$$tw_{3.2} = \frac{-985 - \sqrt{(985)^2 + 4.451000}}{2} < 0$$

(không phù hợp thực tế).

Vậy nhiệt độ ở mặt tiếp xúc thứ hai là :

$$tw_3 = 343^\circ\text{C}$$

Hệ số dẫn nhiệt trung bình của lớp thứ 2 :

$$\begin{aligned} \lambda_{tb_2} &= \lambda_o \left(1 + \frac{\beta(tw_2 + tw_3)}{2} \right) \\ &= 0,113 \left(1 + 0,00203 \frac{750 + 343}{2} \right) = 0,238 \text{ W/mK} \end{aligned}$$

Bề dày lớp gạch đỏ sau khi thêm một lớp bột diatônit sẽ là :

$$\begin{aligned} \delta_x &= (\delta_3/\lambda_3 - \lambda_2/\lambda_{tb2})\lambda_3 \\ &= \left(\frac{0,250}{0,7} - \frac{0,050}{0,238} \right) 0,7 = 0,102\text{m} \end{aligned}$$

6-4. DS : $\delta_2 = 58\text{mm}$.

6-5. DS : a) $q_1 = 89 \text{ W/m}$; $tw_3 = 97^\circ\text{C}$

b) $q_1 = 105,5 \text{ W/m}$; $tw_3 = 159^\circ\text{C}$

6-6. DS : a) $tw_2 = 20,5^\circ\text{C}$; b) $q_1 = 810\text{W/m}$; c) $\lambda_{tb} = 0,685 \text{ W/mK}$.

6-7. HD : Mất mát nhiệt trong trường hợp thứ nhất :

$$q_{II} = \frac{\pi \Delta t}{\delta} \frac{1}{\frac{1}{\lambda_1 d_{tb1}} + \frac{1}{\lambda_2 d_{tb2}}}$$

Mất mát nhiệt trong trường hợp thứ hai :

$$q_{III} = \frac{\pi \Delta t}{\delta} \frac{1}{\frac{1}{\lambda_2 d_{tb1}} + \frac{1}{\lambda_1 d_{tb2}}}$$

Trong điều kiện ban đầu cho $d_{tb2} = 2d_{tb1}$ và $\lambda_2 = \lambda_1/2$

So sánh hai trường hợp

$$\frac{q_{II}}{q_{III}} = \frac{\frac{1}{\lambda_2 d_{tb1}} \frac{1}{\lambda_1 d_{tb2}}}{\frac{1}{\lambda_1 d_{tb1}} \frac{1}{\lambda_2 d_{tb2}}} = \frac{\frac{2}{\lambda_1 d_{tb1}} \frac{1}{2\lambda_1 d_{tb1}}}{\frac{1}{\lambda_1 d_{tb1}} \frac{1}{\lambda_1 d_{tb1}}} = 1,25$$

$$q_{III} = q_{II}/1,25 = 0,8q_{II}$$

Vậy nhiệt lượng tổn thất trong trường hợp hai giảm đi 20%.

6-8. DS : a) $\lambda_s = 0,72 \text{ W/mK}$; $\lambda_p = 310\text{W/mK}$.

b) $\delta_{cu}/\delta_p = 13,43$

6-9. DS : a) $\lambda(t) = \lambda_1 (t - t_2)/(t_1 - t_2) - \lambda_2(t - t_1)/(t_1 - t_2)$

b) $q_x = (\lambda_1 + \lambda_2)(t_1 - t_2)/2\delta$

c) $\lambda_{tb} = (\lambda_1 + \lambda_2)/2$

6-10. DS : a) $q = 1732,6 \text{ W/m}^2$;

b) $t_i = 1200^\circ\text{C} < 1400^\circ\text{C}$; $t_l = 1019,5^\circ\text{C} < 1100^\circ\text{C}$;

$t_{II} = 297^\circ\text{C} < 400^\circ\text{C}$

c) $t_{imax} = 1295,5^\circ\text{C}$

$$d) t_i = t_a + \lambda_{II} \Delta t / a.k$$

$$e) S^* = 796,5 \text{ mm}$$

$$6-11. \text{ DS : } t''_w = 59,1^\circ\text{C} ; Q = 4531,5 \text{ kJ/h}$$

$$6-12. \text{ DS : a) } Q = 57,7 \text{ W}$$

$$b) t_{w1} = 41,7^\circ\text{C} ; t_{w2} = 38,7^\circ\text{C} ; Q = 2,077 \cdot 10^5 \text{ kJ}$$

$$c) Q = Q_{\min} = 21,9 \text{ W}$$

$$d) t_{w1} = 65,5^\circ\text{C} ; t_{w2} = 64,5^\circ\text{C}$$

6-13. HD : a) Kết quả tính toán được trình bày trong bảng

c) Mất mát nhiệt có thể tăng do bề mặt truyền nhiệt tăng lên

	$R_i = 5 \text{ mm}$				
$r_a, \text{ mm}$	5	10	15	20	25
$q_e, \text{ W/m}$	31,4	43,0	44,9	44,1	42,7
	$R_i = 15 \text{ mm}$				
$R_a, \text{ mm}$	15	20	25	30	35
$q_e, \text{ W/m}$	94,3	90,8	84,8	79,0	73,9

6-14. HD : Sai số của phép đo là do hiện tượng dẫn nhiệt dọc theo ống. Nếu coi ống như một thanh tròn hữu hạn và bỏ qua tỏa nhiệt ở đầu thanh ta có :

$$\theta_1 = \theta_l / \text{ch}(ml) \text{ hay } \theta_1 / \theta_l = 1 / \text{ch}(ml) =$$

$$(t_e - t_f) / (t_o - t_f)$$

$$ml = l \sqrt{\alpha_1 u / \lambda f}$$

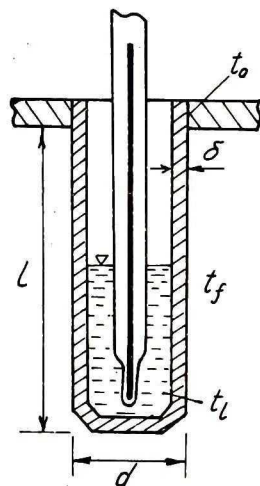
$$\text{Trong đó } u = \pi d ; f = \pi d \delta \rightarrow \frac{u}{f} = 1/\delta$$

$$ml = l \sqrt{\alpha_1 / \lambda \delta} = 0,12 \sqrt{23,3 / 55,8 \cdot 0,0015}$$

$$= 2 \text{ ch}(ml) = \text{ch}(2) = 3,76$$

$$(t_1 - t_f) / (t_o - t_f) = (84 - t_f) / (40 - t_f)$$

$$= \frac{1}{3,76} = 0,266$$



Hình 6-14

$$t_f = \frac{84 - 0,2678 \cdot 40}{1 - 0,266} = 100^\circ\text{C}$$

Sai số của phép đo : $t_f - t_e = 100 - 84 = 16^\circ\text{C}$

6-15. DS : a) $t - t_f = (t_w - t_f)(e^{Ax} + e^{-Ax})/(e^{Al} + e^{-Al})$

b) $t_f - t_T = 14,3\text{K}$

c) S càng bé thì lượng nhiệt truyền theo thành ống đến tường càng nhỏ và sai số cũng sẽ càng bé.

6-16. DS : a) $t_s(x) = t_f + (t_{so} - t_f) \cdot$

$$\left[\frac{e^{ml}}{e^{ml} + e^{-ml}} e^{-mx} + \frac{e^{-ml}}{e^{ml} + e^{-ml}} e^{mx} \right]$$

$t_A(x) = t_f + (t_{so} - t_f) \cdot$

$$\frac{ku}{\alpha_a U_a} \left[\frac{e^{ml}}{e^{ml} + e^{-ml}} e^{-mx} + \frac{e^{-ml}}{e^{ml} + e^{-ml}} e^{mx} \right]$$

b) $t_A(x = 0,35\text{m}) = 43,2^\circ\text{C} \rightarrow$ có thể cảm cán chảo tạo vị trí này mà không sợ bỏng.

6-17. HD : Nếu bỏ qua sự tỏa nhiệt ở đầu cánh thì nhiệt độ đầu cánh có thể tính bằng :

$$\theta_1 = t_1 - t_f = \theta_l / \text{ch}(ml) ; \theta_1 = t_o - t_f = 30 - 20 = 10^\circ\text{C}$$

$$ml = l\sqrt{\alpha u / \lambda f} = 0,03\sqrt{7,2(1 + 0,003)/202 \cdot 1,0,003} = 0,1435$$

$$\text{ch}(ml) = \text{ch}0,1435 = 1,01 ; m = 4,78$$

$$\text{th}(ml) = \text{th}0,1435 = 0,1425$$

$$\text{Nhiệt độ đầu cánh : } t_1 = t_f + \theta_1 / \text{ch}(ml) = 20 + \frac{10}{1,01} = 29,9^\circ\text{C}$$

Nhiệt lượng tỏa ra ở bề mặt một cánh :

$$Q_{cl} = \lambda m f \theta_1 \text{ch}(ml)$$

$$f = \delta \cdot h$$

$$Q_{cl} = 202.4,78.0,003.1.10.0,1425$$

$$Q_{cl} = 4,1W$$

Một tường bên có 40 cánh, 4 vách, có 160 cánh

Nhiệt lượng truyền qua bề mặt các cánh :

$$Q_c = 160.4,1 = 656W$$

Nhiệt lượng tỏa ra ở bề mặt không có cánh của 4 tường

$$Q_g = \alpha_g \theta_1 F_g \text{ theo đầu bài } \alpha_g = \alpha_c$$

F_g - phần mặt phẳng giữa các cánh

$$\begin{aligned} F_g &= 4.b.h - (160.h\delta) \\ &= 4.0,8.1 - (160.1.0,003) = 2,72m^2 \end{aligned}$$

$$Q_g = 7.10.2,72 = 190,4W$$

Vậy nhiệt lượng truyền qua vách của buồng :

$$Q = Q_c + Q_g = 656 + 190,4 = 846,4 W$$

Trường hợp buồng không làm cánh, nhiệt lượng truyền qua vách : $Q' = \alpha \theta_1 F = 7.10.4.0,8.1 = 224W$.

6-18. DS :

$$a) t(x) = t_K + (t_o - t_K) \text{ch}[47,14(0,015 - x)]/\text{ch}(0,7071)$$

$$b) Q_c = \sqrt{2\alpha/\lambda S} \cdot \lambda sz(t_o - t_K) \text{th}0,7071$$

$$c) \eta = 0,861$$

$$d) k = 68W/m^2K ; e) t_o = 86,7^\circ C.$$

$$\mathbf{6-19. DS : Q = 103W}$$

$$\mathbf{6-20. DS : Q_c = 312W}$$

$$\mathbf{6-21. DS : Q = 89W}$$

$$\mathbf{6-22. HD : Điện trở của dây đốt nóng } R = \rho l/\pi r^2 = 1,1.10/\pi 1 = 3,5\Omega$$

$$\text{Nhiệt lượng do dây phát ra : } Q = I^2 R = 25^2.3,5 = 1285W$$

Nhiệt lượng của một mét dây phát ra :

$$q_l = Q/l = \frac{2185}{10} = 218,5W/m$$

Nhiệt độ ở bề mặt của dây $t_w = \frac{q_v r_o}{2\alpha} + t_f$; $q_v = \frac{q_l}{\pi r_o^2}$

$$t_w = \frac{q_l}{\pi d \alpha} + t_f = \frac{218,5}{\pi \cdot 0,00246,5} + 20 = 769^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ ở tâm dây : $t_o = t_w + \frac{q_l}{4\pi\lambda} = 769 + \frac{218,5}{4\pi \cdot 17,5} = 770^\circ\text{C}$

6-23. ĐS : $x = 3,5\text{mm}$; $t_{\max} = 168,1^\circ\text{C}$; $t_{w1} = 161,5^\circ\text{C}$;
 $t_{w2} = 167^\circ\text{C}$

6-24. ĐS : a) $\frac{d^2 t}{dx_I^2} + \frac{r}{\lambda} = 0$; $\frac{d^2 t}{dx_{II}^2} = 0$

b) Bê tông : $t = t_o + \frac{1}{2} \frac{r}{\lambda} \left[-x_I^2 + \frac{x_I \cdot d_B}{1 + \frac{\lambda_B}{\lambda_H} \frac{d_H}{d_B}} + \frac{d_B^2}{1 + \frac{\lambda_H}{\lambda_B} \frac{d_B}{d_H}} \right]$

Gỗ : $t = t_o + \frac{1}{2} \frac{r}{\lambda} d_B \frac{d_H - x_{II}}{\frac{\lambda_H}{\lambda_B} + \frac{d_H}{d_B}}$

c) $X_{I\max} = \frac{\frac{1}{2} d_B}{1 + \frac{\lambda_B}{\lambda_H} \frac{d_H}{d_B}}$

$$t_{I\max} = t_o + \frac{1}{2} \frac{r}{\lambda} \frac{d_B^2}{1 + \frac{\lambda_B}{\lambda_H} \frac{d_H}{d_B}} \left[\frac{1}{4 \left(1 + \frac{d_H}{d_B} \right)} + \frac{\lambda_B \cdot d_H}{\lambda_H \cdot d_B} \right]$$

6-25. ĐS : a) $\theta_{r=1,2} = \theta_{\max} = 0,425$; b) $\theta_{r=0} = \theta_{\max} = 0,377$;
 c) $\theta_{r=1,098} = \theta_{\max} = 0,1$

6-26. ĐS : $q_l = 3392\text{W/m}$

6-27. HD : Nhiệt độ thừa không thứ nguyên ở tâm và trên bề mặt của tấm có thể xác định trên đồ thị tính toán :

$$\theta_{x=0}^* = F_1(Bi ; Fo)$$

$$\theta_{x=1}^* = F_2(Bi , Fo)$$

Trong trường hợp này ta có : $Bi = \frac{\alpha \delta}{\lambda} = \frac{65.0,01}{0,175} = 3,73$

$$Fo = \frac{a\tau}{\delta^2} = \frac{0,833.10^{-7}(120.60)}{(0,01)^2} = 1,0$$

Căn cứ theo các giá trị của Bi và Fo theo đồ thị tìm được :

$$\theta_{x=0}^* = 0,26$$

và

$$\theta_{x=1}^* = 0,083.$$

Từ $\theta_{x=0}^* = \frac{t - t_f}{t_o - t_f}$ xác định được :

$$t_{x=0} = t_f + \theta_{x=0}^* (t_o - t_f) = 15 + 0,26(146 - 15) = 49^\circ\text{C}$$

$$\text{và } t_{x=\delta} = t_f + \theta_{x=1}^* (t_o - t_f) = 15 + 0,083(140 - 15) = 25,4^\circ\text{C}$$

Vậy sau 20 phút làm nguội nhiệt độ ở tâm của tấm $t_{x=0} = 49^\circ\text{C}$ còn nhiệt độ bề mặt của tấm bằng $t_{x=\delta} = 25,4^\circ\text{C}$.

6-28. ĐS : $\tau = 51 \text{ phút} ; t_{r=r_o} = 804^\circ\text{C}.$

6-29. HD : Nhiệt độ không thứ nguyên tại tâm của khối thép có thể xác định theo phương trình :

$$\left(\frac{t_f - t}{t_f - t_o} \right)_{x,y,z,r} = \left(\frac{t_f - t_{x=0}}{t_f - t_o} \right)_{x,r} \cdot \left(\frac{t_f - t_{y=0}}{t_f - t_o} \right)_{y,r} \cdot \left(\frac{t_f - t_{z=0}}{t_f - t_o} \right)_{z,r}$$

$t_{x=0}, t_{y=0}, t_{z=0}$ có thể tìm theo đồ thị tính toán của tấm phẳng (trường 1 chiều).

Đối với tấm có chiều dày $2\delta_x = 200\text{mm}$

$$Fo_x = \frac{a\tau}{\delta_x^2} = \frac{6,94 \cdot 10^{-6} \cdot 1,5 \cdot 3600}{0,1^2} = 3,75; \quad Bi_x = \frac{\alpha \cdot \delta_x}{\lambda} = \frac{186 \cdot 0,1}{37,2} = 0,5$$

Căn cứ theo Fo_x và Bi_x tra đồ thị ta được :

$$\left(\frac{t_f - t_{x=0}}{t_f - t_0} \right)_{x,\tau} = 0,22$$

Tương tự ta có $2\delta_y = 400\text{mm}$ và $Fo_y = 0,937$; $Bi_y = 1,0$

$$\left(\frac{t_f - t_{y=0}}{t_f - t_0} \right)_{y,\tau} = 0,57$$

Đối với tấm có chiều dày $2\delta_z = 500\text{mm}$ thì $Fo_z = 0,6$; $Bi_z = 1,25$

$$\left(\frac{t_f - t_{z=0}}{t_f - t_0} \right)_{z,\tau} = 0,68$$

$$\left(\frac{t_f - t}{t_f - t_0} \right)_{x,y,z,\tau} = 0,22 \cdot 0,57 \cdot 0,68 = 0,0852$$

$$\begin{aligned} \text{Từ đây ta tính được } t &= t_f - 0,0852(t_f - t_0) = \\ &= 1400 - 0,0852(1400 - 200) = 1282^\circ\text{C} \end{aligned}$$

6-30. ĐS : $t_1 = 951^\circ\text{C}$; $t_2 = 908^\circ\text{C}$; $t_3 = 880^\circ\text{C}$; $t_4 = 792^\circ\text{C}$

6-31. ĐS : Biến thiên entanpi của quả cầu chính bằng lượng nhiệt tỏa ra môi trường :

$$-\frac{dI(\tau)}{d\tau} = Q(\tau) \quad (1)$$

$$\text{Vì } I(\tau) = C\rho V\bar{t}(\tau) ; Q(\tau) = K(\tau)F[\bar{t}(\tau) - t_f]$$

Trong đó : $K(\tau)$ hệ số truyền nhiệt từ quả cầu tới môi trường.

F - diện tích bề mặt ngoài của quả cầu.

$\bar{t}(\tau)$ - nhiệt độ trung bình tích phân tại thời điểm τ

$\alpha_i(\tau)$ – hệ số truyền nhiệt bên trong quả cầu.

$$\frac{1}{K(\tau) \cdot F} = \frac{1}{\alpha_i(\tau) \cdot F} + \frac{1}{\alpha_a(\tau) \cdot F}$$

Nên (1) trở thành :

$$K(\tau) \cdot F [\bar{t}(\tau) - t_f] = -c\rho V \cdot \frac{d\bar{t}(\tau)}{d\tau}$$

$$= -C\rho V \cdot \frac{d[\bar{t}(\tau) - t_f]}{d\tau}$$

$$\frac{d[\bar{t}(\tau) - t_f]}{\bar{t}(\tau) - t_f} = \frac{-K(\tau) \cdot F}{C\rho V} d\tau$$

$$\int_{t_A - t_f}^{\bar{t} - t_f} \frac{d[\bar{t}(\tau) - t_f]}{\bar{t}(\tau) - t_f} = -\frac{F}{C\rho V} \int_{\tau=0}^{\tau} K(\tau) d\tau$$

$$\text{Với } \bar{K}(\tau) = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} K(\tau) d\tau \text{ ta có :}$$

$$\bar{\theta}(\tau) = \frac{\bar{t}(\tau) - t_f}{t_A - t_f} = \exp\left(-\frac{\bar{K}(\tau) \cdot F}{C\rho V} \cdot \tau\right) \quad (2)$$

Hệ số truyền nhiệt trung bình $\bar{K}(\tau)$ được tính theo :

$$\frac{1}{\bar{K}(\tau) \cdot F} = \frac{1}{\bar{\alpha}_i(\tau) \cdot F} + \frac{1}{\bar{\alpha}_a(\tau) \cdot F}$$

$\bar{\alpha}_i(\tau)$ được tính gần đúng từ nghiệm bài toán làm nguội với nhiệt độ bề mặt không đổi :

$$Nu = \frac{\bar{\alpha}_i(\tau)d}{\lambda_i} = \sqrt{\left(\frac{2}{3}\pi^2\right)^2 + \frac{4}{\pi} \frac{1}{Fo}}$$

$$\bar{\alpha}_i(\tau) = \frac{\lambda_i}{d} \sqrt{\frac{2}{3} + \frac{4}{\pi} \frac{1}{Fo}}$$

Thế (3) vào (2) ta có :

$$\bar{\theta}(\tau) = \exp \left[\frac{-1}{\left(\frac{1}{\bar{\alpha}_a(\tau)F} + \frac{\lambda_i F}{d} \sqrt{\left(\frac{2}{3} \pi^2 \right)^2 + \frac{4}{\pi} \frac{1}{Fo}} \right) C\rho V} \cdot \tau \right]$$

$$\bar{\theta}(\tau) = \exp \left[\frac{-6Fo}{\frac{1}{\bar{\alpha}_a(\tau) \frac{d}{\lambda_i}} + \sqrt{\left(\frac{2}{3} \pi^2 \right)^2 + \frac{4}{\pi} \frac{1}{Fo}}} \right]$$

$$\bar{\alpha}_a(\tau) = -\frac{\lambda_i}{d} \left(\frac{1}{\frac{6Fo}{\ln \bar{\theta}(\tau)} + \sqrt{\left(\frac{2}{3} \pi^2 \right)^2 + \frac{4}{\pi} \frac{1}{Fo}}} \right)$$

Với $Fo = \frac{\lambda \tau}{C\rho d^2} = \frac{52.120}{7700(0,02)^2 \cdot 0,55 \cdot 10^3} = 3,68$

$$\ln \bar{\theta} = \frac{52 - 30}{460 - 30} = \ln \frac{22}{430} = -2,973$$

$$Nu = 6,606 \rightarrow \bar{\alpha}_a(\tau) = 357 \text{W/m}^2\text{K}$$

6-32. ĐS : a) $Q_{\infty} = 2303 \text{ kJ}$.

b) $T(\tau = 1\text{s}) = 427,3\text{K}$

$$T(\tau = 100\text{s}) = 1174,6\text{K}$$

d) $\tau = 2,72\text{s}$.

6-33. ĐS : a) $\tau = \frac{d^2}{a} \frac{2}{\pi Nu_{\tau \rightarrow \infty}^2} \left\{ \pm \sqrt{1 + \left(\frac{\pi}{2} Nu_{\tau \rightarrow \infty} \frac{V}{F_d} \ln(n) \right)^2} - 1 \right\}$

b) $n \rightarrow 1$ thì $\frac{\tau_{\text{tắm}}}{\tau_{\text{cầu}}} = 9$; $\frac{\tau_{\text{trụ}}}{\tau_{\text{cầu}}} = 2,25$

$n = 2$ thì $\frac{\tau_{\text{tắm}}}{\tau_{\text{cầu}}} = 5,95$; $\frac{\tau_{\text{trụ}}}{\tau_{\text{cầu}}} = 2,01$

$$n \rightarrow \infty \text{ thì } \frac{\tau_{\text{tắm}}}{\tau_{\text{cầu}}} = 4 ; \frac{\tau_{\text{truyền}}}{\tau_{\text{cầu}}} = 1,71.$$

6-34. ĐS : a) $\frac{U_1}{U_2} = 0,376.$

b) $z = 7.$

6-35. HD : Biến thiên entanpi của hệ thống chính bằng lượng nhiệt truyền ra môi trường, do đó :

$$\frac{\partial I_{ht}}{\partial \tau} = -Q \quad (1)$$

trong đó : $I_{ht} = I_n + I_b$

Hình 6-35

$$I_n = M_n [C_b t_E + \Delta i_n]$$

$$I_b = M_b C_b (\bar{t}_b - t_E) + M_b C_b t_E$$

Nhiệt độ gốc để tính entanpi là 0 K

$$I_{ht} = M_n C_b t_E + M_b C_b t_E + M_n \Delta i_n$$

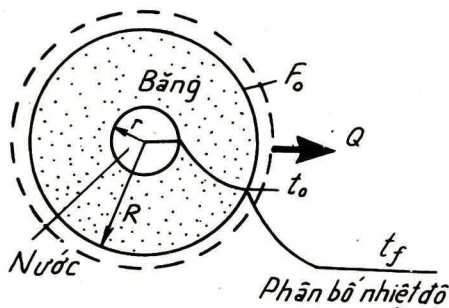
$$I_{ht} = M_n C_b t_E + M_n \Delta i_n \text{ vì } M_n \neq M_b = M$$

$$\frac{\partial I_{ht}}{\partial \tau} = \frac{\partial (t_E M_n C_b)}{\partial \tau} + \frac{\partial (M_n \Delta i_n)}{\partial \tau} = \rho_n \Delta i_n \frac{\partial V_n}{\partial \tau}$$

$$\text{Vì } \frac{\partial V_n}{\partial \tau} = \frac{\partial V_n}{\partial r} \frac{\partial r}{\partial \tau} \text{ nên : } \frac{\partial I_{ht}}{\partial \tau} = \rho_n \Delta i_n \cdot \frac{4}{3} \pi \cdot \frac{\partial r^3}{\partial r} \frac{\partial r}{\partial \tau} = 4\pi \rho_n \Delta i_n r^3 \frac{\partial r}{\partial \tau} \quad (2)$$

Từ (1) và (2) ta có :

$$-Q = 4\pi \rho_n \Delta i_n r^2 \frac{\partial r}{\partial \tau} ; Q = \alpha F_o (t_o - t_k) \quad (3)$$



Vì không khí không chuyển động nên :

$$Nu = 2 = \frac{\alpha D}{\lambda_K} \Rightarrow \alpha = \frac{\lambda_K}{R}$$

$$Q = \frac{\lambda_K}{R} F_o(t_o - t_K) = 4\pi R \lambda_K(t_o - t_K) \quad (4)$$

Lượng nhiệt tỏa ra môi trường cũng chính bằng lượng nhiệt dẫn từ mặt trong tới mặt ngoài lớp băng dạng vỏ cầu :

$$Q = \frac{4\pi}{\frac{1}{r} - \frac{1}{R}} \lambda_b (t_E - t_o) \quad (5)$$

$$\text{Từ (4) và (5) rút ra : } Q = \frac{4\pi R(t_E - t_K)}{\lambda_K + \frac{1}{\lambda_o} \left(\frac{R}{r} - 1 \right)} \quad (6)$$

Kết hợp (3) và (6) ta có :

$$\rho_n \Delta i_n r^2 \frac{\partial r}{\partial \tau} = - \frac{R(t_E - t_K)}{\frac{1}{\lambda_K} + \frac{1}{\lambda_B} \left(\frac{R}{r} - 1 \right)}$$

hay :

$$\left[r \left(\frac{\lambda_b}{\lambda_K} - 1 \right) + R \right] r dr = - \frac{R \lambda_b}{\rho_n \Delta i_n} (t_E - t_K) d\tau \quad (7)$$

Sử dụng các biến không thứ nguyên :

$$\tau^* = \frac{\tau}{\frac{R^2 \rho_n \Delta i_n}{\lambda_b (t_E - t_K)}} ; X = \frac{r}{R}$$

Phương trình (7) chuyển thành :

$$\left[X \left(\frac{\lambda_b}{\lambda_K} - 1 \right) + 1 \right] X dX = - d\tau^*$$

$$\tau^* = - \frac{X^3}{3} \left(\frac{\lambda_b}{\lambda_K} - 1 \right) - \frac{X^2}{2} + C$$

Vì $r(\tau = 0) = R \rightarrow X(\tau = 0) = 1$ nên $C = \frac{1\lambda_b}{3\lambda_K} + \frac{1}{6}$

$$\tau^* = \frac{1}{3} \left(\frac{\lambda_b}{\lambda_K} - 1 \right) (-X^3 + 1) + \frac{1}{2} (1 - X^2)$$

Thời gian đóng băng :

$$r = 0 \rightarrow X = 0 \rightarrow \tau^* = \frac{1}{3} \left(\frac{\lambda_b}{\lambda_K} + \frac{1}{2} \right)$$

hay :

$$\tau = \tau^* \frac{R^2 \rho_n \Delta i_n}{\lambda_b (t_E - t_K)} = \frac{R^2 \rho_n \delta i_n}{\lambda_b (t_E - t_K)} \frac{1}{3} \left(\frac{\lambda_b}{\lambda_K} + \frac{1}{2} \right)$$

$$\tau = 127d^2$$

Kết quả tính toán với các đường kính khác nhau :

d, mm	1	0.5	0.2	0.1
τ, s	127	31.75	5.08	1.27

6-36. ĐS : b) $\tau(z = 0,1m) = 88,3h$

$$\tau(z = 0,2m) = 260,7h.$$

c) $t_o(z = 0,1) = -4,76^\circ C$

$$t_o(z = 0,2) = -6,45^\circ C$$

6-37. ĐS : a) $\tau = 853h$

b) $t(x = 2m, \tau = 200h) = 6,8^\circ C$

c) $q(x = 0, \tau) = \frac{1963,4}{\sqrt{\tau}}$

d) $q(x = 0,5, \tau = 5h) = 5,9 \text{ W/m}^2$

e) $q = 199800 \text{ kJ/m}^2$

6-38. ĐS : $t_m = 34,7^\circ C$

6-39. ĐS : $\tau = 10,61s$

6-40. ĐS : $t(x = 0,5m ; \tau = 10h) = 4,1^\circ C$; nước không bị đóng băng.

6-41. ĐS : $\Delta t = 65K.$

CHƯƠNG 7

TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

A - CÁC CÔNG THỨC TÍNH TOÁN CƠ BẢN

Công thức Newton $Q = \alpha F |(t_w - t_f)|$

Hệ số tỏa nhiệt α chủ yếu được xác định từ phương trình tiêu chuẩn dạng :

$$Nu = f(Re, Gr, Pr)$$

$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}$: tiêu chuẩn Nusselt ; $Re = \frac{\omega \cdot l}{\gamma}$: tiêu chuẩn Reynolds

$Pr = \frac{\gamma}{a}$: tiêu chuẩn Prandtl ; $Gr = \frac{g \cdot \beta l^3 \Delta t}{\gamma^2}$: tiêu chuẩn Grashoff.

§1. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên

1. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn

$$Nu_m = C(Gr_m \cdot Pr_m)^n$$

Trong phương trình này các thông số vật lí được chọn theo nhiệt độ xác định $t_m = \frac{1}{2}(t_w + t_f)$; Kích thước xác định : đối với vách đứng hoặc ống đứng chọn chiều cao H ; $l \equiv H$; đối với vật hình cầu, ống nằm ngang chọn đường kính d , $l \equiv d$.

Các hệ số C và n được xác định theo bảng sau :

$(Gr \cdot Pr)_m$	C	n
$10^{-3} - 5 \cdot 10^2$	1.18	1/8
$5 \cdot 10^2 - 2 \cdot 10^7$	0.54	1/4
$2 \cdot 10^7 - 1 \cdot 10^{13}$	0.135	1/3

Khi tấm phẳng đặt nằm ngang bề mặt đốt nóng hướng lên thì kết quả tính toán phải tăng lên 30% ; ngược lại, khi bề mặt đốt nóng hướng xuống thì kết quả tìm được theo công thức trên phải giảm đi 30%.

Người ta cũng có thể dùng công thức sau đây để tính toán :

- Đối với ống đặt nằm ngang đường kính d ; ($l \equiv d$) :

Khi $10^3 < (Gr.Pr)_f < 10^8$:

$$Nu_f = 0,5(Gr.Pr)_f^{0.25} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0.25}$$

- Đối với ống đặt đứng hoặc vách đặt đứng có chiều cao h , ($l \equiv h$) :

Khi $10^3 < (Gr.Pr)_f < 10^9$

$$Nu_f = 0,76 (Gr.Pr)_f^{0.25} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0.25}$$

Khi $(Gr.Pr)_f > 10^9$

$$Nu_f = 0,15 (Gr.Pr)_f^{0.33} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0.25}$$

2. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian hữu hạn

$$q = \frac{\lambda_{td}}{\delta} (t_{w1} - t_{w2})$$

Trong đó : $\lambda_{td} = \varepsilon_{td} \lambda$

λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng tra theo nhiệt độ $t_f = \frac{1}{2} (t_{w1} + t_{w2})$.

Khi $(Gr.Pr)_f < 10^3$ thì $\varepsilon_{td} = 1$

$(Gr.Pr)_f = 10^3 - 10^{10}$ thì $\varepsilon_{td} = 0,18(Gr.Pr)_f^{0.25}$

Kích thước xác định trong các công thức trên là chiều dày khe hẹp, $l \equiv \delta$.

§2. Tỏa nhiệt đối lưu cưỡng bức

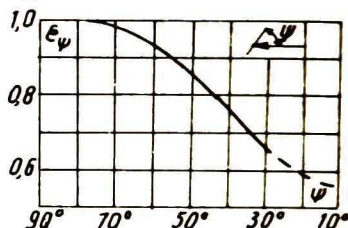
1. Chất lỏng chảy ngoài vật

a) Chất lỏng chảy ngang qua ống đơn

Khi $Re_f = 10 - 10^3$

$$Nu_f = 0,50 Re_f^{0,5} \cdot Pr_f^{0,38} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25}$$

$Re_f = 10^3 - 2 \cdot 10^5$



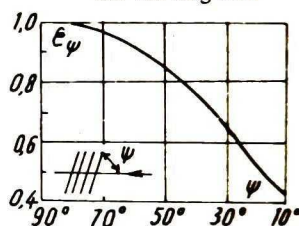
H.7-1a. Hệ số hiệu chỉnh ϵ_ψ đối với ống đơn

$$Nu_f = 0,25 Re_f^{0,6} \cdot Pr_f^{0,38} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25}$$

Đối với không khí, các phương trình trên có dạng đơn giản hơn :

$Re_f = 10 - 10^3$ thì $Nu_f = 0,44 Re_f^{0,5}$

$Re_f = 10^3 - 2 \cdot 10^5$ thì $Nu_f = 0,22 Re_f^{0,6}$



Hình 7-1b. Hệ số hiệu chỉnh ϵ_ψ đối với chùm ống

Các công thức tính toán trên tương ứng với góc ra $\psi = 90^\circ$, trong trường hợp góc ra $\psi < 90^\circ$ thì kết quả tính toán phải nhân thêm hệ số hiệu chỉnh ϵ_ψ (ϵ_ψ tra theo đồ thị).

$$\alpha_\psi = \alpha_{\psi=90} \cdot \epsilon_\psi$$

b) Chất lỏng chảy ngang qua chùm ống

Khi $Re_f = 10^3 - 10^5$:

$$Nu_f = C Re_f^n \cdot Pr_f^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \epsilon_i \cdot \epsilon_s \cdot \epsilon_\psi$$

ϵ_s - hệ số tính tới ảnh hưởng của bước ống ;

ϵ_i - hệ số xét tới ảnh hưởng của hàng ống ;

ϵ_ψ - hệ số tính tới góc va giữa dòng khí và chùm ống ,

Hệ số \ Chùm	Song song	So le
C	0,26	0,41
n	0,65	0,60
ε_s	$\left(\frac{S_2}{d}\right)^{-0.15}$	$S_1/S_2 < 2 \rightarrow \varepsilon_s = \left(\frac{S_1}{S_2}\right)^{\frac{1}{6}}$ $S_1/S_2 \geq 2 \rightarrow \varepsilon_s = 1.12$
ε_i	$\varepsilon_1 = 0.6 ; \varepsilon_2 = 0.9$ $\varepsilon_3 = \varepsilon_4 = \dots = \varepsilon_n = 1$	$\varepsilon_1 = 0.6 ; \varepsilon_2 = 0.7$ $\varepsilon_3 = \varepsilon_4 = \dots = \varepsilon_n = 1$

2. Chất lỏng chảy trong ống

a) Khi chất lỏng chảy tầng $Re < 2300$

$$Nu_f = 0,15 \cdot Re_f^{0.33} \cdot Pr_f^{0.43} \cdot Gr_f^{0.1} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0.25} \cdot \varepsilon_l$$

Đối với không khí phương trình tiêu chuẩn có dạng :

$$Nu_f = 0,13 \cdot Re_f^{0.33} \cdot Gr_f^{0.1} \cdot \varepsilon_l$$

Hệ số hiệu chỉnh tính tới chiều dài của ống được tính theo bảng sau :

l/d	1	2	5	10	15	20	30	40	≥ 50
ε_l	1.90	1.70	1.44	1.28	1.18	1.13	1.05	1.02	1

b) Khi chất lỏng chảy rối $Re_f > 10^4$

$$Nu_f = 0,021 Re_f^{0.8} Pr_f^{0.43} (Re_f / Pr_f)^{0.25} \cdot \varepsilon_l$$

Đối với không khí phương trình tiêu chuẩn có dạng :

$$Nu_f = 0,018 \cdot Re_f^{0.8} \cdot \varepsilon_l$$

Hệ số hiệu chỉnh tính tới chiều dài (ở chế độ chảy rối) ε_l :

Re_f	l/d								
	1	2	5	10	15	20	30	40	≥ 50
1.10^4	1.65	1.50	1.34	1.23	1.17	1.13	1.07	1.03	1
2.10^4	1.51	1.40	1.27	1.18	1.13	1.10	1.05	1.02	1
5.10^4	1.34	1.27	1.18	1.13	1.10	1.08	1.04	1.02	1
1.10^5	1.28	1.22	1.15	1.10	1.08	1.06	1.03	1.02	1
1.10^6	1.14	1.11	1.08	1.05	1.04	1.03	1.02	1.01	1

Nếu ống cong thì kết quả tính toán theo các công thức trên đây phải nhân thêm với hệ số hiệu chỉnh tính tới độ cong của ống

$$\alpha_R = \alpha \cdot \varepsilon_R$$

$$\varepsilon_R = 1 + 1,77 \frac{d}{R}$$

R - bán kính cong của ống

Kích thước xác định trong các công thức trên đây là đường kính trong của ống. Khi ống không tròn thì kích thước xác định là đường kính tương đương d_{td}

$$d_{td} = \frac{4F}{U}$$

F - diện tích mặt cắt ngang của chất lỏng chuyển động, m^2 ;

U - chu vi ướt, m .

3. Tỏa nhiệt khi biến đổi pha

a) *Tỏa nhiệt khi sôi*. Khi sôi trong không gian tự do $p = 0,2 \div 80$ bar, đối với nước trong trường hợp sôi bọt có thể dùng công thức :

$$\alpha = 46 \Delta t^{2.33} p^{0.5}, \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\text{hoặc} \quad \alpha = 3,15 p^{0.5} q^{0.7}, \text{ W/m}^2\text{K}$$

trong đó : $\Delta t = t_w - t_s$: - độ chênh nhiệt độ, K ;

t_w - nhiệt độ bề mặt vách ;

t_s - nhiệt độ bão hòa tương ứng áp suất p , $^{\circ}C$.

p - áp suất tuyệt đối của hơi, bar ;

q - mật độ dòng nhiệt, W/m^2 .

b) *Tỏa nhiệt khi ngưng*

Ngưng trên vách đứng hoặc ống đặt đứng :

$$\alpha = 0,943 \sqrt[4]{\frac{r \cdot \rho \cdot g \cdot \lambda^3}{\gamma \cdot h \cdot (t_s - t_w)}}, \quad W/m^2K$$

Ngưng trên ống nằm ngang :

$$\alpha = 0,72 \sqrt[4]{\frac{r \rho g \lambda^3}{\gamma d (t_s - t_w)}}, \quad W/m^2K$$

trong đó :

g - gia tốc trọng trường, m/s^2 ;

λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng, W/mK ;

r - nhiệt ẩn hóa hơi, J/kg ;

ρ - khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3 ;

γ - độ nhớt động học của chất lỏng, m^2/s ;

h - chiều cao của vách đứng, m ;

d - đường kính ngoài của ống nằm ngang, m ;

t_s - nhiệt độ bão hòa tương ứng với áp suất p , $^{\circ}C$;

t_w - nhiệt độ bề mặt vách.

Các thông số vật lý tra theo nhiệt độ trung bình $t_m = \frac{t_w + t_s}{2}$

B - ĐỀ BÀI

§1. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên

7-1. Hãy tìm tiêu chuẩn đồng dạng biểu diễn trạng thái chuyển động của chất lỏng trong ống bằng phương pháp phân tích thứ nguyên.

7-2. Một hiện tượng được mô tả bởi các đại lượng : kích thước hình học l , (m), gia tốc nâng g , β ($\text{m/s}^2\text{K}$), khối lượng riêng ρ , (kg/m^3), độ nhớt động học γ , (m^2/s) hệ số dẫn nhiệt λ , (W/mK), độ chênh lệch nhiệt độ Δt , K ; nhiệt dung riêng c , (J/kgK). Hệ số tỏa nhiệt đối lưu α , ($\text{W/m}^2\text{K}$). Hãy tìm các tổ hợp không khí thứ nguyên của hiện tượng đó.

7-3. Một dây dẫn điện có nhiệt độ bề mặt $t_w = 90^\circ\text{C}$ đặt trong không khí có nhiệt độ $t_{\text{fk}} = 10^\circ\text{C}$. Nhúng dây đó vào nước có nhiệt độ $t_{\text{fn}} = 10^\circ\text{C}$, đồng thời giữ nhiệt độ bề mặt dây không đổi. Hỏi hệ số tỏa nhiệt của dây thay đổi thế nào ? dòng điện trong dây tăng giảm bao nhiêu lần ? Biết đường kính của dây là 1 mm.

7-4. Tìm hệ số tỏa nhiệt và mật độ dòng nhiệt cho phép của một sợi dây nicrom nằm ngang có dòng điện chạy qua. Đường kính dây $d = 1\text{mm}$ điện trở suất của dây $\rho = 1,1 \Omega \text{ mm}^2/\text{m}$. Nhiệt độ cho phép ở bề mặt dây là 670°C và nhiệt độ không khí xung quanh là 30°C .

7-5. Xác định hệ số tỏa nhiệt đối lưu từ bề mặt tấm phẳng đặt thẳng đứng $H = 2\text{m}$ đến không khí xung quanh biết nhiệt độ trên mặt tấm phẳng $t_w = 100^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí xung quanh ở xa tấm phẳng là $t_f = 20^\circ\text{C}$.

7-6. Trong hồ sơ của nhà sản xuất hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt lò sưởi điện đặt đứng có chiều cao $H = 400\text{mm}$, tổng diện tích bề mặt $F = 1\text{m}^2$, khi nhiệt độ bề mặt bằng 60°C và nhiệt độ môi trường là 20°C có trị số bằng $11,86\text{W/m}^2\text{K}$.

a) Ở chế độ đã nêu trên, công suất điện bằng bao nhiêu ?

b) Hệ số tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên từ bề mặt lò sưởi ra môi trường bằng bao nhiêu ? Giải thích sự khác nhau giữa kết quả tính toán và số liệu do nhà sản xuất đưa ra về hệ số α .

c) Khi nhiệt độ môi trường (và nhiệt độ của các tường bao quanh) tăng lên tới 25°C bộ phận điều khiển tự động sẽ giảm công suất điện của lò sưởi, do đó nhiệt độ bề mặt giảm xuống còn 55°C . Xác định công suất điện trong trường hợp này.

7-7. Xác định hệ số tỏa nhiệt đối lưu từ tấm phẳng nằm ngang đến không khí xung quanh. Biết rằng bề mặt tỏa nhiệt nằm quay lên trên, kích thước của tấm là : $(a \times b) = (2 \times 3)\text{m}$. Nhiệt độ bề mặt của tấm phẳng $t_w = 100^\circ\text{C}$ và nhiệt độ không khí xung quanh xa tấm phẳng $t_f = 20^\circ\text{C}$.

7-8. Xác định hệ số dẫn nhiệt tương đương λ_{td} của lớp không khí mỏng có bề dày $\delta = 25\text{mm}$. Nếu nhiệt độ bề mặt nóng $t_{w1} = 150^\circ\text{C}$, nhiệt độ bề mặt lạnh $t_{w2} = 50^\circ\text{C}$.

7-9. Xác định hệ số dẫn nhiệt tương đương và mật độ dòng nhiệt qua một lớp không khí mỏng có chiều dài $\delta = 20\text{mm}$, nhiệt độ mặt nóng $t_{w1} = 200^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt lạnh $t_{w2} = 80^\circ\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt tương đương sẽ thay đổi thế nào nếu bề dày lớp không khí giảm đi hai lần, còn các điều kiện khác không đổi.

§2. Tỏa nhiệt đối lưu cưỡng bức

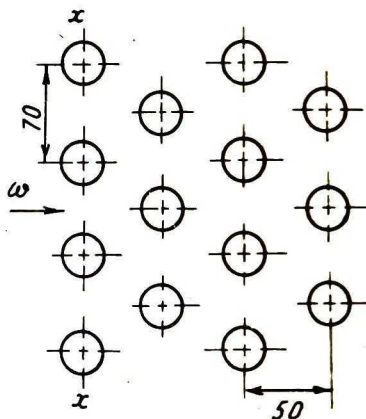
7-10. Một dây dẫn bằng đồng đường kính $d = 15\text{mm}$ được làm nguội bằng dòng không khí chảy ngang qua. Tốc độ dòng không khí $\omega = 1\text{m/s}$, nhiệt độ không khí $t_f = 20^\circ\text{C}$. Tính hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt dây dẫn đến không khí và cường độ dòng điện trong dây dẫn. Biết nhiệt độ trên bề mặt dây $t_w = 80^\circ\text{C}$ và điện trở suất của dây $\rho = 0,0175\Omega\text{mm}^2/\text{m}$. Hệ số tỏa nhiệt sẽ thay đổi thế nào nếu áp suất của dòng không khí $p = 4\text{ bar}$, còn các điều kiện khác vẫn như cũ.

7-11. Một dòng không khí tốc độ $\omega = 2\text{m/s}$. Thổi xiên một góc $\psi = 60^\circ$ so với trục của một ống đường kính ngoài $d = 15\text{mm}$. Nhiệt độ trung bình của không khí $t_f = 20^\circ\text{C}$, nhiệt độ trung bình mặt ngoài ống $t_w = 80^\circ\text{C}$. Tính hệ số tỏa nhiệt từ ống đến không khí và mật độ dòng nhiệt trên một mét chiều dài ống. Hỏi α thay đổi thế nào nếu ω tăng lên 2 và 4 lần, các điều kiện khác vẫn như cũ.

7-12. Một dây dẫn điện bằng nhôm có đường kính $d = 5\text{mm}$ được làm nguội bằng dòng không khí có tốc độ $\omega = 1\text{m/s}$. Nhiệt độ không khí $t_f = 10^\circ\text{C}$, nhiệt độ bề mặt dây $t_w = 90^\circ\text{C}$. Xác định hệ số tỏa nhiệt từ dây vào không khí và cường độ dòng điện cho phép chạy trong dây, biết điện trở suất của dây $\rho = \frac{1}{35}\Omega\text{mm}^2/\text{m}$. Nếu dây được làm nguội bằng nước, còn các điều kiện khác vẫn như cũ thì hệ số tỏa nhiệt bằng bao nhiêu ?

7-13. Ống có đường kính ngoài $d = 25\text{mm}$ được làm nguội bằng dầu máy biến áp chảy ngang qua với tốc độ $\omega = 1 \text{ m/s}$. Nhiệt độ dầu $t_f = 20^\circ\text{C}$. Xác định nhiệt độ cần thiết trên bề mặt ống để mật độ dòng nhiệt truyền qua là $q = 45.000\text{W/m}^2$ và hệ số tỏa nhiệt khi ấy bằng bao nhiêu ?

7-14. Một chùm ống so le gồm 4 hàng ống đường kính ngoài của ống $d = 38 \text{ mm}$. Dòng không khí có nhiệt độ trung bình $t_f = 550^\circ\text{C}$ chuyển động ngang qua chùm ống với tốc độ trung bình ở mặt cắt $x - x$ là $\omega = 12 \text{ m/s}$ (kích thước như hình vẽ). Tính hệ số tỏa nhiệt α . Nếu góc va $\psi = 60^\circ$ thì hệ số tỏa nhiệt bằng bao nhiêu ?



Hình 7-14

7-15. Xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình từ dòng khối chảy cắt ngang chùm ống so le có bước ống $S_1 = S_2 = 2d$. Đường kính ống $d = 38\text{mm}$, số dây ống là 30, nhiệt độ khối trước chùm ống là 650°C , nhiệt độ khối sau chùm ống là 350°C . Tốc độ trung bình của khối ở mặt cắt hẹp nhất bằng 10 m/s . Nếu bố trí song song thì α bằng bao nhiêu khi các điều kiện khác không đổi.

7-16. Xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình của khối, thành phần $\text{H}_2\text{O} = 11\%$, $\text{CO}_2 = 13\%$, $\text{N}_2 = 76\%$ chảy ngang qua chùm ống gồm 8 dây ống đặt song song. Đường kính ống là 60mm , tốc độ khối ở mặt cắt hẹp nhất bằng 10 m/s . Nhiệt độ của khối ở trước và sau chùm ống là 1200°C và 800°C . Góc va là 50° . Nhiệt độ bề mặt ống là 311°C . So sánh hệ số tỏa nhiệt với trường hợp chùm ống đặt so le.

7 - 17. Dầu máy biến áp chảy ngang qua chùm ống đặt so le đường kính ngoài của ống bằng 20 mm . Bước ống ngang $S_1 = 2,5d$, bước ống dọc $S_2 = 1,5d$. Tốc độ trung bình tại mặt cắt hẹp nhất

là 0,6 m/s. Nhiệt độ trung bình của dầu bằng 40°C . Tìm hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt ống tới dầu đối với dây ống thứ 3 của chùm, biết nhiệt độ của bề mặt ống bằng 90°C . Tính toán trong trường hợp góc va bằng 90° và 60° .

Hệ số tỏa nhiệt sẽ thay đổi thế nào nếu nước chảy ngang qua chùm ống khi các điều kiện khác không đổi.

7-18. Tính hệ số tỏa nhiệt trung bình khi dầu máy biến áp chảy trong ống có đường kính $d = 8\text{mm}$, dài $l = 1\text{ m}$. Nhiệt độ trung bình của dầu theo chiều dài ống $t_f = 80^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ trung bình của vách ống $t_w = 20^{\circ}\text{C}$ tốc độ dầu chảy trong ống $\omega = 0,6\text{ m/s}$.

7-19. Trị số Nusselt và trị số α của chất lỏng khi chảy tầng trong ống thay đổi thế nào nếu đường kính ống tăng lên 2 lần và 4 lần ? Nhiệt độ trung bình của chất lỏng và nhiệt độ mặt trong của ống không đổi. Xét trong hai trường hợp :

- a) Khi tốc độ không đổi ;
- b) Khi lưu lượng không đổi.

7-20. Xác định hệ số tỏa nhiệt từ vách ống bình ngưng của tuabin hơi đến nước làm mát, biết nhiệt độ trung bình của vách theo chiều dài $t_w = 37^{\circ}\text{C}$, đường kính trong của ống $d = 16\text{mm}$, nhiệt độ nước ở cửa vào $t_{f1} = 27^{\circ}\text{C}$ và ở cửa ra $t_{f2} = 33^{\circ}\text{C}$. Tốc độ trung bình của nước $\omega = 2\text{ m/s}$.

- Xác định nhiệt lượng truyền cho nước làm mát và chiều dài ống.

- Hệ số tỏa nhiệt α thay đổi thế nào khi tăng tốc độ nước lên 2 và 4 lần, các điều kiện khác không đổi.

7-21. Không khí chảy qua ống có đường kính $d = 60\text{mm}$, dài $l = 4\text{m}$. Tốc độ chảy $\omega = 3,5\text{ m/s}$. Xác định hệ số tỏa nhiệt α , biết nhiệt độ trung bình của không khí $t_f = 50^{\circ}\text{C}$.

- Nếu ống uốn cong với bán kính cong $R = 0,5\text{m}$ thì hệ số tỏa nhiệt bằng bao nhiêu ?

- Hệ số tỏa nhiệt sẽ thay đổi thế nào khi áp suất không khí $p = 10\text{ bar}$.

7-22. Xác định lượng nhiệt truyền từ nước vào thành ống xoắn với bán kính cong $R = 120\text{mm}$, đường kính ống $d = 20\text{mm}$. Lưu

lượng nước $G = 0,25 \text{ kg/s}$. Nhiệt độ trung bình theo chiều dài ống $t_f = 120^\circ\text{C}$. Nhiệt độ mặt trong của ống không đổi và bằng $t_w = 100^\circ\text{C}$, chiều dài ống $l = 2,5 \text{ m}$.

7-23. Một máy bơm mỗi giờ bơm được 2880 kg nước có nhiệt độ $t_f = 80^\circ\text{C}$ qua một đường ống dài 5 m . Hãy tính hệ số tỏa nhiệt giữa nước và vách ống khi mật cắt ngang của ống không đổi, những hình dáng của mặt cắt lần lượt là :

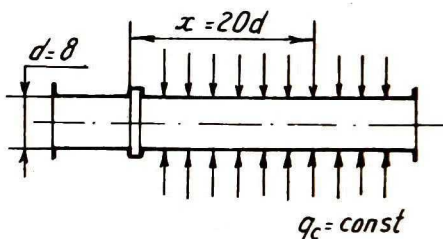
- Mặt cắt hình tròn có đường kính $d = 4 \text{ cm}$;
- Mặt cắt hình vành khuyên $d_1 = 4 \text{ cm}$, $d_2 = 4\sqrt{2} \text{ cm}$;
- Mặt cắt hình chữ nhật $a = 4 \text{ cm}$, $b = \pi \text{ cm}$;
- Mặt cắt là khe tạo bởi đường tròn có đường kính $d = 4 \text{ cm}$ và một hình chữ nhật có kích thước $a = 1,6\pi \text{ cm}$; $b = 5 \text{ cm}$.

Có thể bỏ qua ảnh hưởng của chiều dòng nhiệt khi tính toán. Biết $\rho = 972 \text{ kg/m}^3$; $\lambda = 0,67 \text{ W/mK}$; $\nu = 0,364 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$.

7-24. Xác định nhiệt độ ra và vào của nước ở một thiết bị trao đổi nhiệt, biết rằng nước chảy trong ống, nhiệt độ vách ống $t_w = 230^\circ\text{C}$. Tốc độ nước trong ống $\omega = 1,2 \text{ m/s}$, đường kính ống $d = 16 \text{ mm}$, chiều dài $l = 3 \text{ m}$, mật độ dòng nhiệt $q = 2,33 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2$.

7-25. Nhiệt độ trung bình của nước chảy trong ống có đường kính $d = 20 \text{ mm}$ và chiều dài $l = 2,3 \text{ m}$ là 150°C . Tính tốc độ lưu động của nước trong ống để ở chế độ chảy rối và khi nhiệt độ bề mặt trong của ống $t_w = 170^\circ\text{C}$ thì lượng nhiệt cấp cho nước bằng 9 kW . Xác định nhiệt độ của nước khi vào và ra khỏi ống.

7-26. Nước chảy trong ống có đường kính 8 mm . Ống được đốt nóng đều theo chu vi và theo chiều dài với mật độ dòng nhiệt $q = 4 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$. Xác định hệ số trao đổi nhiệt cục bộ và nhiệt độ của thành ống trên một đoạn $x = 20d$, tính từ đầu vào của đoạn đốt nóng, biết nhiệt độ của



Hình 7-26

nước ở đầu vào $t_{f1} = 10^\circ\text{C}$ và tốc độ trung bình của nước chảy trong ống $w = 0,15\text{m/s}$. Trước đoạn đốt nóng chế độ thủy động đã ổn định.

7-27. Tốc độ chuyển động trung bình của nước chảy trong ống có đường kính $d = 20\text{mm}$, chiều dài $l = 1\text{m}$ là $0,5\text{m/s}$. Nhiệt độ của nước khi vào ống $t'_f = 20^\circ\text{C}$.

1) Hãy xác định nhiệt độ của nước tại cửa ra khi :

a) Nhiệt độ bề mặt trong của ống không đổi và bằng 50°C ;

b) Mật độ dòng nhiệt truyền từ ống tới nước $q = 70.000\text{W/m}^2$.

2) Nhiệt độ nước tại cửa ra thay đổi thế nào khi tốc độ chuyển động của nước tăng lên 2 lần.

Biết thông số vật lý của nước $r = 1000\text{kg/m}^3$; $c_p = 4,19\text{kJ/kgK}$; $\gamma = 10^{-6}\text{m}^2/\text{s}$, $\text{Pr} = 6$; $\lambda = 0,54\text{ W/mK}$. Khi tính toán có thể bỏ qua ảnh hưởng của chiều dòng nhiệt.

7-28. Khối thải chuyển động trong ống thép đặt đứng cao 120m , dày 8mm , đường kính trong $d_i = 300\text{mm}$ với lưu lượng khối lượng $G = 1290\text{kg/s}$. Nhiệt độ khối khí vào ống là 145°C . Ống thép được bọc một lớp cách nhiệt phía ngoài dày 100mm . Nhiệt độ môi trường phía ngoài ống là 20°C . Để ngăn ngừa hiện tượng ăn mòn kim loại, nhiệt độ mặt trong của ống thép phải lớn hơn nhiệt độ đọng sương axit $t_{ds} = 130^\circ\text{C}$.

a) Hệ số tỏa nhiệt α và hệ số truyền nhiệt tính đối với diện tích bề mặt ống tiếp xúc với khối bằng bao nhiêu ?

b) Hãy xác định nhiệt độ khối và nhiệt độ bề mặt tại đầu ra của ống để kiểm tra xem liệu hiện tượng ăn mòn có xảy ra hay không ?

c) Nhiệt độ khối thải khí vào ống phải bằng bao nhiêu để loại trừ hiện tượng ăn mòn đối với ống thép ?

Cho biết :

Hệ số tỏa nhiệt bên ngoài ống $\alpha_a = 10\text{W/m}^2\text{K}$;

Hệ số dẫn nhiệt của ống thép $\lambda_T = 20\text{W/mK}$;

Hệ số dẫn nhiệt của lớp cách nhiệt $\lambda = 0,07\text{W/mK}$.

Tính chất nhiệt vật lí (giá trị trung bình) của khối ở trong ống :

$$\rho = 0,88 \text{ kg/m}^3 ; C_p = 1,062 \text{ kJ/kgK} ; \lambda = 0,034 \text{ W/mK} ;$$

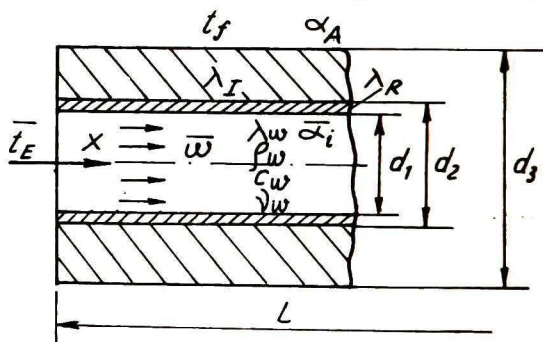
$$\gamma = 24 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

7-29. Nước có thông số vật lí không đổi $\lambda_n, \rho_n ; C_n ; \nu_n$ chuyển động với tốc độ trung bình $\bar{w}$ qua một ống thép đặt nằm ngang có đường kính :

$$\frac{d_1}{d_2} \text{ và hệ số dẫn nhiệt } \lambda_r. \text{ Nhiệt độ của nước khi vào ống là } \bar{t}_E.$$

Ống thép được bọc một lớp cách nhiệt (đường kính ngoài d_3) với hệ số dẫn nhiệt λ_I , hệ số tỏa nhiệt tới môi trường có nhiệt độ t_f là không đổi và bằng α_a .

a) Tính hệ số tỏa nhiệt trung bình $\bar{\alpha}_i$ giữa nước và mặt trong của ống khi ống có chiều dài rất lớn và hệ số truyền nhiệt từ nước tới môi trường (tính đối với diện tích bề mặt trong của ống) ;



Hình 7-29

b) Xác định nhiệt độ trung bình của nước tại mặt cắt cách đầu vào của ống một khoảng $l = 10 \text{ m}$ và tính lượng nhiệt đã trao đổi trong khoảng chiều dài này ;

c) Nhiệt độ của nước và lượng nhiệt trao đổi trong khoảng $l = 10 \text{ m}$ sẽ bằng bao nhiêu khi đường ống không được bọc cách nhiệt nhưng hệ số α_a không đổi.

Cho biết : $d_1 = 18 \text{ mm} ; d_2 = 22 \text{ mm} ; d_3 = 52 \text{ mm} ; \lambda_r = 46 \text{ W/mK} ; \lambda_I = 0,72 \text{ W/mK} ; \alpha_a = 44 \text{ W/m}^2\text{K} ; \bar{w} = 1 \text{ m/s} ; \lambda_n = 0,66 \text{ W/mK} ; \rho_n = 980 \text{ kg/m}^3 ; C_n = 4180 \text{ J/kg K} ; \nu_n = 0,42 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} ; \bar{t}_E = 70^\circ\text{C} ; t_f = 15^\circ\text{C}.$

§3. Tỏa nhiệt khi biến đổi pha

7-30. Xác định phụ tải nhiệt khi nước sôi, biết nhiệt độ bề mặt vách bằng 115°C . Áp suất môi trường xung quanh bằng 1,08 bar.

7-31. Xác định phụ tải nhiệt của bề mặt đốt nóng của một thiết bị sinh hơi, trong đó nước sôi bọt ở áp suất $p = 6,2$ bar, nhiệt độ bề mặt đốt nóng bằng 175°C .

7-32. Hơi nước bão hòa khô có áp suất $p = 2$ bar được sinh ra trong bình sinh hơi dùng sản phẩm cháy có nhiệt độ trung bình $t_r = 600^{\circ}\text{C}$ làm nguồn nhiệt đốt nóng. Hệ số truyền nhiệt từ sản phẩm cháy tới bề mặt đốt nóng $\alpha_r = 80 \text{ W/m}^2\text{K}$. Chiều dày bề mặt đốt nóng $\delta = 30\text{mm}$. Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm bề mặt đốt nóng $\lambda = 52 \text{ W/mK}$. Xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua bề mặt đốt nóng.

7-33. Nước có nhiệt dung riêng $c_p = 4\text{kJ/kgK}$ chảy trong một chùm ống của một thiết bị bay hơi với lưu lượng khối lượng $G = 2\text{kg/s}$. Nhiệt độ nước khi vào thiết bị là 20°C và khi ra khỏi thiết bị là 2°C . Môi chất lạnh sôi bọt ngoài ống ở nhiệt độ bão hòa $t_s = -7^{\circ}\text{C}$. Hệ số tỏa nhiệt đối lưu phía nước $\alpha = 8000 \text{ W/m}^2\text{K}$. Hệ số tỏa nhiệt khi sôi bọt môi chất lạnh được tính theo công thức :

$$\alpha_s = C(\Delta t)^{7/3} = C(t_w - t_s)^{7/3}$$

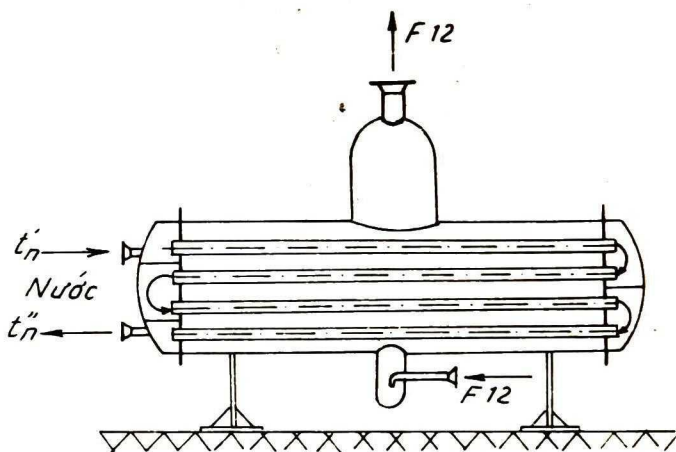
với $C = 10 \text{ W.m}^{-2}\text{K}^{-10/3}$; nhiệt trở dẫn nhiệt của ống coi như không đáng kể.

a) Hãy kiểm tra xem liệu có xảy ra hiện tượng đóng băng ở phía nước hay không ?

b) Thiết lập phương trình vi phân biểu diễn phân bố nhiệt độ của nước theo diện tích trao đổi nhiệt F ;

c) Tích phân phương trình này khi $\alpha \rightarrow \infty$ và xác định diện tích truyền nhiệt tối thiểu $F_{\min}$.

7-34. Frêon bay hơi ở ngoài chùm ống của một thiết bị sinh hơi có áp suất $p = 3$ bar. Nước chảy trong ống với tốc độ $\omega = 1\text{m/s}$ và được làm nguội từ nhiệt độ 18°C ở đầu vào tới 8°C ở đầu ra. Ống có đường kính trong $d_i = 38\text{mm}$ và chiều dày 3,5mm.



Hình 7-34

Nhiệt độ sôi của frêon trong thiết bị là 0°C . Hệ số tỏa nhiệt khi sôi của frêon được tính theo công thức :

$$\alpha_s = cq^n, \text{ W/m}^2\text{K} ; q, \text{ W/m}^2.$$

Ở chế độ sôi bọt : $C_B = 1,56 ; n = 7/10$.

Ở chế độ sôi đối lưu : $C_K = 36 ; n = 1/4$.

1) Xác định độ chênh nhiệt độ giữa nước và frêon ($t_n - t_s$ khi chuyển từ chế độ sôi đối lưu sang chế độ sôi bọt.)

2) Tính diện tích truyền nhiệt cần thiết của thiết bị khi lưu lượng khối lượng nước được làm mát là $G = 9\text{kg/s}$. Tính số ống trong một đường ngoặt và số lần chuyển động qua lại của nước trong thiết bị khi mỗi ống có chiều dài 5m và tốc độ chuyển động của nước trong ống là 1m/s. Biết : $\text{Pr}_w = 8,8 ; \gamma_n = 1,239 \cdot 10^{-6}\text{m}^2/\text{s} ; \lambda_n = 0,59\text{W/mK} ; \rho_n = 10^3\text{kg/m}^3 ; c_n = 4,19\text{kJ/kgK}$. Hệ số dẫn nhiệt của ống $\lambda = 50\text{W/mK}$.

7-35. Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng nước ngưng trong một giờ khi hơi bão hòa khô có áp suất $p = 0,04\text{ bar}$, nhưng trên bề mặt ngoài một ống đứng có đường kính $d = 30\text{mm}$; chiều cao $H = 3\text{m}$ và nhiệt độ của ống $t_w = 11^{\circ}\text{C}$. Nếu ống đặt nằm ngang còn các điều kiện khác không đổi thì lượng nước ngưng trong 1 giờ bằng bao nhiêu ?

7-36. Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng nước ngưng khi hơi bão hòa có áp suất $p = 3,92$ bar và độ khô $x = 0,7$ ngưng trên bề mặt ống đứng có chiều cao $H = 1,5$ m đường kính $d = 65$ mm ; nhiệt độ bề mặt vách ngưng $t_w = 55^\circ\text{C}$.

7-37. Một ống đường kính 20mm đặt đứng, nhiệt độ bề mặt ống bằng 15°C . Trên bề mặt ống có sự ngưng của hơi bão hòa khô ở áp suất $p = 0,0392$ bar. Xác định hệ số tỏa nhiệt khi hơi ngưng và lượng nước ngưng sau 1 giờ trên 1 mét chiều dài ống.

7-38. Áp suất trong thiết bị ngưng hơi nước gồm các ống so le đặt nằm ngang là 0,1 bar. Nước làm mát chảy trong ống kim loại có đường kính 19/23mm với tốc độ trung bình là 1,6m/s và được gia nhiệt từ 10°C lên tới 30°C . Tính lượng nhiệt truyền qua một mét ống nếu nhiệt trở dẫn nhiệt của ống xem như không đáng kể.

7-39. Hơi frêon ngưng tụ ở trạng thái tĩnh ngoài các ống đặt nằm ngang có chiều dài 2m và đường kính ngoài 25mm. Nước làm mát chảy trong ống có nhiệt độ tại cửa vào của ống là $t_o = 20^\circ\text{C}$. Nhiệt độ bão hòa của frêon trong thiết bị ngưng tụ $t_s = 100^\circ\text{C}$.

a) Xác định hàm biến thiên nhiệt độ của nước theo chiều dài ống khi bỏ qua nhiệt trở dẫn nhiệt của vách ống và nhiệt trở tỏa nhiệt giữa nước và ống.

b) Tính lượng nhiệt trao đổi giữa frêon và nước. Biết :

		H_2O	Frêon
Lưu lượng,	kg/h	360	-
Khối lượng riêng,	kg/m^3	1000	850
Độ nhớt,	kg/ms	-	$2,1 \cdot 10^{-4}$
Hệ số dẫn nhiệt,	W/mK	-	0,06
Nhiệt ẩn hóa hơi,	kJ/kg	-	56

7-40. Hơi nước bão hòa khô ngưng tụ ở áp suất $p = 1$ at trong 2000 ống của một thiết bị ngưng tụ đặt đứng. Tốc độ chuyển động

của hơi ở trong ống xem như không đáng kể. Ống có đường kính trong $d = 23\text{mm}$ chiều dày $S = 1,5\text{mm}$, chiều dài 6m và hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 50\text{W/mK}$. Hệ số tỏa nhiệt đối lưu từ nước làm mát tới ống $\alpha = 340\text{W/m}^2\text{K}$.

a) Tính lượng hơi ngưng tụ trong một giờ nếu xem nhiệt độ thành ống là không đổi và bằng 95°C .

b) Tính chiều dày màng nước ngưng ở chân ống ;

c) Tính nhiệt độ trung bình của nước làm mát ở ngoài ống ;

d) Vẽ phân bố nhiệt độ từ hơi tới nước làm mát.

Biết rằng màng nước ngưng chảy tầng và khi tính toán có thể bỏ qua sự thay đổi nhiệt độ của nước làm mát dọc theo chiều dài ống và sự quá lạnh của màng nước ngưng. Nước làm mát có các thông số vật lý sau :

$$\gamma = 0,291 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} ; \rho = 958,1\text{kg/m}^3 ; \lambda = 0,681 \text{ W/mK} ;$$

$$C_p = 4,216 \text{ kJ/kgK}.$$

C - ĐÁP SỐ VÀ HƯỚNG DẪN

7-1. HD : Các đại lượng vật lý ảnh hưởng tới chế độ chuyển động của chất lỏng trong ống :

tốc độ chuyển động ω , m/s ; đường kính ống d , m ;

độ nhớt η , kg/ms ; khối lượng riêng ρ , kg/m³.

Các tổ hợp không thứ nguyên mô tả hiện tượng có dạng :

$$X = d^{x_1} \cdot \omega^{x_2} \cdot \eta^{x_3} \cdot \rho^{x_4}$$

Vì X không có thứ nguyên nên :

$$\begin{array}{ccccccc} x_1 & x_2 & x_3 & x_4 & (x_1+x_2-x_3-3x_4) & - & (x_2+x_3)x_3+x_4 \\ \text{m (m/s)} & & (\text{kg/ms}) & (\text{kg/m}^3) & = \text{m} & \text{s} & \text{kg} = 1 \end{array}$$

Suy ra

$$x_1 + x_2 - x_3 - 3x_4 = 0$$

$$-x_2 - x_3 = 0$$

$$x_3 + x_4 = 0$$

Ba phương trình chứa 4 ẩn số do đó có thể chọn tùy ý giá trị của một ẩn số.

Khi chọn $x_4 = 1$ thì $x_3 = -1$; $x_2 = 1$ và $x_3 = 1$

Thay các giá trị x vào tổ hợp X ta được :

$$X = d^1 \omega^1 \eta^{-1} \rho^1 = \frac{\omega \cdot d}{\eta / \rho} = \frac{\omega \cdot d}{\gamma} = Re$$

7-2. DS : Nu, Gr, Pr.

7-3. HD : Ở nhiệt độ xác định $t_m = \frac{90 + 10}{2} = 50^\circ\text{C}$, nước có các thông số vật lí.

$$\gamma_n = 0,556 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \beta_n = 4,49 \cdot 10^{-4} \text{ 1/K}; \lambda_n = 0,648 \text{ W/mK}; \text{Pr}_n = 3,54$$

$$\text{Gr}_m = \frac{g \beta \Delta t d^3}{\gamma^2} = \frac{9,81 \cdot 4,49 \cdot 10^{-4} (90 - 10) (10^{-3})^3}{0,556^2 \cdot 10^{-12}} = 1140$$

$$(\text{Gr}_n \cdot \text{Pr}_n)_m = 1140 \cdot 3,54 = 4040$$

$$500 < (\text{GrPr})_m < 2 \cdot 10^7 \text{ nên } \text{Nu}_m = 0,54 (\text{Gr} \cdot \text{Pr})_m^{0,25}$$

$$\text{Nu} = 0,54 \cdot 4040^{0,25} = 0,54 \cdot 7,96 = 4,3.$$

Các thông số vật lí của không khí ở 50°C

$$\gamma_K = 17,95 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \beta_K = \frac{1}{323} \text{ 1/K}; \lambda_K = 283 \cdot 10^{-2} \text{ W/mK}; \text{Pr}_K = 0,698.$$

$$(\text{Gr}_K \cdot \text{Pr}_K)_m = \frac{9,81 \cdot (10^{-3})^3 (90 - 10)}{323 \cdot 17,95^2 \cdot 10^{-12}} \cdot 0,698 = 5,26 < 500$$

$$\text{Nu}_{k,m} = 1,18 (\text{Gr} \cdot \text{Pr})_m^{1/8} = 1,18 \cdot 5,26^{1/8} = 1,45$$

$$\frac{\alpha_n}{\alpha_K} = \frac{\text{Nu}_n}{\text{Nu}_K} \cdot \frac{\lambda_n}{\lambda_K} = \frac{4,3}{1,45} \cdot \frac{0,648}{0,0283} = 68$$

Vậy khi nhúng vào nước α tăng lên 68 lần.

7-4. ĐS : $\alpha = 64\text{W/m}^2\text{K}$; $q = 41000\text{W/m}^2$

7-5. ĐS : $\alpha = 6,70\text{ W/m}^2\text{K}$

7-6. ĐS : a) $P = 474,4\text{W}$;

b) $\alpha = 5,25\text{W/m}^2\text{K}$, do không tính tới bức xạ.

c) $P = 331,9\text{W}$.

7-7. ĐS : $\alpha = 8,45\text{W/m}^2\text{K}$

7-8. HD : Các thông số vật lí của không khí ở nhiệt độ trung bình

$$t_f = \frac{t_{w1} + t_{w2}}{2} = \frac{150 + 50}{2} = 100^\circ\text{C}$$

$$\lambda_f = 0,031\text{W/mK} ; \gamma_f = 23,13 \cdot 10^{-6}\text{m}^2/\text{s} ; \text{Pr}_f = 0,688$$

$$\text{Gr}_f \cdot \text{Pr}_f = \frac{9,81 \cdot 0,025^3 (150 - 50)}{373 (23,13 \cdot 10^{-6})^2} \cdot 0,688 = 5,33 \cdot 10^4$$

Khi đó :

$$\varepsilon_{td} = 0,18 (\text{Gr} \cdot \text{Pr})_f^{0,25} = 0,18 \cdot (5,33 \cdot 10^4)^{0,25} = 2,74$$

$$\lambda_{td} = \varepsilon_{td} \cdot \lambda_f = 2,74 \cdot 0,031 = 0,0876\text{W/mK}.$$

7-9. ĐS : $q = 448\text{W/m}^2$; λ_{td} giảm đi 1,68 lần.

7-10. ĐS : Ở $t_f = 20^\circ\text{C}$ không khí có các thông số vật lí :

$$\gamma_f = 15,06 \cdot 10^{-6}\text{m}^2/\text{s} ; \lambda_f = 2,59 \cdot 10^{-2}\text{W/mK}$$

$$\text{Re}_f = \frac{\omega \cdot d}{\gamma_f} = \frac{1 \cdot 0,015}{15,06 \cdot 10^{-6}} = 995 ; 10 < \text{Re} < 10^3 \text{ nên}$$

$$\text{Nu}_f = 0,44 \cdot \text{Re}_f^{0,5} = 0,44 \cdot 995^{0,5} = 13,8$$

$$\alpha = \text{Nu}_f \cdot \frac{\lambda_f}{d} = \frac{13,8 \cdot 2,59 \cdot 10^{-2}}{0,015} = 23,8\text{W/m}^2\text{K}$$

Cường độ dòng điện cho phép trong dây được xác định theo phương trình cân bằng năng lượng

$$\alpha(t_w - t_f)\pi dl = I^2 R = I^2 \frac{\rho l}{\pi d^2/4}$$

$$\begin{aligned} \text{Do đó : } I &= 10^3 \pi d \sqrt{\frac{\alpha \Delta t d}{4 \rho}} = 10^3 \cdot \pi \cdot 0,015 \sqrt{\frac{23,8(80 - 20)0,015}{4 \cdot 0,0175}} = \\ &= 825 \text{ A} \end{aligned}$$

Khi $p = 4$ bar thì mật độ không khí thay đổi do đó độ nhớt động học γ_f cũng thay đổi (vì $\gamma = \mu/\rho$ mà μ và λ của không khí không phụ thuộc vào áp suất trong khoảng $p = 0 - 50$ bar).

$$\text{Vì } \frac{\rho_f}{\rho'_f} = \frac{P}{P'} \text{ nên } \rho'_f = \rho_f \frac{4}{1,012} = 3,96 \rho_f$$

Mật độ ρ tăng 3,96 lần thì độ nhớt γ giảm đi 3,96 lần do đó trị số Reynolds tăng 3,96 lần, tức là $Re = 3,96 \cdot 995 = 3940$.

Ở trị số Reynolds này phương trình tiêu chuẩn có dạng :

$$Nu_f = 0,22 \cdot Re_f^{0,6} = 0,22 \cdot (3940)^{0,6} = 31,6$$

$$\frac{\alpha_2}{\alpha_1} = \frac{Nu_2}{Nu_1} = \frac{31,6}{13,8} = 2,3$$

Vậy khi $p = 4$ bar, α tăng 2,3 lần.

7-11. ĐS : $\alpha = 33,8 \text{ W/m}^2\text{K}$; $q_1 = 95 \text{ W/m}$; α tăng 1,51 và 2,3 lần.

7-12. ĐS : $\alpha_1 = 41,4 \text{ W/m}^2\text{K}$; $I = 188 \text{ A}$; $\alpha_2 = 14200 \text{ W/m}^2\text{K}$

7-13. ĐS : $t_w = 70^\circ\text{C}$; $\alpha = 925 \text{ W/m}^2\text{K}$

7-14. ĐS : Thông số vật lí của không khí ở nhiệt độ 550°C :

$$\lambda_f = 5,98 \cdot 10^{-2} \text{ W/mK} ; \gamma_f = 88,1 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} ; Pr_f = 0,693$$

$$S_1/S_2 = 70/50 = 1,4 < 2 \rightarrow \varepsilon_s = \left(\frac{s_1}{s_2}\right)^{1/6} = 1,4^{1/6} = 1,058$$

$$Re_f = \frac{\omega \cdot d}{\gamma_f} = \frac{12 \cdot 0,038}{88,1 \cdot 10^{-6}} = 5175$$

Đối với chùm ống so le :

$$Nu_f = 0,41 \cdot Re_f^{0,6} \cdot Pr_f^{0,33} \cdot \varepsilon_s = 0,41 \cdot 5175^{0,6} \cdot 0,693^{0,33} \cdot 1,058 = 62,5$$

$$\alpha_3 = \frac{Nu_f \lambda_f}{d} = \frac{62,5 \cdot 0,0598}{0,038} = 99 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Hệ số tỏa nhiệt trung bình của chùm (chùm có 4 hàng ống) :

$$\bar{\alpha} = \frac{0,6\alpha_3 + 0,7 \cdot \alpha_3 + (4-2)\alpha_3}{4} = \frac{3,3}{4} \alpha_3 = 81,7 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Khi góc va $\psi \neq 90^\circ \rightarrow \alpha_\psi = \alpha_{90} \cdot \varepsilon_\psi$ với $\psi = 60^\circ$ thì $\varepsilon_\psi = 0,94$

do đó : $\bar{\alpha}_{\psi=60} = 81,7 \cdot 0,94 = 76,8 \text{ W/m}^2\text{K}$.

$$7-15. \text{ĐS : } \bar{\alpha}_{\text{sole}} = 99,5 \text{ W/m}^2\text{K}; \bar{\alpha}_{\text{songsong}} = 0,97 \cdot \alpha_{\text{sole}}$$

$$7-16. \text{ĐS : } \bar{\alpha}_{\text{songsong}} = 64 \text{ W/m}^2\text{K}; \bar{\alpha}_{\text{sole}} = 73,5 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$7-17. \text{ĐS : Dầu : } \alpha_{3,\psi=90} = 1130 \text{ W/m}^2\text{K}; \alpha_{3,\psi=60} = 1060 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\text{Nước : } \alpha_{3,\psi=90} = 9950 \text{ W/m}^2\text{K}; \alpha_{3,\psi=60} = 9350 \text{ W/m}^2\text{K}.$$

7-18. ĐS : Khi $t_f = 80^\circ\text{C}$, dầu máy biến áp có thông số vật lí

$$\gamma_f = 3,66 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \beta = 7,2 \cdot 10^{-4} \text{ 1/K}; \lambda_f = 0,1056 \text{ W/mK}; Pr_f = 59,3$$

$$\text{Khi } t_w = 20^\circ\text{C} \rightarrow Pr_w = 298.$$

$$Re_f = \frac{\omega d}{\lambda_f} = \frac{0,6 \cdot 8 \cdot 10^{-3}}{3,66 \cdot 10^{-6}} = 1310$$

$Re_f < 2300 \rightarrow$ dầu chảy tầng trong ống

$$Nu_f = 0,15 \cdot Re_f^{0,33} \cdot Gr_f^{0,1} \cdot Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_e$$

$$l/d = \frac{1000}{8} = 125 > 50 \rightarrow \varepsilon_l = 1$$

$$Nu_f = 0,15 (1310)^{0,33}.$$

$$\left[\frac{9,81 \cdot 7,2 \cdot 10^{-4} \cdot 0,008^3 (80-20)}{(3,66 \cdot 10^{-6})^{-2}} \right]^{0,1} \cdot 59,3^{0,43} \cdot \left(\frac{59,3}{298} \right)^{0,25} = 15,7$$

Hệ số tỏa nhiệt α :

$$\alpha = Nu_f \cdot \frac{\lambda_f}{d} = \frac{15,7 \cdot 0,1056}{0,008} = 207 \text{ W/m}^2\text{K}.$$

7-19. HD : a) Nu tăng 1,55 lần, α giảm 1,29 lần khi đường kính tăng gấp đôi. Nu tăng 2,4 lần, α giảm 1,67 lần khi đường kính tăng gấp bốn.

b) Nu giảm 1,02 lần, α giảm 2,04 lần khi đường kính tăng gấp đôi.

Nu giảm 1,04 lần, α giảm 4,16 lần khi đường kính tăng gấp 4.

7-20. DS : $Q = 10,1\text{kW}$, $l = 3,5\text{m}$

Khi ω tăng 2 lần thì α tăng 1,74 lần.

Khi ω tăng 4 lần thì α tăng 3,04 lần.

7-21. DS : $\alpha = 15\text{W/m}^2\text{K}$; $\alpha_R = 18,25\text{W/m}^2\text{K}$; $\alpha_p = 6,3\alpha$.

7-22. DS : $Q = 25,3\text{kW}$.

7-23. DS : a) $\alpha = 3758 \text{ W/m}^2\text{K}$; b) $\alpha = 4508 \text{ W/m}^2\text{K}$.

c) $\alpha = 3877 \text{ W/m}^2\text{K}$. d) $\alpha = 4574 \text{ W/m}^2\text{K}$.

7-24. DS : $t'_f = 188^\circ\text{C}$; $t''_f = 226^\circ\text{C}$.

7-25. DS : $\omega = 0,314\text{m/s}$; $t'_f = 138,5^\circ\text{C}$; $t''_f = 161,5^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \mathbf{7-26. DS : } G &= \frac{\rho \cdot \omega \cdot \pi d^2}{4} = \frac{999,7 \cdot 0,15 \cdot \pi \cdot (8 \cdot 10^{-3})^2}{4} = 7,54 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \\ x &= 20d = 20 \cdot 8 \cdot 10^{-3} = 0,16\text{m} \end{aligned}$$

$$t_{f2} = t_{f1} + \frac{q \cdot \pi dx}{G \cdot C_p} = 10 + \frac{4 \cdot 10^4 \cdot 3,14 \cdot 8 \cdot 10^{-3}}{7,54 \cdot 10^{-3} \cdot 4187} \cdot 0,16 = 15,1^\circ\text{C}$$

$$\bar{t}_f = (t_{f1} + t_{f2})^{p/2} = (10 + 15,1)/2 = 12,5^\circ\text{C}.$$

Các thông số vật lý của nước tra ở nhiệt độ trung bình

$$\bar{t}_f = 12,5^\circ\text{C}.$$

$$Re_f = \frac{\omega \cdot d}{\gamma} = \frac{0,15 \cdot 8 \cdot 10^{-3}}{1,153 \cdot 10^{-6}} = 1040 < 2300 \rightarrow \text{chảy tầng}$$

$$Nu_f = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda} = 0,15 \cdot Re_f^{0,33} \cdot Pr_f^{0,43} \cdot Gr_f^{0,1} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (1)$$

$$t_w = t_f + \frac{q}{\alpha} \quad (2)$$

Giải phương trình (1) và (2) bằng phương pháp lập (chọn α , tính t_w theo (2), sử dụng giá trị t_w này vào (1) để tính α , so sánh giá trị α giả thiết và tính toán...).

$$\alpha = 885 \text{ W/m}^2\text{K}, t_w = 60^\circ\text{C}$$

7-27. ĐS : 1. a) $t''_f = 26^\circ\text{C}$; b) $t''_f = 26,68^\circ\text{C}$

2. a) $t''_f = 25,6^\circ\text{C}$; b) $t''_f = 23,34^\circ\text{C}$.

7-28. ĐS : a) $\alpha_i = 15,7 \text{ W/m}^2\text{K}$; $k = 0,85 \text{ W/m}^2\text{K}$.

b) $t''_f = 117^\circ\text{C}$; $t_w = 111,5^\circ\text{C} < 130^\circ\text{C}$

c) $t'_f \geq 170,2^\circ\text{C}$.

7-29. ĐS : a) $\bar{\alpha}_i = 6816 \text{ W/m}^2\text{K}$; $\bar{k}_i = 13,8 \text{ W/m}^2\text{K}$

b) $\bar{t}(x = 10\text{m}) = 69,6^\circ\text{C}$; $Q = 427\text{W}$

c) $\bar{t}^*(x = 10\text{m}) = 68,4^\circ\text{C}$; $Q^* = 1632\text{W}$

7-30. ĐS : $q = 1,37 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2$

7-31. ĐS : $q = 946200 \text{ W/m}^2$

7-32. ĐS : $q = 37670 \text{ W/m}^2$

7-33. ĐS : a) $t_w = 0,82^\circ\text{C}$, không xảy ra hiện tượng đóng băng

b) $-\frac{G_n C_{pn}}{\alpha} \cdot \frac{dT}{dF} + \left(-\frac{G_n C_p}{C} \cdot \frac{dT}{dF} \right)^{3/10} = t_n - t_s$

c) $F_{\min} = 1,57 \text{ m}^2$

7-34. ĐS : a) $t_n - t_s = 5,196\text{K}$

b) $F = 55,2 \text{ m}^2$; số ống trong một lần ngoặt 12 ; số lần ngoặt
8 $\rightarrow (F = 57,3 \text{ m}^2)$.

7-35. HD : Nhiệt độ bão hòa tương ứng với áp suất $p = 0,04$ bar là $t_s = 29^\circ\text{C}$.

$$\text{Nhiệt độ xác định } t_m = \frac{1}{2}(t_s + t_w) = \frac{1}{2}(11 + 29) = 20^\circ\text{C}.$$

Ở nhiệt độ này nước có thông số vật lí :

$$\rho = 998,2 \text{ kg/m}^3. \lambda = 59,9. 10^{-2} \text{ W/mK} ; \gamma = 1,006. 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Nhiệt ẩn hóa hơi ở $t_s = 29^\circ\text{C}$ là $r = 2432,3 \text{ kJ/kg}$.

Hệ số tỏa nhiệt khi ngưng

$$\alpha = 0,943 \sqrt[4]{\frac{\rho g r \lambda^3}{\gamma h(t_s - t_w)}} = 0,943 \sqrt[4]{\frac{9,81.998,2.2432300.0,599^3}{1,006. 10^{-6} . 3. 18}} \\ = 2928,26 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Nhiệt lượng truyền qua vách ống :

$$Q = \alpha F \Delta t = 2928,26.3,14.0,03.3.18 = 14889,5 \text{ W}$$

Lượng nước ngưng trong 1 giờ :

$$G = \frac{Q}{r} = \frac{14889,5. 3600}{2432300} = 22,038 \text{ kg/h}.$$

Khi ống đặt nằm ngang còn các điều kiện khác không thay đổi thì :

$$\alpha_n = 0,72 \sqrt[4]{\frac{9,81. 998,2. 2432300. 0,599^3}{1,006. 10^{-6} . 0,03. 18}} = 7100 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Lượng nhiệt truyền qua vách :

$$Q = 7100.3,14.0,03.3.18 \approx 36000 \text{ W}$$

Lượng hơi ngưng trong 1 giờ :

$$G = \frac{36000. 3600}{2432300} = 53,4 \text{ kg/h}.$$

7-36. DS : $\alpha = 3772 \text{ W/m}^2\text{K} ; G = 67,42.10^{-3} \text{ kg/s}$

7-37. DS : $\alpha = 7072,5 \text{ W/m}^2\text{K}$; $G = 8,93 \text{ kg/h.m}$.

7-38. DS : $q_1 = 5880 \text{ W/m}$.

7-39. DS : a) $t(x) = t_s - (t_2 - t_o) \left[1 - \frac{1\pi d\alpha}{4G_n C_{pn}} \cdot x \right]^4$

b) $Q = 5,69 \text{ kW}$

7-40. DS : a) $G = 34300 \text{ kg/h}$;

b) $\delta(l) = 1,83 \cdot 10^{-4} \text{ m}$;

c) $t_n = 29,74^\circ\text{C}$.

CHƯƠNG 8

TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ

A - CÁC ĐỊNH LUẬT CƠ BẢN

1. Định luật Planck

$$E_{\alpha\lambda} = \frac{C_1 \cdot \lambda^{-5}}{e^{(C_2/\lambda T)} - 1}$$

$E_{\alpha\lambda}$ - cường độ bức xạ đơn sắc, W/m^3

λ - chiều dài bước sóng, m ; T - nhiệt độ tuyệt đối, K

$$C_1 = 0,374 \cdot 10^{-15} \text{ W/m}^2 ; C_2 = 1,4388 \cdot 10^{-2} \text{ mK}.$$

2. Định luật Wien : $\lambda_{\max} \cdot T = 2,898 \cdot 10^{-3} \text{ mK}$

$\lambda_{\max}$ - chiều dài bước sóng tương ứng với cường độ bức xạ cực đại ở nhiệt độ T .

3. Định luật Stefan - Boltzman

$$E_o = C_o \left(\frac{T}{100} \right)^4, \text{ W/m}^2$$

$C_o = 5,67 \text{ W/m}^2\text{K}^4$ - hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối

4. Định luật Kirchhoff

$$\frac{E_1}{A_1} = \frac{E_2}{A_2} = \dots = \frac{E_o}{A_o}$$

hoặc $\varepsilon = A$

$$\varepsilon = \frac{C}{C_o} - \text{độ đen của vật.}$$

5. Định luật Lambert : $E_{\text{ol}} = B_{\text{ol}} \cdot \pi$

B_{ol} - độ chói bức xạ đơn sắc.

Trao đổi nhiệt bức xạ giữa các vật đặt trong môi trường trong suốt

a) Giữa các tấm phẳng đặt song song rộng vô hạn :

$$q = \varepsilon_{\text{qd}} \cdot C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \text{ W/m}^2$$

$$\varepsilon_{\text{qd}} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1}$$

b) Giữa hai vật bọc nhau :

$$Q = \varepsilon_{\text{qd}} \cdot C_o \cdot F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \text{ W}$$

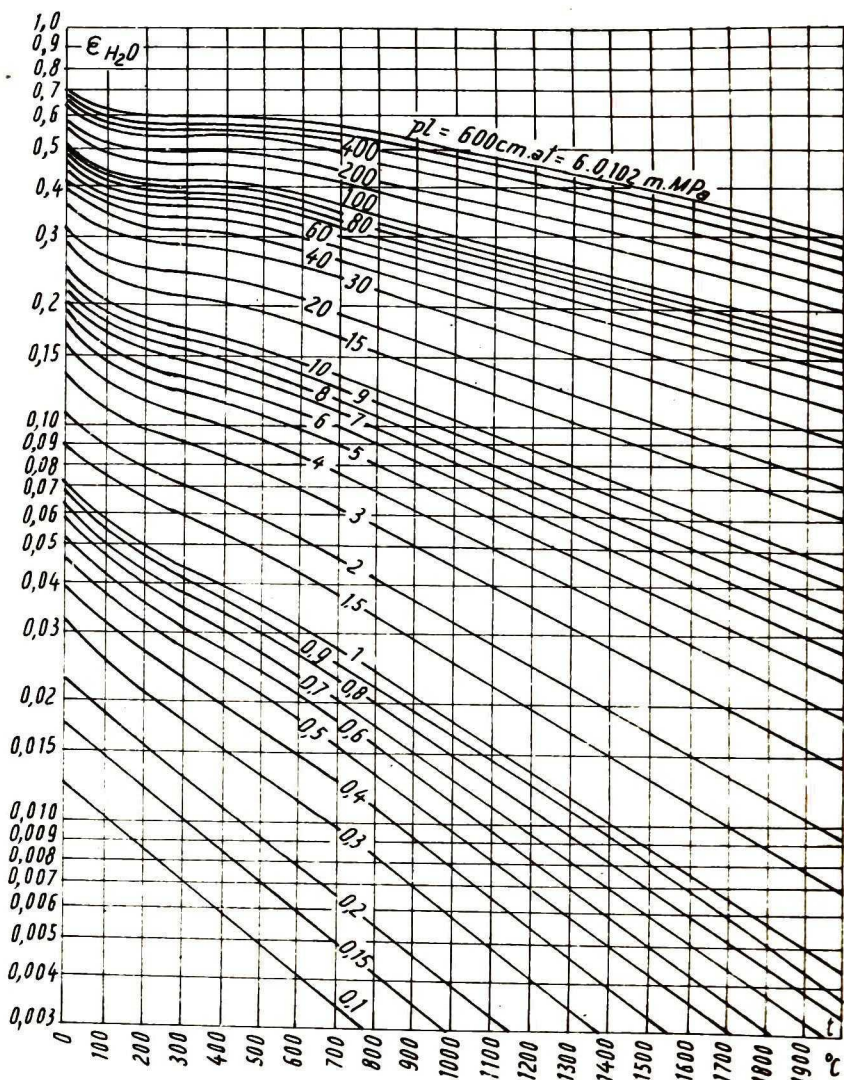
$$\varepsilon_{\text{qd}} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)}$$

Bức xạ của chất khí

Một cách gần đúng, trong các tính toán kĩ thuật người ta vẫn áp dụng công thức của định luật Stefan - Boltzman để tính bức

xạ của chất khí. Độ đen của hỗn hợp khí (sản phẩm cháy) gồm hai khí thành phần bức xạ chủ yếu - cacbonic và hơi nước - được tính như sau :

$$\varepsilon = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta \varepsilon$$



Hình 8-1. Độ đen của hơi nước

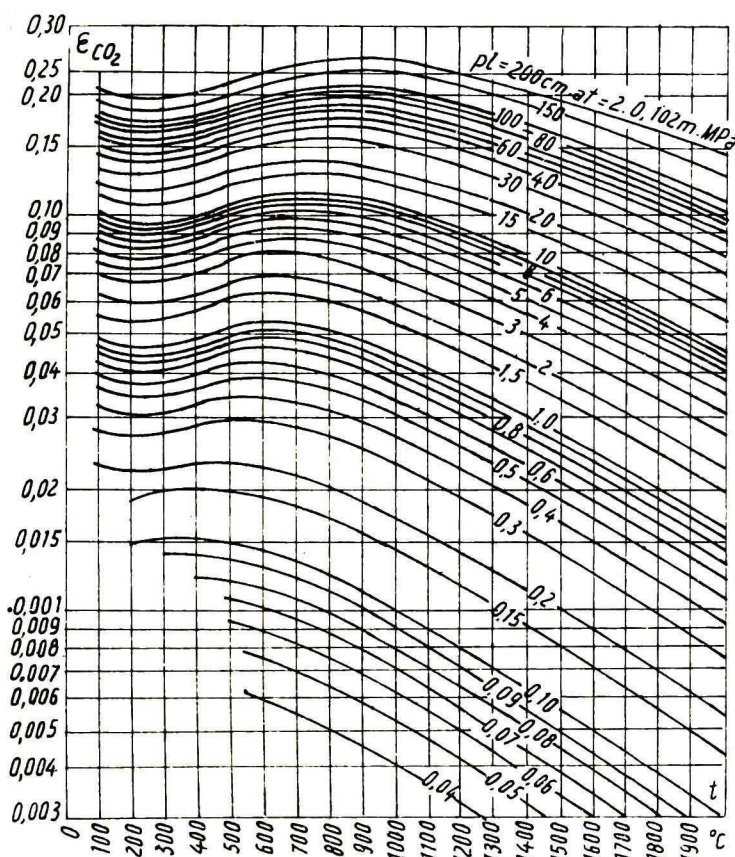
ε_{H_2O} - độ đen của hơi nước tra theo đồ thị hình 8-1 ;

ε_{CO_2} - độ đen của khí cacbôníc, tra theo đồ thị hình 8-2 ;

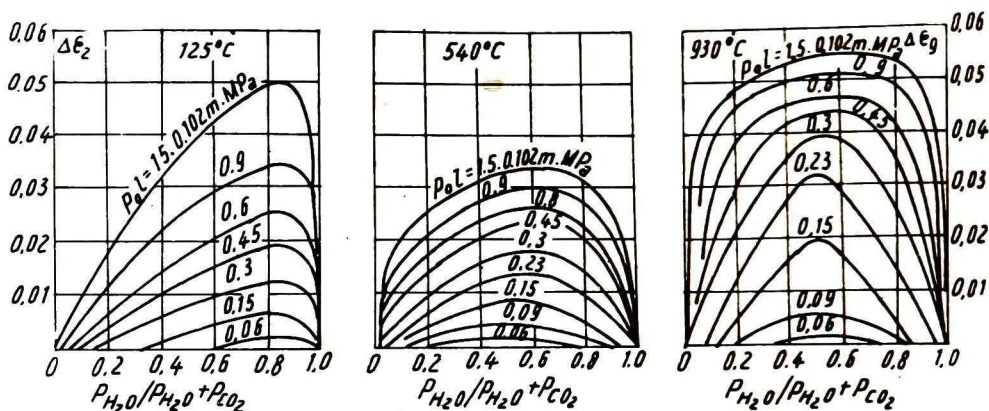
$\Delta\varepsilon$ - mức giảm độ đen khi xét tới ảnh hưởng của sự xếp chồng về quang phổ bức xạ của chất khí - có thể tra theo đồ thị hình 8-3.

Vì hệ số này bé nên trong tính toán có thể bỏ qua ;

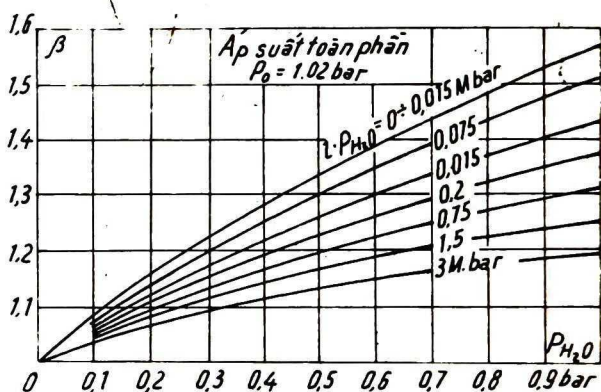
β - hệ số hiệu chỉnh xét đến ảnh hưởng của phân áp suất hơi nước, tra theo đồ thị hình 8-4.



Hình 8-2. Độ đen của khí cacbôníc



Hình 8-3. $\Delta \varepsilon = f(P_{H_2O}/p_2, t, l)$



Hình 8-4. Hệ số hiệu chỉnh β

Khi tính toán lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa khối khí và vỏ bọc có thể dùng công thức gần đúng sau đây :

$$q = \varepsilon'_w C_o [\varepsilon_K (T_K / 100)^4 - A_K (t_w / 100)^4], \text{ W/m}^2$$

$$\varepsilon'_w = (\varepsilon_w + 1) / 2, \varepsilon_w - \text{độ đen của vỏ bọc}$$

$$\varepsilon_K = \varepsilon_{CO_2} + \beta \varepsilon_{H_2O} - \Delta \varepsilon$$

$$A_K = A_{CO_2} + A_{H_2O} - \Delta A_K$$

$$A_{CO_2} = \varepsilon_{CO_2} (T_K/T_w)^{0,65} ;$$

trong đó ε_{CO_2} tính theo nhiệt độ vỏ bọc T_w ;

$$A_{H_2O} = \beta \varepsilon_{H_2O} ;$$

trong đó ε_{H_2O} tính theo nhiệt độ vỏ bọc T_w ;

$$\Delta A_K = \Delta \varepsilon$$

Khoảng đường tự do trung bình của các tia bức xạ được tính theo công thức :

$$l = 0,9 \cdot \frac{4V}{F} , \text{ m}$$

V - thể tích khối khí, m^3 ; F - diện tích bề mặt vỏ bọc, m^2 ;
chiều dài trung bình của tia bức xạ xem bảng sau :

Hình dạng khối khí	l
Hình cầu đường kính d	$0,6d$
Khối hình hộp cạnh là a	$0,6a$
Ống hình trụ dài đường kính d	$0,9d$
Chùm ống có đường kính d :	
Đặt tam giác với $x = 2d$	$2,8d$
Đặt tam giác với $x = 3d$	$3,8d$
Ống bố trí so le và song song có bước ống s_1 và s_2	$1,08d(s_1.s_2/d^2 - 0.785)$

B - ĐỀ BÀI

8-1. Tìm khả năng bức xạ của mặt trời, biết rằng nhiệt độ của mặt trời $5700^\circ C$ và điều kiện bức xạ gần giống với vật đen tuyệt đối. Tính chiều dài bước sóng tương ứng với khả năng bức xạ đơn sắc lớn nhất và năng lượng mặt trời phát ra trong một đơn vị thời gian nếu đường kính mặt trời bằng $1,391.10^9 m$.

8-2. Một thanh thép có nhiệt độ là $t = 727^{\circ}\text{C}$ độ đen $\varepsilon = 0,7$. Tìm khả năng bức xạ của thanh thép trong trường hợp ấy. Nếu nhiệt độ giảm đi còn một nửa thì khả năng bức xạ giảm đi bao nhiêu lần.

8-3. Dụng cụ đo nhiệt độ cao (hỏa kế quang học) dựa trên cơ sở so sánh độ chói của vật nghiên cứu với độ chói của sợi dây tóc đốt cháy sáng. Dụng cụ được khắc độ theo sự bức xạ của nguồn vật đen tuyệt đối, vì vậy nhiệt độ đo được chỉ là nhiệt độ vật đen tuyệt đối nếu như nó có cùng độ chói bức xạ như vật nghiên cứu. Trong hỏa kế dùng kính lọc màu đỏ (có $\lambda = 0,65 \mu\text{m}$).

Nhiệt độ thực tế của vật bằng bao nhiêu nếu hỏa kế khắc độ là 1400°C còn độ đen của vật khi ấy bằng 0,6.

Nếu nhiệt độ khác là $t_0 = 1600^{\circ}\text{C}$, tìm độ đen thực.

8-4. Nhiệt độ của vật được đo bằng hỏa kế bức xạ so màu với kính lọc khác nhau, với kính lọc màu đỏ ($\lambda = 0,65 \mu\text{m}$) với kính màu xanh ($\lambda = 0,5 \mu\text{m}$). Nhiệt độ với hai kính khác nhau là $t_{01} = 1400^{\circ}\text{C}$ và $t_{02} = 1420^{\circ}\text{C}$. Tìm nhiệt độ của vật và độ đen của vật.

8-5. Có hai tấm thép đặt song song, tấm thứ nhất có nhiệt độ $t_1 = 527^{\circ}\text{C}$, tấm thứ hai có nhiệt độ $t_2 = 27^{\circ}\text{C}$. Độ đen của hai tấm lần lượt là $\varepsilon_1 = 0,8$, $\varepsilon_2 = 0,6$. Tính khả năng bức xạ của mỗi tấm và năng lượng trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai tấm. Nếu trường hợp giữa hai tấm đặt một tấm chắn có độ đen $\varepsilon_c = 0,1$ thì năng lượng trao đổi nhiệt bức xạ giảm đi bao nhiêu lần ?

8-6. Nhiệt độ của hai tấm phẳng đặt ở môi trường trong suốt lần lượt bằng 127°C và 327°C , độ đen của hai tấm như nhau và bằng 0,8. Giữa hai tấm có đặt một màng chắn song song có độ đen $\varepsilon = 0,05$. Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ trao đổi và nhiệt độ của màng chắn.

1) Nếu muốn có mật độ dòng nhiệt giảm đi 79 lần so với khi không có màng chắn còn các điều kiện khác vẫn như cũ thì số màng chắn là bao nhiêu ?

2) Nếu màng chắn có độ đen là 0,1 thì mật độ dòng nhiệt giảm đi bao nhiêu lần (Nếu số màng chắn vẫn như câu 1).

8-7. Tính mất mát nhiệt bức xạ của một ống thép có đường kính $d = 50\text{mm}$, chiều dài $l = 8\text{m}$, nhiệt độ bề mặt bằng 250°C .

1) Nếu ống được đặt trong phòng rộng có nhiệt độ môi trường $t_2 = 27^\circ\text{C}$

2) Ống đặt trong cống hẹp có kích thước $(0,2 \times 0,2)$ m làm bằng gạch có độ đen $\varepsilon_2 = 0,93$ và nhiệt độ cống bằng $t_2 = 27^\circ\text{C}$.

8-8. Một ống có đường kính $d = 200\text{mm}$, nhiệt độ bề mặt của ống $t = 527^\circ\text{C}$, độ đen của ống $\varepsilon_1 = 0,735$, ống có chiều dài $l = 10\text{m}$. Tính :

1) Mất mát nhiệt toàn phần của ống trong trường hợp ống đặt trong phòng rộng có nhiệt độ môi trường $t_f = 27^\circ\text{C}$.

2) Nếu ống đặt trong cống gạch có kích thước (400×500) mm và độ đen $\varepsilon_2 = 0,92$, nhiệt độ $t_2 = 27^\circ\text{C}$.

3) Nếu giữa ống và cống đặt một màng chắn có đường kính $d_c = 300\text{mm}$, thì độ đen của màng chắn bằng bao nhiêu để mất mát nhiệt giảm đi còn một phần tư (các điều kiện khác vẫn như cũ).

8-9. Có một dây điện trở đặt nằm ngang đường kính $d = 0,5\text{mm}$, điện trở suất của dây $\rho = 1,2 \Omega\text{mm}^2/\text{m}$ đặt trong môi trường không khí có nhiệt độ $t_f = 27^\circ\text{C}$. Tính dòng điện cho phép chạy qua dây để nhiệt độ bề mặt dây không vượt quá 527°C trong hai trường hợp sau :

1) dây đặt trong môi trường không khí yên tĩnh.

2) Dây đặt trong môi trường có gió thổi ngang qua với tốc độ $\omega = 4\text{m/s}$. Biết độ đen của dây $\varepsilon = 0,9$.

8-10. Một dây vonfram có đường kính $d = 3\text{mm}$, chiều dài $l = 200\text{mm}$ được đặt trong buồng chân không có kích thước lớn hơn nhiều so với kích thước dây. Khi giữ nguyên nhiệt độ của dây không đổi ở 800°C và nhiệt độ bề mặt trong của buồng chân không ở 20°C , thì công suất điện tiêu tốn là 20W . Hãy xác định độ đen của dây ở nhiệt độ 800°C .

8-11. Một quả cầu bằng đồng có đường kính $d = 5\text{cm}$ và nhiệt độ ban đầu $T_A = 1000\text{K}$ được treo trong bình chân không lớn.

Hãy xác định biến thiên nhiệt độ của quả cầu theo thời gian khi nhiệt độ thành bình nhỏ hơn nhiều so với nhiệt độ quả cầu $T_w \ll T$. Sau bao nhiêu lâu thì quả cầu được làm nguội tới 800K. Cho biết tính chất vật lí của đồng $\varepsilon = 0,7$; $\rho = 8900 \text{ kg/m}^3$; $C = 393 \text{ J/kgK}$.

8-12. Hãy xác định hệ số góc bức xạ và bề mặt bức xạ tương hỗ giữa các bề mặt tường của kênh khối có mặt cắt là hình tam giác cân với kích thước $b = c = 2a = 4\text{m}$.

8-13. Công suất bức xạ trung bình của mặt trời là $3,85 \cdot 10^{26} \text{ W}$. 50% năng lượng bức xạ về phía trái đất xuyên qua được khí quyển và tới được bề mặt trái đất.

a) Mật độ dòng bức xạ ở bề mặt mặt trời bằng bao nhiêu ?

b) Xác định nhiệt độ trung bình của bề mặt mặt trời ;

c) Nhiệt độ trung bình của bề mặt trái đất sẽ bằng bao nhiêu, nếu khi tính toán bức xạ của bề mặt quả đất bỏ qua ảnh hưởng của lớp khí quyển bao quanh. Giải thích sự chênh lệch lớn giữa giá trị nhiệt độ tính toán và nhiệt độ thực tế của bề mặt trái đất (nhiệt độ trung bình trong thực tế là 287 K).

d) Xác định mật độ dòng nhiệt bức xạ trung bình của mặt trời tại bề mặt trái đất. (Tính đối với một đơn vị diện tích của bề mặt trái đất), cho biết : khoảng cách giữa mặt trời và trái đất $S = 1,5 \cdot 10^{11} \text{ m}$, bán kính của mặt trời $R_s = 695,3 \cdot 10^6 \text{ m}$. Xem mặt trời, trái đất là những vật đen tuyệt đối và bỏ qua những nguồn nhiệt bên trong của quả đất. Bán kính của mặt trời, quả đất và chiều dày lớp khí quyển bao quanh trái đất bé hơn rất nhiều so với khoảng cách giữa mặt trời và trái đất.

8-14. Bộ phận phát nhiệt hình cầu bằng vonfram (của một bóng đèn) có đường kính $d_w = 0,002 \text{ m}$ và có công suất điện 5 W. 98% năng lượng phát ra được truyền cho bóng thủy tinh bao quanh dưới dạng nhiệt.

Bóng thủy tinh có đường kính $d_G = 0,01 \text{ m}$ và nhiệt độ $T = 380^\circ \text{ K}$; 2% năng lượng còn lại được phát ra dưới dạng ánh sáng thấy được.

Nhiệt độ ở tâm nguồn phát vonfram hình cầu bằng bao nhiêu ? Nếu giả thiết sự phát nhiệt xảy ra đồng nhất trong toàn bộ thể

tích vonfram và hệ số dẫn nhiệt của vonfram là hằng số $\lambda = 8 \text{ W/mK}$. Biết độ đen của bóng đèn thủy tinh $\varepsilon = 0,94$ và của vonfram là $\varepsilon_w = 0,4$.

Hướng dẫn :

Nghiệm tổng quát của phương trình vi phân

$$y'' + \frac{2}{x} y' = A \text{ là } y = C_0 + \frac{A}{6} x^2 + \frac{C_1}{x}.$$

8-15. Để tạo một lớp vỏ cách nhiệt cho bình chứa, người ta có thể : hoặc sử dụng loại vỏ hai lớp ở giữa là chân không và hai bề mặt tiếp xúc với chân không được tráng gương, hoặc dùng vật liệu cách nhiệt điển đầy giữa hai lớp vỏ. Nếu độ đen của các bề mặt tráng gương $\varepsilon_w = 0,035$ và hệ số dẫn nhiệt của vật liệu cách nhiệt $\lambda = 0,04 \text{ W/mK}$ thì chiều dày của lớp cách nhiệt phải bằng bao nhiêu để hiệu quả của hai loại vỏ cách nhiệt là như nhau khi nhiệt độ các bề mặt của vỏ lần lượt bằng

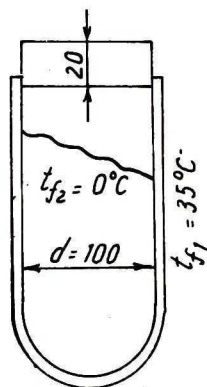
1) $T_1 = 310\text{K}$ $T_2 = 290\text{K}$

2) $T_1 = 210\text{K}$ $T_2 = 190\text{K}$

3) $T_1 = 110\text{K}$ $T_2 = 90\text{K}$

Có nhận xét gì về kết quả thu được trong ba trường hợp trên. Khi tính toán xem các lớp vỏ là những vách phẳng song song rộng vô hạn.

8-16. Có một phích đựng nước đá đường kính $d = 100\text{mm}$, diện tích bề mặt thủy tinh của mỗi lớp $F_1 \approx F_2 = 0,15\text{m}^2$, giữa hai lớp vỏ được rút hết không khí gần như chân không ; bề mặt trong được tráng một lớp bạc. Nút phích làm bằng nhựa cứng, dày $\delta = 20\text{mm}$. Tính nhiệt lượng truyền từ ngoài vào phích, biết rằng độ đen của thủy tinh tráng bạc $\varepsilon = 0,02$, nhiệt độ môi trường xung quanh $t_{f1} = 35^\circ\text{C}$, nhiệt độ nước đá $t_{f2} = 0^\circ\text{C}$ (trong quá trình tính toán xem nhiệt độ bề mặt ngoài và bề mặt

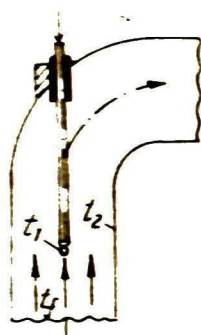


Hình 8-16

trong bằng nhiệt độ môi trường tương ứng và nhiệt truyền qua nút phích là bằng dẫn nhiệt).

Nếu trong phích đựng 1kg đá thì trong bao lâu nước đá sẽ tan hết (biết nhiệt nóng chảy của nước đá bằng 334 kJ/kg).

8-17. Có một bình hai lớp (diện tích bề mặt gần như nhau) đựng đầy ôxi lỏng, bề mặt trong của vách hai lớp áo mạ 1 lớp bạc, độ đen của bạc $\varepsilon = 0.02$. Không khí giữa 2 lớp bị hút bởi bơm chân không, áp suất không đáng kể. Nhiệt độ bề mặt trong của vách ngoài $t_{w1} = 20^\circ\text{C}$. Nhiệt độ bề mặt ngoài của vách trong $t_{w2} = -183^\circ\text{C}$. Tính lượng nhiệt bên ngoài truyền vào, biết diện tích bề mặt bình $F = 3.10^{-2} \text{ m}^2$.



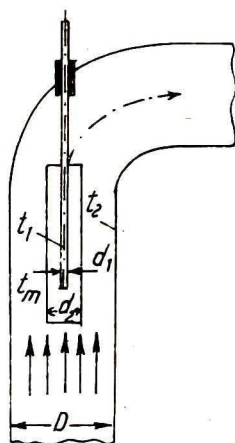
Hình 8-19

8-18. Một đường ống dẫn khí có đường kính $D = 500\text{mm}$ nhiệt độ dòng khí nóng được đo bằng nhiệt kế điện trở có đường kính $d_1 = 5\text{mm}$, xung quanh đặt một màng chắn có đường kính $d_2 = 10\text{mm}$. Nhiệt kế điện trở chỉ $t_1 = 300^\circ\text{C}$, nhiệt độ bề mặt trong của ống $t_2 = 200^\circ\text{C}$, độ đen của nhiệt kế và màng chắn $\varepsilon_1 = \varepsilon_2 = 0.8$. Tính sai số khi đo và nhiệt độ thực tế của khí nếu biết hệ số tỏa nhiệt đối với bề mặt nhiệt kế và màng chắn bằng $\alpha = 58 \text{ W m}^{-2}\text{K}$.

8-19. Để đo nhiệt độ dòng khí nóng chuyển động trong ống, người ta dùng một cặp nhiệt điện. Khi ở chế độ nhiệt ổn định, nhiệt kế chỉ $t_1 = 300^\circ\text{C}$ còn nhiệt độ vách $t_2 = 200^\circ\text{C}$. Tính sai số khi đo do trao đổi nhiệt bức xạ và nhiệt độ thực tế của dòng khí. Biết độ đen của đầu cặp nhiệt điện $\varepsilon_1 = 0.8$ và hệ số tỏa nhiệt đối với bề mặt đầu cặp nhiệt điện $\alpha = 58 \text{ W/m}^2\text{K}$. Nếu đoạn ống đo được bảo ôn để nhiệt độ vách ống bằng 250°C thì sai số đo lường là bao nhiêu ?

8-20. Vẫn điều kiện tương tự bài trên (8-19) nhưng nhiệt kế chỉ $t_1 = 200^\circ\text{C}$, độ đen đầu cặp nhiệt điện $\varepsilon = 0.8$ nhiệt độ vách ống $t_2 = 100^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt $\alpha = 46,4 \text{ W/m}^2\text{K}$ thì sai số khi đo là bao nhiêu ?

Để giảm sai số khi đo, người ta đặt nhiệt kế trong một vỏ bọc (Hình 8-20), nếu nhiệt kế chỉ $t_1 = 200^\circ\text{C}$ độ đen của vỏ bọc $\varepsilon_c = 0,8$, hệ số tỏa nhiệt của dòng khí đối với đầu nhiệt kế là $\alpha = 46,4 \text{ W/m}^2\text{K}$ và hệ số tỏa nhiệt của dòng khí đối với vỏ bọc là $\alpha_c = 11,6 \text{ W/m}^2\text{K}$ thì sai số sẽ bằng bao nhiêu ?



Hình 8-20

8-21. Xác định độ đen của một khối khí phẳng dày $\delta = 5\text{m}$. Ở nhiệt độ 1000°C . Hỗn hợp khí có thành phần như sau : 11% CO_2 ; 4% H_2O . Áp suất khí là 1at.

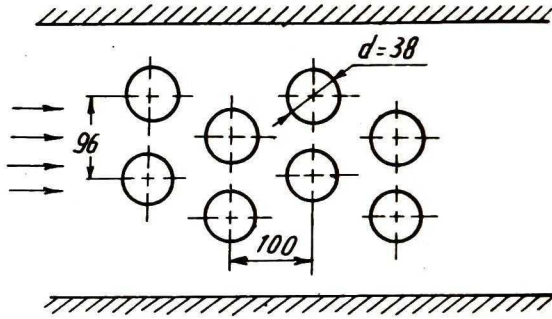
8-22. Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ của khối lò hơi tới vách ống của một bộ quá nhiệt bố trí so le, đường kính ống $d = 83\text{mm}$, bước ống dọc $S_{II} = 350\text{mm}$ và bước ống ngang $S_I = 200\text{mm}$. Khối có thành phần : 15% CO_2 ; 7,5% H_2O . Nhiệt độ khối lúc vào $t'_f = 1020^\circ\text{C}$, lúc ra $t''_f = 950^\circ\text{C}$, nhiệt độ của bề mặt vách ống $t_w = 500^\circ\text{C}$, độ đen của vách ống $\varepsilon = 0,8$, áp suất của dòng khối $p = 1 \text{ at}$.

8-23. Khối có thành phần 8% CO_2 ; 10% hơi nước chuyển động trong một ống tròn đường kính $d = 0,6\text{m}$ nhiệt độ khối ở chỗ vào $t_f = 1000^\circ\text{C}$ và ở chỗ ra $t''_f = 800^\circ\text{C}$. Nhiệt độ bề mặt ống chỗ vào $t_w = 625^\circ\text{C}$ và ở chỗ ra $t''_w = 575^\circ\text{C}$. Độ đen bề mặt là $\varepsilon_w = 0,8$. Tìm mật độ dòng nhiệt bức xạ trên bề mặt ống khi áp suất toàn phần của khí là 1at.

8-24. Tính hệ số tỏa nhiệt bức xạ của khối có thành phần 15% CO_2 , chuyển động ngang qua bộ hâm nước của lò hơi bố trí so le có đường kính $d = 38\text{mm}$, bước ống ngang $S_I = 95\text{mm}$, bước ống dọc $S_2 = 75\text{mm}$, nhiệt độ của khối vào bộ hâm $t_f = 680^\circ\text{C}$ và ra $t''_f = 395^\circ\text{C}$. Nhiệt độ và độ đen vách ống bằng $t_w = 300^\circ\text{C}$; $\varepsilon_w = 0,8$.

8-25. Khối có thành phần 15% CO_2 , 10% hơi nước, nhiệt độ khối lúc vào ống $T_f' = 1400\text{K}$ và ra khỏi ống $T_f'' = 1100\text{K}$ nhiệt độ bề mặt vách ống chỗ vào $T_w' = 900\text{K}$ và chỗ ra $T_w'' = 700\text{K}$. Độ đen của bề mặt ống $\varepsilon_w = 0,85$, áp suất của khối $p = 1\text{at}$. Xác định mật độ dòng nhiệt bức xạ của khối truyền cho bề mặt ống và hệ số tỏa nhiệt bức xạ, biết đường kính của ống $d = 1\text{m}$.

8-26. Trong một lò hơi của nhà máy điện nguyên tử chất tải dùng là khí CO_2 dưới áp suất 7at. Tìm hệ số tỏa nhiệt bức xạ trong điều kiện sau: Nhiệt độ trung bình của khí trong bộ quá nhiệt là 377°C , áp suất tuyệt đối của hơi $p = 15\text{at}$, nhiệt độ của hơi ra



Hình 8-26

$t_f' = 310^\circ\text{C}$. Độ đen của ống $\varepsilon_w = 0,82$, đường kính ống $d = 38\text{mm}$, bước ống $S_1 = 96\text{mm}$, $S_2 = 100\text{mm}$.

8-27. Một lò nung có thể tích 12m^3 và diện tích bên trong của các bề mặt bao quanh $F = 28\text{m}^2$. Hãy xác định độ đen và năng suất bức xạ riêng của sản phẩm cháy trong lò, nếu lò có nhiệt độ đồng đều 1200°C , áp suất của sản phẩm cháy trong lò $p = 98,1\text{Kpa}$ và phân áp suất của hơi nước và khí CO_2 là $P_{\text{H}_2\text{O}} = 8\text{kPa}$, $P_{\text{CO}_2} = 12\text{kPa}$.

8-28. Một nhiệt kế thủy ngân được treo trong phòng rộng có nhiệt độ tường bao quanh $t_w = 14^\circ\text{C}$, độ đen của bầu nhiệt kế thủy ngân $\varepsilon_T = 0,94$. Hệ số tỏa nhiệt đối lưu giữa không khí trong phòng và đầu nhiệt kế $\alpha_K = 3,94 + 0,093(t_K - t_w)\text{W/m}^2\text{K}$.

a) Nhiệt độ không khí trong phòng bằng bao nhiêu nếu nhiệt kế chỉ 18°C .

b) Nhiệt độ tường nhỏ nhất phải bằng bao nhiêu để khi nhiệt độ không khí bằng 20°C thì sai số (giữa kết quả đo và nhiệt độ thực) nhỏ hơn 1K .

c) Cho biết các biện pháp cần áp dụng để giảm sai số.

8-29. Để giữ nitơ lỏng ở áp suất bằng áp suất môi trường người ta dùng bình chứa hình cầu gồm 2 lớp vỏ bằng thủy tinh. Không gian giữa hai lớp vỏ có độ chân không rất cao và các bề mặt thủy tinh đều được tráng gương. Để giữ áp suất trong bình luôn luôn bằng áp suất môi trường, lượng hơi nitơ xuất hiện được dẫn thải ra môi trường. Mất mát nhiệt qua miệng bình, có kích thước bé hơn rất nhiều so với diện tích xung quanh của bình, vào khoảng $0,2\text{W}$. Khoảng cách giữa hai lớp vỏ thủy tinh bé hơn rất nhiều so với đường kính của bình.

a) Tính lượng nitơ mất mát trong 1 giờ khi bề mặt ngoài cùng của bình chứa chỉ trao đổi nhiệt bằng bức xạ với môi trường rộng lớn xung quanh. Nhiệt độ của môi trường $t_f = 20^{\circ}\text{C}$, độ đen của vỏ bình chứa $\varepsilon = 0,4$.

b) Lượng mất mát nitơ sẽ bằng bao nhiêu nếu người ta làm thêm một vách ngăn trong khoảng chân không giữa hai lớp vỏ. Nhiệt độ mặt ngoài cùng của bình trong trường hợp này sẽ bằng bao nhiêu ?

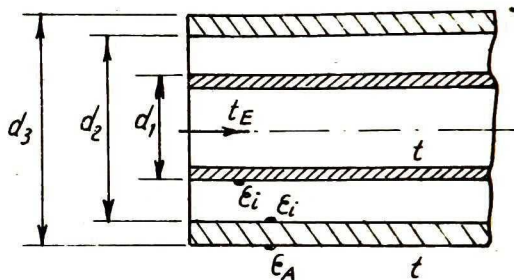
c) Có thể đạt được hiệu quả như câu b không nếu ta sử dụng một lớp cách nhiệt bằng loại vật liệu cách nhiệt tốt $\lambda = 0,03\text{ W/mK}$ (Khi tính câu này có thể bỏ qua nhiệt trở của quá trình truyền nhiệt ngoài cùng) cho biết bán kính của bình $R = 0,5\text{m}$.

Độ đen của mặt tráng gương và của vách ngăn $\varepsilon = 0,04$; $r_{N_2} = 200\text{ kJ/kg}$, nhiệt độ bão hòa của nitơ lỏng ở $p = 1\text{at}$ là -196°C , bỏ qua nhiệt trở dẫn nhiệt của vách thủy tinh.

8-30. Để vận chuyển nitơ lỏng trong phạm vi của nhà máy, người ta dùng loại ống dẫn cách nhiệt bằng chân không (giữa hai lớp vỏ là lớp chân không). Đường kính ngoài của ống trong $d_1 = 0,03\text{m}$ đường kính trong của ống ngoài $d_2 = 0,1\text{m}$ và đường kính ngoài của ống ngoài $d_3 = 0,11\text{m}$. Các bề mặt ống tiếp xúc

với chân không có độ đen $\varepsilon_i = 0,2$; độ đen mặt ngoài cùng của ống $\varepsilon_A = 0,4$; nhiệt độ của môi trường xung quanh $T = 313K$

a) Xác định nhiệt độ mặt ngoài cùng của ống và mật độ dòng nhiệt ở mặt ngoài khi bỏ qua sự thay đổi nhiệt độ của mặt ngoài theo chiều dài đường ống.



Hình 8-30

b) Chiều dài đường ống dẫn chỉ được phép

bằng bao nhiêu nếu độ tăng nhiệt độ cực đại của nitơ khi chuyển qua đường ống không được vượt quá $0,5^{\circ}C$. Khi tính toán bỏ qua nhiệt trở của hai lớp vỏ ống và nhiệt trở quá trình truyền nhiệt giữa chất lỏng và mặt trong của ống. Biết nhiệt độ nitơ khi vào ống $75K$, lưu lượng khối lượng của nitơ bằng $1kg/s$, nhiệt dung riêng nitơ $c_{N_2} = 1990 J/kgK$.

Hướng dẫn : Tuyến tính hóa phương trình bằng cách thay :

$$T^4 = T_E^4 \left(1 + 4 \frac{\Delta T}{T_E} \right).$$

8-31. Một đĩa bằng sứ mỏng (kí hiệu K) được nung trong một lò điện (kí hiệu O). Ở thời điểm $\tau = 0$ đĩa sứ có nhiệt độ đồng đều $t_{Ka} = 20^{\circ}C$. Tường lò ($F_o \gg F_k$) có nhiệt độ đồng đều nhưng được điều chỉnh thay đổi theo thời gian t_o . Để đĩa không bị nứt tốc độ đốt nóng và làm nguội lớn nhất được phép là :

$$\frac{dt_k}{d\tau} = 100 K/h$$

a) Nhiệt độ cực đại của lò t_{OA} được phép bằng bao nhiêu khi đưa đĩa vào lò.

b) Xác định giản đồ năng nhiệt độ của lò ($t_o = f(\tau)$) nếu $t_o(\tau = 0) = t_{oa}$ và đĩa được đốt nóng với tốc độ không đổi :

$$\frac{dt_K}{d\tau} = 100 \text{ K/h}$$

Khi $t_o = 700^\circ\text{C}$ thì nhiệt độ đĩa bằng bao nhiêu ?

c) Sau khi được làm nguội rất lâu trong lò đĩa được đưa ra môi trường rộng bên ngoài có nhiệt độ $t_f = 20^\circ\text{C}$. Người ta chỉ được phép đưa đĩa ra ngoài sớm nhất khi nhiệt độ của đĩa bằng bao nhiêu ?

Sau bao nhiêu lâu kể từ khi đưa đĩa ra khỏi lò nhiệt độ của đĩa bằng 60°C (Chỉ tính tới tỏa nhiệt bằng bức xạ) Biết : $G_k = 1 \text{ kg}$; $c_K = 2 \text{ kJ/kgK}$; $d_K = 180 \text{ mm}$; $\varepsilon_K = 0,8$; Khi tính toán xem nhiệt độ trong đĩa ở mỗi thời điểm là đồng nhất.

C - ĐÁP SỐ VÀ HƯỚNG DẪN

8-1. DS : $E_o = 72,2 \cdot 10^6 \text{ W/m}^2$, $\lambda_{\max} = 0,485 \text{ m}$; $Q_o = 4,38 \cdot 10^{26} \text{ W}$

8-2. DS : $E_1 = 3,97 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$; $\frac{Q_1}{Q_2} = 6,7$

8-3. DS : $t = 1467^\circ\text{C}$; $\varepsilon_\lambda = 0,55$

8-4. HD : Độ chói của vật nghiên cứu

$$B_\lambda = \frac{E_\lambda}{\pi} = \frac{1 \varepsilon_\lambda \cdot C_1 \cdot \lambda^{-5}}{\pi e^{(C_2/\lambda T)} - 1}$$

Độ chói của vật đen tuyệt đối :

$$B_{\alpha} = \frac{E_{\alpha}}{\pi} = \frac{1 \varepsilon_\lambda C_1 \cdot \lambda^{-5}}{\pi e^{(C_2/\lambda T)} - 1}$$

Vì $C_2/\lambda T_o = 13,2$ nên $e^{(C_2/\lambda T_o)} \gg 1$

$$\text{Khi } B_{\lambda} = B_{\text{ol}} \text{ ta có : } T = \frac{1}{\frac{1}{T_o} + \frac{\lambda}{C_2} \ln \frac{1}{\varepsilon_{\lambda}}}$$

Đối với trường hợp cụ thể của bài toán ta có hệ phương trình :

$$\frac{1}{T_{o1}} - \frac{1}{T} = \frac{\lambda_1}{C_2} \ln \frac{1}{\varepsilon_{\lambda 1}}$$

$$\frac{1}{T_{o2}} - \frac{1}{T} = \frac{\lambda_2}{C_2} \ln \frac{1}{\varepsilon_{\lambda 2}}$$

Đối với vật nghiên cứu $\varepsilon_{\lambda 1} = \varepsilon_{\lambda 2} = \varepsilon$ do đó từ hệ phương trình trên ta rút ra :

$$T = \frac{\frac{\lambda_1}{\lambda_2} - 1}{\frac{\lambda_1}{\lambda_2} \frac{1}{T_{o2}} - \frac{1}{T_{o1}}}$$

$$\ln \varepsilon = \frac{C_2(T_{o1} - T_{o2})}{T_{o1} \cdot T_{o2} (\lambda_1 - \lambda_2)}$$

Thay giá trị cụ thể vào ta được :

$$T = 1765\text{K} ; \varepsilon = 0,51$$

$$8-5. \text{ĐS : } E_1 = 18925 \text{ W/m}^2 ; E_2 = 279 \text{ W/m}^2$$

$$q_{12} = 11920 \text{ W/m}^2 ; q_{12} \text{ giảm 11 lần}$$

$$8-6. \text{ĐS : } q = 146 \text{ W/m}^2 ; t_c = 254^{\circ}\text{C}$$

$$n = 3 ; q \text{ giảm 38 lần}$$

$$8-7. \text{ĐS : } 1) Q_{12} = 3760\text{W} ; 2) Q_{12} = 3740\text{W}$$

$$8-8. \text{ĐS : } 1) Q = 105000\text{W} ; 2) Q' = 103000\text{W} ; 3) \varepsilon_C = 0,24$$

$$8-9. \text{ĐS : } 1) I = 3,48\text{A} ; 2) I = 6,23\text{A}$$

$$8-10. \text{ĐS : } \varepsilon = 0,132$$

8-11. DS : $T(\tau) = \frac{T_A}{3\sqrt{1 + 3\tau}} ; \tau = 233s$

8-12. DS : $\varphi_{ab} = \varphi_{ac} = \frac{1}{2} ; \varphi_{ba} = \varphi_{ca} = \frac{1}{4} ; \varphi_{bc} = \varphi_{cb} = \frac{3}{4}$

$H_{ab} = H_{ac} = 1m^2/m ; H_{bc} = 3m^2/m$

8-13. DS : $6,33.10^4 \text{ kW/m}^2 ; 5780K ; 234K ; 170 \text{ W/m}^2$

8-14. DS : $T = 2061,4K$

8-15. DS : $0,367m ; 1,237m ; 9,877m$

8-16. DS : $Q = 0,652W ; \tau = 142 \text{ giờ}$

8-17. DS : $Q = 0,125W$

8-18. HD : Thiết lập phương trình cân bằng nhiệt

a) Đối với nhiệt kế điện trở :

$$\alpha \pi d_1 (t_f - t_1) = \frac{\pi d_1 C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_o}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{d_1}{d_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_c} - 1 \right)}$$

b) Đối với màng chắn :

$$\alpha \pi d_1 (t_f - t_1) + 2 \alpha \pi d_2 (t_f - t_c) = \pi d_2 \varepsilon_c C_o \left[\left(\frac{T_c}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

Từ 2 phương trình trên ta rút ra :

$$t_f = \frac{C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_c}{100} \right)^4 \right]}{\alpha \left[\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{d_1}{d_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_c} - 1 \right) \right]} + t_1$$

$$t_f = \frac{2 \alpha d_2 t_c + \alpha d_1 t_1 + d_2 \varepsilon_c C_o \left(\frac{T_c}{100} \right)^4 - d_2 \varepsilon_c C_o \left(\frac{T_2}{100} \right)^4}{2 \alpha d_2 + \alpha d_1}$$

Thay các giá trị đã cho vào các phương trình trên ta được :

$$t_f = 377 - 0,071 \left(\frac{T_c}{100} \right)^4$$

$$t_f = 44,3 - 0,0314 \left(\frac{T_c}{100} \right)^4 + 0,8t_c$$

Giải hệ phương trình trên bằng phương pháp đồ thị ta thu được $t_f = 309^\circ\text{C}$ và sai số đo đạc $t = 309 - 300 = 9^\circ\text{C}$

8-19. DS : Sai số $45,5^\circ\text{C}$; $t_f = 345^\circ\text{C}$

$$\frac{\delta_{tf}}{t_f} = 13,2\% ; t'_f = 326,6^\circ\text{C}$$

$$\frac{\delta_{tf'}}{t'_f} = 8,15\%$$

$$\text{8-20. DS : } t_{\text{fl}} = 230^\circ\text{C} \quad \frac{\delta_{tf}}{t_f} = 13\%$$

$$t_f = 208^\circ\text{C} \quad \frac{\delta_{tf}}{t_f} = 4\%$$

8-21. DS : Chiều dài trung bình của tia bức xạ

$$l = 1,8\delta = 1,8.5 = 9\text{m}$$

$$P_{\text{H}_2\text{O}} \cdot l = 0,11.9 = 0,99\text{at.m}$$

$$P_{\text{CO}_2} \cdot l = 0,04.9 = 0,36\text{at.m}$$

Ở 1000°C độ đen của các khí thành phần tìm được theo đồ thị

$$\varepsilon_{\text{CO}_2} = 0,2 ; \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 0,2 \text{ và } \beta = 1$$

$$\text{Độ đen của hỗn hợp khí : } \varepsilon = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 0,2 + 0,2 = 0,4$$

8-22. **ĐS** : $q = 1892 \text{ W/m}^2$.

8-23. **ĐS** : Nhiệt độ trung bình của bề mặt :

$$t_w = \frac{1}{2} (625 + 575) = 600^\circ\text{C} \rightarrow T_w = 873\text{K}$$

Nhiệt độ trung bình của khối : $t_f = 890^\circ\text{C}$; $T_f = 1163\text{K}$

Quãng đường đi trung bình của tia bức xạ trong ống :

$$l = 0,9d = 0,9.0,6 = 0,54\text{m}$$

$$P_{\text{CO}_2} \cdot l = 0,08.0,54 = 0,043\text{at.m}$$

$$P_{\text{H}_2\text{O}} \cdot l = 0,1.0,54 = 0,054\text{at.m}$$

Tra đồ thị ta tìm được :

Khi $t_f = 890^\circ\text{C}$ thì : $\varepsilon_{\text{CO}_2} = 0,08$; $\beta \cdot \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 1,08 \cdot 0,07 = 0,076$

$t_w = 600^\circ\text{C}$ thì $\varepsilon_{\text{CO}_2} = 0,08$; $\beta \cdot \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 1,08 \cdot 0,08 = 0,087$

$\Delta\varepsilon_f$ rất nhỏ nên có thể bỏ qua do đó :

$$\varepsilon_f = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta \cdot \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 0,08 + 0,076 = 0,156$$

$$A_f = A_{\text{CO}_2} + \beta A_{\text{H}_2\text{O}} = \varepsilon_{\text{CO}_2} \left(\frac{T_f}{T_w} \right)^{0,65} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$= 0,08 \left(\frac{1163}{873} \right)^{0,65} + 0,087 = 0,096 + 0,087 = 0,183.$$

$$\varepsilon'_w = \frac{\varepsilon_w + 1}{2} = \frac{0,8 + 1}{2} = 0,9.$$

Mật độ dòng nhiệt bức xạ :

$$q = \varepsilon'_w \cdot C_o \left[\varepsilon_f \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 - A_f \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right]$$

$$= 0,9.5,67 \left[0,156 \left(\frac{1163}{100} \right)^4 - 0,183 \left(\frac{837}{100} \right)^4 \right] = 9260 \text{ W/m}^2.$$

Hệ số tỏa nhiệt bức xạ từ khối đến bề mặt :

$$\alpha_{bx} = \frac{q_{bx}}{t_f - t_w} = \frac{9260}{890 - 600} = \frac{9260}{290} = 32 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

8-24. DS : $q = 1440 \text{ W/m}^2$; $\alpha_{bx} = 6,67 \text{ W/m}^2 \text{ K}$

8-25. DS : $q = 21300 \text{ W/m}^2$; $\alpha_{bx} = 47,3 \text{ W/m}^2 \text{ K}$

8-26. DS : $\alpha_{bx} = 7,61 \text{ W/m}^2 \text{ K}$;

8-27. DS : $\varepsilon = 0,215$; $E = 57400 \text{ W/m}^2$

8-28. DS : a) $t_k = 23,2^\circ \text{C}$; b) $t_w = 18,3^\circ \text{C}$

8-29. DS : a) 460 g/h ; b) $237,6 \text{ g/h}$; $t = 18,2^\circ \text{C}$

c) Không đạt được hiệu quả như câu b

8-30. DS : a) $T_a = 305 \text{ K}$; $q = 21,5 \text{ W/m}^2$

b) $l = 134 \text{ m}$

8-31. DS : a) $T_{OA} = 143^\circ \text{C}$

b) $T_o(\tau) = \sqrt{2,106 \cdot 10^{10} + \left(293 + \frac{\tau}{36}\right)^4}$

c) $t_{ke} = 148^\circ \text{C}$; $\tau = 6926 \text{ s}$

CHƯƠNG 9

TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

A - CÁC CÔNG THỨC TÍNH TOÁN CƠ BẢN

§1. Truyền nhiệt

1. Vách phẳng

$$Q = k.F(t_{f1} - t_{f2}), \text{ W}$$

k - hệ số truyền nhiệt, $\text{W/m}^2 \text{ K}$

F - diện tích bề mặt truyền nhiệt, m^2

t_{f1}, t_{f2} - nhiệt độ chất lỏng nóng, nhiệt độ chất lỏng lạnh, $^{\circ}C$;

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

δ_i - chiều dày lớp thứ i , m ;

λ_i - hệ số dẫn nhiệt lớp thứ i , W/mK ;

2. Vách trụ :

$$q_1 = \pi \cdot k_1 (t_{f1} - t_{f2}), W/m$$

trong đó :

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{d_1 \alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{d_{n+1} \alpha_2}}, W/mK$$

3. Vách có cánh

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda} \frac{1}{F_1} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} (t_{f1} - t_{f2}), W$$

F_1 - diện tích bề mặt không làm cánh, m^2 ;

F_2 - diện tích bề mặt làm cánh, m^2 .

§2. Thiết bị trao đổi nhiệt

Phương trình truyền nhiệt : $Q = k \cdot F \cdot \Delta t$, W

Phương trình cân bằng nhiệt : $Q = G_1 \cdot \Delta I_1 = G_2 \Delta I_2$, W

Khi không có biến đổi pha trong các chất mang nhiệt phương trình cân bằng nhiệt có thể viết dưới dạng :

$$Q = \omega_1 \cdot f_1 \cdot \rho_1 \cdot C_{pl} (t'_1 - t''_1) = \omega_2 f_2 \rho_2 C_{p2} (t''_2 - t'_2), W$$

trong đó :

k - hệ số truyền nhiệt của thiết bị, W/m^2K ;

F - diện tích bề mặt truyền nhiệt, m^2 ;

$\overline{\Delta t}$ - độ chênh nhiệt độ trung bình logarit, K ;

$$\overline{\Delta t} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} \cdot \varepsilon_{\Delta t}$$

Khi chất lỏng chảy cùng chiều :

$$\Delta t' = t'_1 - t'_2 ; \Delta t'' = t''_1 - t''_2 ; \varepsilon_{\Delta t} = 1$$

Khi chất lỏng chảy ngược chiều :

$$\Delta t' = t'_1 - t''_2 ; \Delta t'' = t''_1 - t'_2 ; \varepsilon_{\Delta t} = 1$$

ω_1 và ω_2 - tốc độ trung bình của chất lỏng nóng và chất lỏng lạnh trong thiết bị, m/s ;

f_1 và f_2 - diện tích mặt cắt chất lỏng lưu động, m^2 ;

ρ_1 và ρ_2 - khối lượng riêng của chất lỏng nóng và chất lỏng lạnh, kg/m^3 ;

c_{p1} và c_{p2} - nhiệt dung riêng của chất lỏng nóng và chất lỏng lạnh, J/kgK ;

t'_1 và t''_1 - nhiệt độ vào và ra của chất lỏng nóng ;

t'_2 và t''_2 - nhiệt độ vào và ra của chất lỏng lạnh ;

Khi chất lỏng chảy hỗn hợp hoặc giao nhau thì :

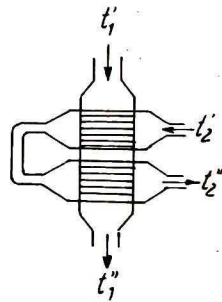
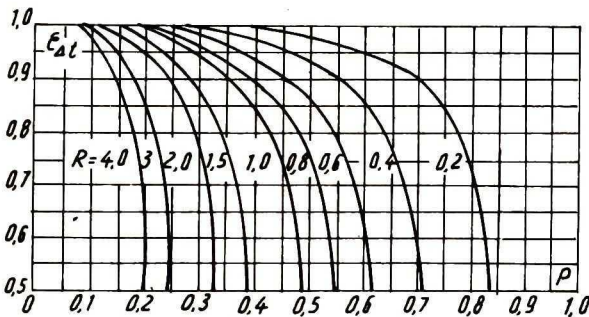
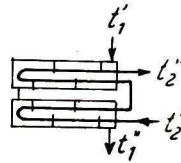
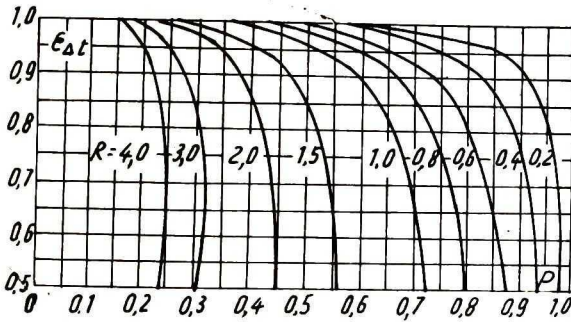
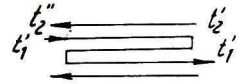
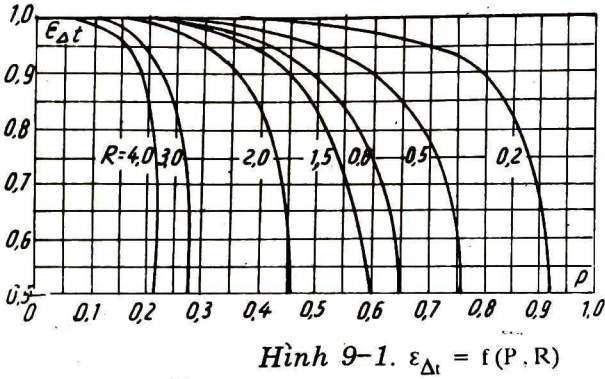
$$\overline{\Delta t} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \overline{\Delta t}_{ng}$$

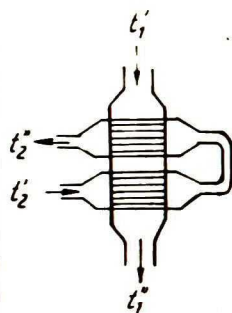
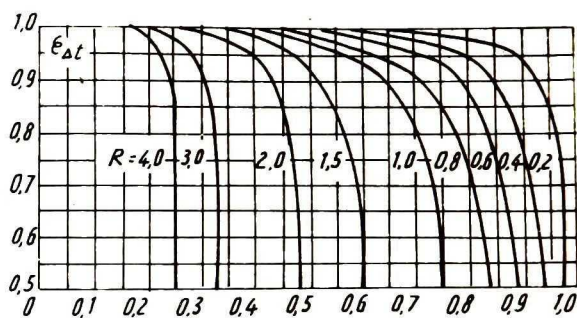
$\overline{\Delta t}_{ng}$ - độ chênh nhiệt độ trung bình logarit tính theo sơ đồ ngược chiều ;

$$\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R) \text{ trong đó } P = \frac{t''_2 - t'_2}{t'_1 - t'_2} ; R = \frac{t'_1 - t''_1}{t''_2 - t'_2}$$

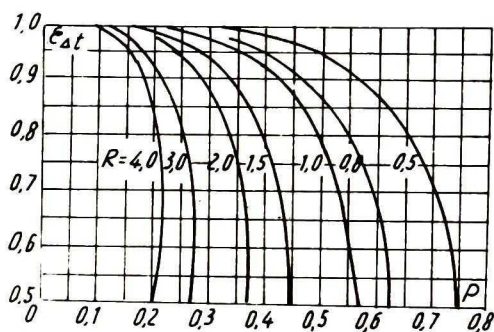
Trị số $\varepsilon_{\Delta t}$ tra căn cứ theo P, R trên các đồ thị có sơ đồ tương ứng

B - ĐỀ BÀI

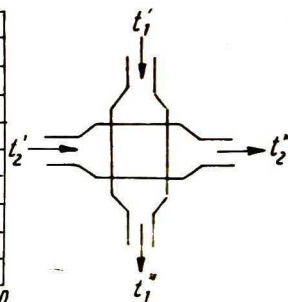
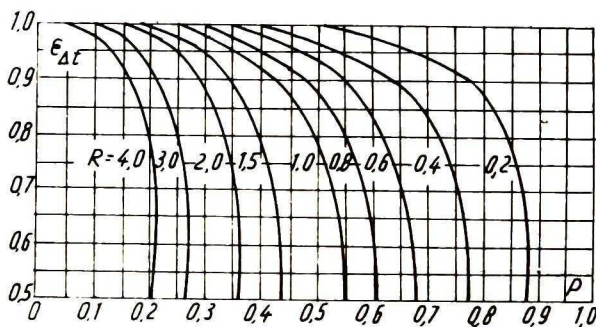




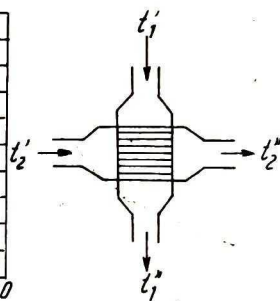
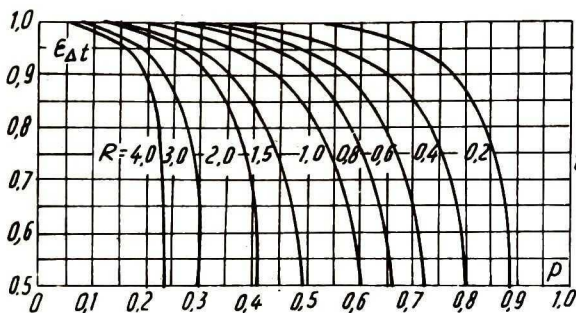
Hình 9-4. $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$



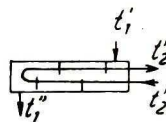
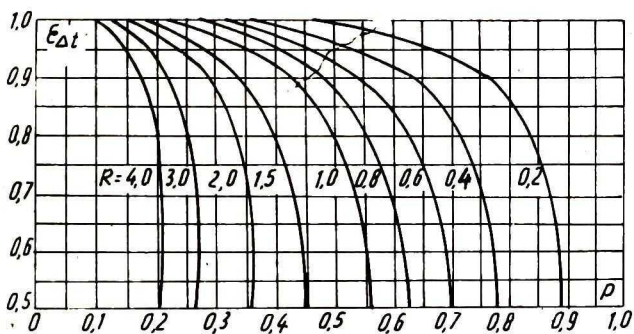
Hình 9-5. $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$



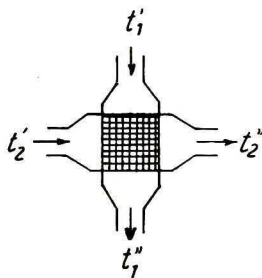
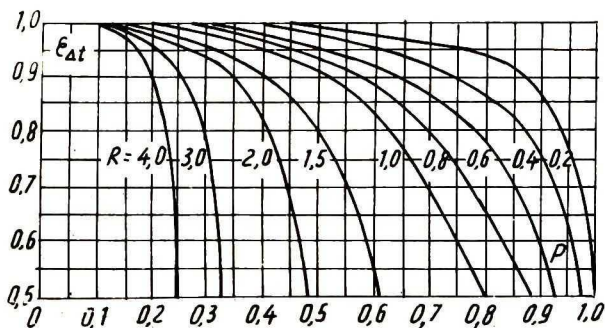
Hình 9-6. $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$



Hình 9-7. $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$



Hình 9-8. $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$



Hình 9-9. $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$

9-1. Tính nhiệt lượng truyền từ trong phòng qua tường, biết nhiệt độ không khí trong phòng $t_{f1} = 25^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ không khí ngoài trời $t_{f2} = 8^{\circ}\text{C}$. Tường xây bằng gạch dày $\delta = 250\text{mm}$, có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,5 \text{ W/mK}$. Hệ số tỏa nhiệt của bề mặt trong $\alpha_1 = 13 \text{ W/m}^2\text{K}$ và bề mặt ngoài là $\alpha_2 = 8 \text{ W/m}^2\text{K}$

9-2. Một vách lò hơi làm bằng thép dày 20mm, hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 58 \text{ W/mK}$, nhiệt độ khí lò là $t_{f1} = 1000^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ của nước trong lò là nhiệt độ bão hòa của nước ở áp suất $p = 33,48 \text{ bar}$. Hệ số tỏa nhiệt của khí lò tới vách là $\alpha_1 = 116 \text{ W/m}^2\text{K}$ và hệ số tỏa nhiệt từ vách nổi hơi tới nước là $\alpha_2 = 2320 \text{ W/m}^2\text{K}$. Tính mật độ dòng nhiệt truyền qua q và nhiệt độ bề mặt tw_1 và tw_2 .

9-3. Một dung dịch muối có nhiệt độ -21°C chảy qua một bể chứa hình chữ nhật kín kích thước $1,6 \times 0,9 \times 0,7\text{m}^3$. Bể chứa nhận nhiệt từ môi trường không khí có nhiệt độ 14°C ; thành bể làm bằng thép dày 4mm có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 48,83 \text{ W/mK}$. Hệ số tỏa nhiệt từ dung dịch muối tới thành bể là $\alpha_2 = 515,5 \text{ W/m}^2\text{K}$, hệ số tỏa nhiệt từ thành bể tới môi trường không khí xung quanh là $\alpha = 24,36 \text{ W/m}^2\text{K}$. Tìm :

- Nhiệt trở từng phần và nhiệt trở toàn phần ;
- Xác định hệ số truyền nhiệt ;
- Xác định nhiệt lượng mà dung dịch nhận được ;
- Nhiệt độ bề mặt ngoài và bề mặt trong thành bể.

9-4. Một tường lò bên trong lót gạch chịu lửa có chiều dày $\delta_1 = 250\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 0,348 \text{ W/mK}$, bên ngoài là một lớp gạch đỏ dày $\delta_2 = 250\text{mm}$, có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,695 \text{ W/mK}$. Nếu khối trong lò có nhiệt độ $t_{f1} = 1300^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ không khí xung quanh $t_{f2} = 30^{\circ}\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt từ khối đến gạch $\alpha_1 = 34,8 \text{ W/m}^2\text{K}$ và từ gạch đỏ đến môi trường không khí xung quanh là $\alpha_2 = 11,6 \text{ W/m}^2\text{K}$, thì mật độ dòng nhiệt truyền qua tường q_1 và nhiệt độ bề mặt tiếp xúc giữa hai lớp gạch bằng bao nhiêu.

9-5. Tính mật độ dòng nhiệt truyền qua một vách gạch của lò, vật liệu làm vách có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = \lambda_0(1 + \beta t) = 0,07(1 + 0,3 \cdot 10^{-3}t)$ W/mK. Chiều dày của vách gạch $\delta = 0,25$ m nhiệt độ khối $t_{f1} = 850^\circ\text{C}$ và nhiệt độ không khí xung quanh $t_{f2} = 50^\circ\text{C}$. Hệ số tỏa nhiệt từ khối đến gạch $\alpha_1 = 20$ W/m²K, và từ gạch đến không khí : $\alpha_2 = 10$ W/m²K.

9-6. Để giữ nhiệt độ trong phòng luôn luôn bằng 20°C khi nhiệt độ môi trường xung quanh là 0°C người ta dùng một lò sưởi. Nhiệt độ của bề mặt lò sưởi là 40°C . Hãy xác định diện tích bề mặt của lò sưởi, khi diện tích bao quanh của phòng là 25m^2 , trong đó có 5m^2 cửa sổ, biết hệ số truyền nhiệt qua tường $k_w = 1$ W/m²K, qua cửa sổ $k_F = 4$ W/m²K và từ bề mặt lò sưởi tới môi trường $k_H = 10$ W/m²K.

9-7. Một bàn là điện có công suất 1200 W, tự động đóng và ngắt điện ở các nhiệt độ $t_d = 130^\circ\text{C}$, $t_n = 170^\circ\text{C}$. Nhiệt độ của môi trường xung quanh là 20°C . Hệ số truyền nhiệt giữa bề mặt bàn là khi đặt đứng và môi trường $k = 20$ W/m²K. Bàn là có diện tích bề mặt $F = 0,04\text{m}^2$, khối lượng (phần đốt nóng) $M = 1\text{kg}$ và nhiệt dung riêng $c = 0,6$ kJ/kgK.

a) Sau bao lâu kể từ khi bắt đầu đốt nóng, thì bàn là sẽ tự động ngắt điện τ_1 .

b) Tính thời gian từ khi ngắt điện đến khi đóng điện trở lại τ_2 và thời gian đốt nóng lần hai : τ_3 .

c) Hãy vẽ biến thiên nhiệt độ của bàn là theo thời gian.

9-8. Một bình gia nhiệt có cánh khuấy và bộ phận đốt nóng bằng điện kiểu xoắn ruột gà chứa một lượng nước không đổi là 1kg với nhiệt độ ban đầu là 14°C . Lưu lượng nước vào và ra khỏi bình luôn bằng nhau và bằng $0,5\text{kg/s}$. Nhiệt độ nước vào bình $t' = 14^\circ\text{C}$ và ra khỏi bình $t'' = f(\tau)$. Hãy xác định biến thiên nhiệt độ trung bình của nước theo thời gian và nhiệt độ ổn định của nước $t_{\tau \rightarrow \infty}$. Biết nhiệt độ của môi trường $t_f = 20^\circ\text{C}$. Nhiệt dung riêng của bình và của bộ phận đốt nóng $c = 0,5$ kJ/kgK. Diện tích bề mặt xung quanh của bình $F = 0,1\text{m}^2$. Khối lượng của bình và của bộ phận

đốt nóng $G = 400\text{g}$. Hệ số truyền nhiệt từ nước tới môi trường $k = 10 \text{ W/m}^2\text{K}$. Công suất cánh khuấy $N_k = 700\text{W}$, công suất điện của bộ phận đốt nóng $N_d = 1000\text{W}$.

9-9. Trong một thiết bị thí nghiệm, chất lỏng được bơm tuần hoàn từ bình chứa tới vùng đo rồi lại trở về bình chứa bằng một bơm điện có công suất 2kW với hiệu suất $\eta = 70\%$. Để nhiệt độ chất lỏng không đổi trong quá trình thí nghiệm $t_1 = 25^\circ\text{C}$, người ta phải đặt bộ phận làm mát bằng nước trong bình chứa (bộ phận làm mát là một ống xoắn ruột gà, nước làm mát chảy trong ống).

Hãy xác định chiều dài của ống làm mát, khi giả thiết rằng tất cả nhiệt thừa đều được truyền cho nước làm mát. Cho biết : đường kính ống xoắn $d_i = 18\text{mm}$, $d_a = 20\text{mm}$. Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm ống xoắn $\lambda = 350 \text{ W/mK}$. Hệ số tỏa nhiệt đối lưu ở phía trong và phía ngoài ống xoắn $\alpha_i = 900 \text{ W/m}^2\text{K}$; $\alpha_a = 400 \text{ W/m}^2\text{K}$. Nhiệt độ của nước vào và ra khỏi ống xoắn $t'_2 = 12^\circ\text{C}$; $t''_2 = 15^\circ\text{C}$.

9-10. Để đo nhiệt độ không cố định của dòng khí người ta dùng đầu cặp nhiệt có thông số $\rho = 10,5 \cdot 10^3 \text{ kg/m}^3$, $C = 0,235 \text{ kJ/kgK}$. Đường kính lớn nhất của đầu cặp nhiệt bằng bao nhiêu để 5 giây sau khi nhiệt độ dòng khí biến thiên đột ngột thì sai số tuyệt đối của phép đo nhỏ hơn 5% độ biến thiên nhiệt độ của dòng khí. Biết hệ số truyền nhiệt từ đầu cặp nhiệt tới dòng khí $k = 100 \text{ W/m}^2\text{K}$

9-11. Một đường ống dẫn gió nóng cho lò cao, có tốc độ gió trong ống $\omega_1 = 35 \text{ m/s}$, nhiệt độ trung bình của gió $t_{f1} = 800^\circ\text{C}$. Bên ngoài được bao bọc bằng 3 lớp : lớp gạch chịu lửa có chiều dày $\delta_1 = 250\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 1,17 \text{ W/mK}$, vỏ thép dày $\delta_2 = 10\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 46,5 \text{ W/mK}$, và lớp cách nhiệt bên ngoài có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_3 = 0,17 \text{ W/mK}$, chiều dày $\delta_3 = 200\text{mm}$. Đường kính trong của ống $d_1 = 1000\text{mm}$, ống đặt nằm ngang lộ thiên có gió thổi ngang với tốc độ $\omega_2 = 4\text{m/s}$, nhiệt độ không khí xung quanh $t_{f2} = 10^\circ\text{C}$. Tính nhiệt lượng tổn thất trên 1 mét đường ống (bỏ qua mất mát nhiệt bức xạ).

9-12. Một dây điện trở để trần đường kính $d = 1\text{mm}$ nhiệt độ không được vượt quá 600°C . Xác định dòng điện cho phép lớn nhất

chạy qua khi dây đặt nằm ngang nếu nhiệt độ không khí xung quanh $t_f = 30^\circ\text{C}$ và điện trở suất của dây $\rho = 1,2 \Omega\text{mm}^2/\text{m}$. Trong trường hợp dây ấy đặt thẳng đứng thì có gì thay đổi không? Dòng điện cho phép chảy qua lúc đó bằng bao nhiêu?

9-13. Một ống dẫn hơi bằng thép có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 46,44 \text{ W/mK}$, đường kính 200/216mm, được bọc một lớp cách nhiệt dày 120mm có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,116 \text{ W/mK}$. Nhiệt độ của hơi $t_{f1} = 300^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí xung quanh $t_{f2} = 25^\circ\text{C}$. Hệ số tỏa nhiệt của hơi đến bề mặt $\alpha_1 = 116 \text{ W/m}^2\text{K}$ và hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt ngoài đến không khí $\alpha_2 = 9,86 \text{ W/m}^2\text{K}$. Tìm nhiệt lượng mất mát trên một mét chiều dài ống trong một đơn vị thời gian và nhiệt độ bề mặt lớp cách nhiệt.

9-14. Một đoạn ống hơi để trần chiều dài $l = 5\text{m}$, đường kính ống $d = 100\text{mm}$ đặt trong môi trường không khí yên tĩnh có nhiệt độ $t_f = 40^\circ\text{C}$, bề mặt ống có nhiệt độ $t_w = 200^\circ\text{C}$. Hơi chuyển động vào trong ống nằm ngang là hơi bão hòa khô có áp suất $p = 19,08 \text{ bar}$, với tốc độ $\omega = 5\text{m/s}$. Tính mất mát nhiệt trên toàn bộ đường ống, hệ số tỏa nhiệt toàn phần và thông số của hơi lúc ra khỏi ống (Độ đen của ống $\varepsilon = 0,8$)

9-15. Có một vách phẳng dày $\delta = 10\text{mm}$, vật liệu làm vách có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 40 \text{ W/mK}$, nếu 1 bên vách được làm cánh với hệ số làm cánh $\frac{F_2}{F_1} = 13$, hệ số tỏa nhiệt tương ứng $\alpha_1 = 200 \text{ W/m}^2\text{K}$ và $\alpha_2 = 10 \text{ W/m}^2\text{K}$. Nhiệt độ chất lỏng nóng và lạnh tương ứng $t_{f1} = 75^\circ\text{C}$ và $t_{f2} = 15^\circ\text{C}$. Tìm mật độ dòng nhiệt truyền qua vách trong hai trường hợp có cánh và không có cánh.

9-16. Một dây điện để trần đường kính $d_1 = 2\text{mm}$, nhiệt độ $t_{w1} = 80^\circ\text{C}$ được làm nguội bởi không khí không chuyển động có $t_f = 20^\circ\text{C}$. Nếu dây được bọc bằng một lớp cách điện, dòng điện trong dây vẫn giữ không đổi, thì dây sau khi bọc cách điện có nhiệt độ t_{w1} bằng bao nhiêu? Biết hệ số dẫn nhiệt của vật liệu bọc $\lambda = 0,15 \text{ W/mK}$ đường kính ngoài của vỏ bọc cách điện $d_2 = 30\text{mm}$, hệ số tỏa nhiệt trên bề mặt lớp cách điện $\alpha_2 = 20 \text{ W/m}^2\text{K}$.

9-17. Trong một thiết bị trao đổi nhiệt, chất lỏng nóng bị làm nguội từ nhiệt độ $t'_1 = 300^\circ\text{C}$ đến nhiệt độ $t''_1 = 200^\circ\text{C}$ và

chất lỏng lạnh được gia nhiệt từ nhiệt độ $t'_{\text{2}} = 25^{\circ}\text{C}$ đến nhiệt độ $t''_{\text{2}} = 175^{\circ}\text{C}$. Tính độ chênh lệch nhiệt độ trung bình trong 3 trường hợp :

- Chất lỏng chuyển động cùng chiều ;
- Chất lỏng chuyển động ngược chiều ;
- Chất lỏng chuyển động giao nhau.

9-18. Trong một thiết bị trao đổi nhiệt mỗi giờ cần làm lạnh 250 lít chất lỏng nóng có khối lượng riêng $\rho_1 = 1100 \text{ kg/m}^3$, nhiệt dung riêng $c_{p1} = 3 \text{ kJ/kgK}$ từ nhiệt độ 120°C xuống 50°C . Nước vào làm lạnh có lưu lượng 1000 lít/giờ và nhiệt độ vào 10°C . Xác định bề mặt trao đổi nhiệt cần thiết khi bố trí thuận chiều và ngược chiều. Biết hệ số truyền nhiệt của thiết bị $k = 1161 \text{ W/m}^2\text{K}$.

9-19. Xác định bề mặt gia nhiệt và số phần tử của một thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống bọc. Nước nóng chuyển động bên trong

ống thép ($\lambda = 45 \text{ W/mK}$), đường kính $\frac{d_2}{d_1} = \frac{35}{32} \text{ mm}$, nhiệt độ vào

của nước nóng $t_{f1} = 95^{\circ}\text{C}$, lưu lượng nước nóng $G_1 = 2130 \text{ kg/h}$. Nước được gia nhiệt (nước lạnh) chuyển động ngược chiều trong rãnh hình xuyên giữa hai ống và được gia nhiệt từ nhiệt độ $t'_{f2} = 15^{\circ}\text{C}$ đến $t''_{f2} = 45^{\circ}\text{C}$. Đường kính trong của ống bọc $D = 48 \text{ mm}$, lưu lượng chất lỏng lạnh $G_2 = 3200 \text{ kg/h}$, chiều dài mỗi phần tử $L = 1,75 \text{ m}$, tổn thất nhiệt qua bề mặt ngoài của thiết bị có thể bỏ qua.

Nếu chất lỏng chuyển động cùng chiều (các điều kiện khác vẫn không thay đổi) thì số phần tử là bao nhiêu ?

9-20. Tính diện tích truyền nhiệt của bộ sấy không khí lò hơi. Không khí chuyển động ngang bên ngoài ống, khối chuyển động trong ống với lưu lượng trung bình $V_1 = 35 \text{ m}^3/\text{s}$ và nhiệt độ vào $t'_{f1} = 345^{\circ}\text{C}$ bị làm nguội đến $t''_{f1} = 160^{\circ}\text{C}$. Lưu lượng trung bình của không khí $V_2 = 23 \text{ m}^3/\text{s}$, nhiệt độ không khí tăng từ $t'_{f2} = 20^{\circ}\text{C}$ đến $t''_{f2} = 250^{\circ}\text{C}$. Tổng số ống $n = 2079$, đường kính ống $d_2, d_1 = 53, 50 \text{ mm}$. Ống bố trí so le, bước ngang, $x_1 = 70 \text{ mm}$ và bước dọc $x_2 = 60 \text{ mm}$, số ống sắp theo chiều ngang $n_1 = 77$ và theo chiều dọc $n_2 = 27$, chiều rộng của đường khói $b = 5,4 \text{ m}$.

9-21. Xác định kích thước nhỏ nhất của một thiết bị trao đổi nhiệt dùng nước để làm nguội đèn chân không của đài phát, biết rằng nước cất từ đèn chân không vào thiết bị trao đổi nhiệt có $t_{f1} = 60^\circ\text{C}$. Trong thiết bị trao đổi nhiệt nước cất được làm nguội bởi nước máy, nhiệt độ nước máy khi vào thiết bị là $t'_{f2} = 21^\circ\text{C}$ và ra khỏi thiết bị là $t''_{f2} = 24^\circ\text{C}$. Nhiệt độ ra của nước cất $t_{f2} = 49^\circ\text{C}$. Nhiệt lượng thiết bị cần truyền đi là $Q = 1,39 \cdot 10^6 \text{W}$. Thiết bị làm bằng ống thép có mạ kền bề mặt trong ống dẫn nước máy có bám một lớp cặn dày 1mm, hệ số dẫn nhiệt của cặn là $\lambda = 1,16 \text{W/mK}$. Trong thiết bị tốc độ nước không được vượt quá 2m/s. Giả thiết $\alpha_1 \approx \alpha_2$; bỏ qua nhiệt trở vách ống.

9-22. Lưu lượng nước chảy qua một thiết bị trao đổi nhiệt chuyển động ngược chiều là 10kg/s. Nhiệt độ nước từ 26°C tăng lên 100°C sau đó sôi và quá nhiệt đến 126°C . Toàn bộ quá trình tiến hành trong điều kiện áp suất $p = 1,013 \text{ bar}$. Nước được gia nhiệt nhờ khí cháy. Khi vào thiết bị khí có nhiệt độ 650°C , lưu lượng khí cháy 45kg/s. Hệ số truyền nhiệt trên toàn thiết bị bằng $197 \text{ W/m}^2\text{K}$. Tính diện tích thiết bị trao đổi nhiệt (đối với khí cháy có thể dùng thông số vật lí của không khí).

9-23. Dầu với lưu lượng $M = 150 \text{ kg/h}$ được làm nguội từ 130°C đến 30°C bằng nước chảy qua ống xoắn ruột gà, nhiệt độ nước khi đi vào ống xoắn $t_w = 15^\circ\text{C}$. Công suất của thiết bị khuấy dầu là 1kW. Tổn thất nhiệt không đáng kể.

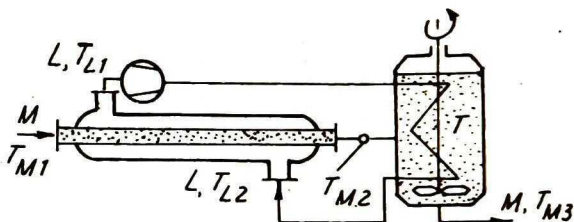
a) Lưu lượng nước làm mát cần thiết nhỏ nhất phải bằng bao nhiêu $M_{\min}$?

b) Diện tích bề mặt ống xoắn phải bằng bao nhiêu, khi thiết bị hoạt động với lưu lượng nước $M_w = 1,5 M_{\min}$?

c) Nếu xảy ra sự cố mất nước làm mát thì thiết bị còn hoạt động được bao lâu khi nhiệt độ dầu sau khi làm mát cho phép tới 50°C . Biết lượng dầu chứa trong bình $M = 1000 \text{ kg}$; $c_{\text{pdầu}} = 1 \text{ kJ/kgK}$, khối lượng bình chứa $M_b = 200 \text{ kg}$; $c_{\text{pb}} = 0,5 \text{ kJ/kgK}$, hệ số truyền nhiệt từ nước tới dầu $K = 200 \text{ W/m}^2\text{K}$

9-24. Một hỗn hợp (lưu lượng khối lượng M) được đốt nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt ngược chiều từ nhiệt độ $t_{M1} = 20^\circ\text{C}$;

đến nhiệt độ t_{M2}
 $= 70^\circ\text{C}$ và được
 dẫn vào bình
 trao đổi nhiệt có
 cánh khuấy lí
 tưởng (mức xáo
 trộn lí tưởng)
 (Hình 9-24).



Hình 9-24

Từ nhiệt độ 70°C trong hỗn hợp bắt đầu xảy ra phản ứng tỏa nhiệt. Nhiệt phản ứng được dùng để nung nóng nước tuần hoàn lên nhiệt độ T_{L2} , khi đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ngược chiều nước bị làm nguội tới nhiệt độ T_{L1} . Công suất nhiệt phản ứng phụ thuộc vào nhiệt độ theo quan hệ : $q = a(t + b)$ khi $t \geq 70^\circ\text{C}$ với $a = 4280 \text{ W/m}^3\text{K}$ và $b = 273^\circ\text{C}$.

- Tính hiệu nhiệt độ của nước tuần hòa $T_{L2} - T_{L1}$;
- Tính nhiệt độ T_{M3} của hỗn hợp khi ra khỏi bình trao đổi nhiệt ;
- Tính nhiệt độ T_{L1} và T_{L2} trong hệ thống tuần hoàn khi hiệu suất đối với nước ở thiết bị trao đổi nhiệt kiểu khuấy bằng 80% ;
- Xác định diện tích bề mặt truyền nhiệt của hai thiết bị trao đổi nhiệt trên. Biết :

$$M = 2,5 \text{ kg/s} ; c_M = 1680 \text{ J/kgK} ; L = 1 \text{ kg/s} ; c_L = 4200 \text{ J/kgK}.$$

Thể tích của hỗn hợp trong bình trao đổi nhiệt cánh khuấy $V = 0,2 \text{ m}^3$. Hệ số truyền nhiệt trong cả hai thiết bị là như nhau và bằng $1000 \text{ W/m}^2\text{K}$.

9-25. Một hỗn hợp chất lỏng ($m = 500 \text{ kg}$, $c = 2 \text{ kJ/kgK}$) được đưa vào bình khuấy ở nhiệt độ $t_o = 7^\circ\text{C}$. Diện tích xung quanh bình là $F_A = 3,5 \text{ m}^2$. Ống xoắn dùng để đốt nóng đặt trong bình khuấy có diện tích bề mặt $F_H = 0,785 \text{ m}^2$. Chất lỏng nóng là dầu chuyển động trong ống xoắn. Hệ số truyền nhiệt từ dầu tới hỗn hợp $k = 1000 \text{ W/m}^2\text{K}$. Bắt đầu từ nhiệt độ $t_p = 17^\circ\text{C}$, phản ứng được tạo thành trong hỗn hợp. Lượng nhiệt phản ứng tính đối với một đơn vị khối lượng và 1 đơn vị thời gian w chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ

$$w = \begin{cases} 0 & \text{khi } t < t_p, \text{ w/kg} \\ 0,88 (t - t_p) & \text{khi } t \geq t_p \end{cases}$$

Nhiệt độ môi trường xung quanh $t_u = 30^\circ\text{C}$. Hệ số truyền nhiệt giữa chất lỏng và môi trường $k_u = 40 \text{ W/m}^2\text{K}$. Lưu lượng khối lượng của dầu chảy qua ống $M_d = 9 \text{ kg/s}$, $c_{pd} = 3,5 \text{ kJ/kgK}$, nhiệt độ của dầu $t_d = 92^\circ\text{C}$.

a) Xác định :

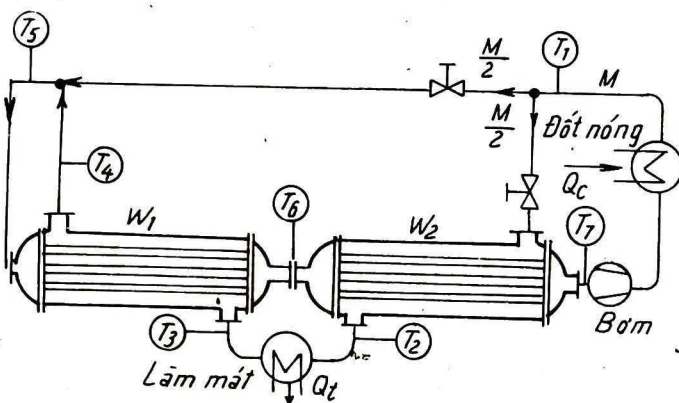
$$\text{NTU} = \frac{kE}{MC_p} \text{ đối với dầu, giá trị đó nói lên điều gì ?}$$

b) Sau bao nhiêu lâu thì hỗn hợp được nung nóng lên tới nhiệt độ $t = 77^\circ\text{C}$.

c) Hỗn hợp có thể đạt được nhiệt độ cực đại bằng bao nhiêu ở trong bình gia nhiệt kiểu khuấy này. Giả thiết rằng hỗn hợp luôn luôn được xáo trộn lí tưởng và biến thiên entanpi của thép làm thiết bị có thể bỏ qua.

9-26. Một thiết bị ngưng tụ kiểu chùm ống đặt đứng gồm 10 ống với chiều dài mỗi ống $l = 1 \text{ m}$ và đường kính ống $d_2/d_1 = 16/12 \text{ mm}$. Nước làm mát chảy vào ống có nhiệt độ $t'_2 = 10^\circ\text{C}$ và nhiệt độ nước khi ra khỏi ống là 15°C . Tính tốc độ nước làm mát chuyển động trong ống nếu mỗi giờ có 40kg hơi bão hòa khô được ngưng tụ ở áp suất $p = 0,074 \text{ bar}$.

9-27. Để xác định sự truyền nhiệt trong hai thiết bị trao đổi nhiệt ngược chiều W_1 và W_2 có $(k_1F_1 = k_2F_2)$, xem hình 9-27 :



Hình 9-27

Trên hình 9-27 vị trí các điểm đo nhiệt độ được kí hiệu từ T_1 đến T_7 . Dòng M bị phân thành hai dòng bằng nhau sau T_1 và nhập lại làm một trước T_5 . Giá trị T_5 đo được là 75°C . Giá trị nhiệt độ lớn nhất của môi chất trong hệ thống là 100°C và giá trị nhỏ nhất là 0°C . Bỏ qua tổn thất nhiệt của hệ thống.

a) Vẽ phân bố nhiệt độ của môi chất trong hệ thống ở trạng thái ổn định (phân bố định tính) ;

b) Tính nhiệt độ T_4 và T_6 ;

c) Xác định hiệu suất của dòng đi phía ngoài trong thiết bị W_2 ;

d) Xác định các đại lượng :

$$\frac{Q_c}{M.C_p} \text{ và } \frac{Q_t}{M.C_p}$$

e) Xác định tỉ số lượng nhiệt truyền trong hai thiết bị :

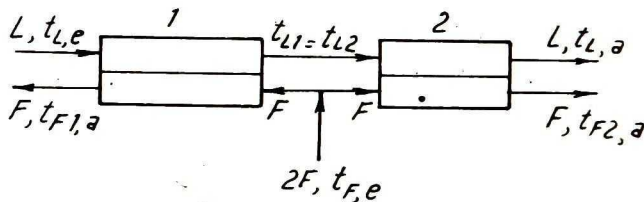
$$\frac{Q_1}{Q_2}$$

9-28. Hệ thống gồm 2 thiết bị trao đổi nhiệt (1 và 2) được trình bày trên hình 9-28 có các thông số sau :

$$t_{F,e} = 10^\circ\text{C} ; t_{F1,a} = 60^\circ\text{C}, t_{F2,a} = 25^\circ\text{C} ; t_{L,e} = 100^\circ ; t_{L1} = 50^\circ\text{C}.$$

a) Tỉ lệ lưu lượng khối lượng của hai dòng $\frac{L}{F}$ bằng bao nhiêu ở trong mỗi thiết bị trao đổi nhiệt ?

b) Xác định $t_{L,a}$ và vẽ phân bố nhiệt độ trong 2 thiết bị ;



Hình 9-28

c) Tính $NTU_{L1} = \frac{kF_1}{C_{L.L}}$ và $NTU_{L2} = \frac{kF_2}{C_{L.L}}$;

d) Giá trị NTU_L của thiết bị trao đổi nhiệt ngược chiều sẽ bằng bao nhiêu khi cho hoạt động ở các thông số : lưu lượng khối lượng ở các dòng là L và $2F$ và nhiệt độ vào thiết bị của chúng là $t_{L,e}$ và $t_{F,e}$ và nhiệt độ của dòng L ra khỏi thiết bị $t_{L,a}$ đạt giá trị tính toán ở câu b.

Giả thiết $C_L = C_F$; $k = \text{const}$ và bỏ qua mất mát nhiệt.

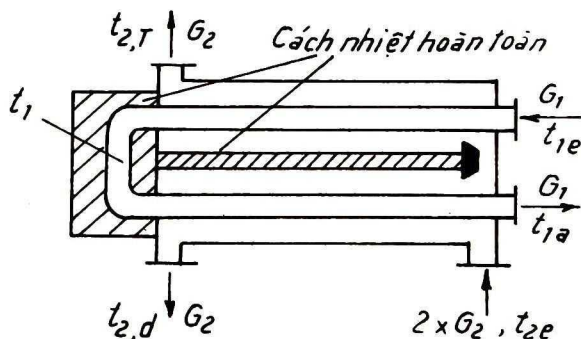
9-29. Chất lỏng lạnh được nung nóng từ nhiệt độ 20°C lên 65°C bằng một chất lỏng nóng có nhiệt độ 120°C và có nhiệt dung toàn phần bằng nhiệt dung toàn phần của chất lỏng lạnh ($C_1 = C_2$).

a) Tính tỉ lệ diện tích truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt cùng chiều và thiết bị trao đổi nhiệt hoạt động theo sơ đồ giao nhau so với thiết bị ngược chiều :

$$\frac{F_{cc}}{F_{nc}} \text{ và } \frac{F_{GN}}{F_{nc}}$$

b) Vẽ phân bố nhiệt độ của các dòng môi chất trong thiết bị cùng chiều và thiết bị ngược chiều trên cùng một đồ thị $t - F$.

9-30. Để nung nóng dòng nước có lưu lượng $G_2 = 500 \text{ kg/h}$ từ nhiệt độ $t'_2 = 20^\circ\text{C}$ người ta sử dụng thiết bị trao đổi nhiệt kiểu chùm ống có diện tích truyền nhiệt $F = 2,5 \text{ m}^2$ và hệ số truyền nhiệt $k = 320 \text{ W/m}^2\text{K}$ - Chất lỏng nóng là nước thải có lưu lượng $G_1 = 1000 \text{ kg/h}$ và nhiệt độ vào thiết bị $t'_1 = 80^\circ\text{C}$. Có thể đun nóng nước đến nhiệt độ cực đại bằng bao nhiêu, ($t''_{2\max}$).



Hình 9-31

9-31. Trong 1 thiết bị trao đổi nhiệt (Hình 9-31) chất lỏng nóng có lưu lượng G_1 được làm nguội từ nhiệt độ

$t_{1c} = 85^\circ$ xuống ít nhất là tới 65°C nhờ một chất lỏng lạnh có lưu lượng $2G_2$, chuyển động vừa cùng chiều vừa ngược chiều với chất lỏng nóng. Nhiệt độ của chất lỏng lạnh tại cửa vào là $t_{2e} = 12^\circ\text{C}$. Biết nhiệt dung toàn phần $G_1 C_{p1} = G_2 C_{p2}$ và số đơn vị truyền của phần thiết bị cùng chiều

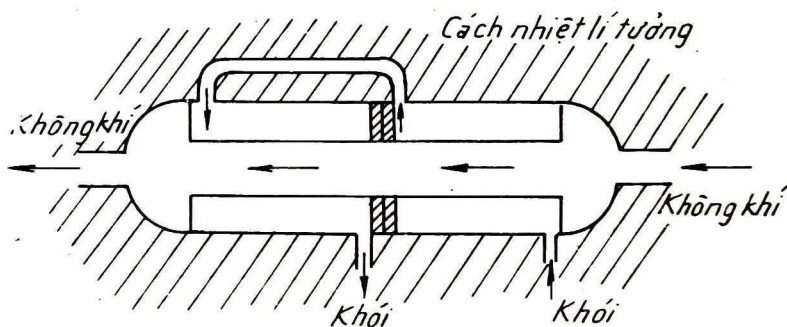
$$NTU_1 = \frac{k.F}{G_1.C_{p1}} = 0,22$$

a) Vẽ (1 cách định tính) phân bố nhiệt độ của các dòng chất lỏng trong hai phần thiết bị.

b) Xác định nhiệt độ trung gian t_1 và giá trị nhiệt độ của các chất lỏng khi ra khỏi thiết bị : t_{1a} , t_{2d} , t_{2T} .

Khi tính toán có thể xem hệ số truyền nhiệt ở hai phần thiết bị là như nhau và tổn thất nhiệt ra môi trường bên ngoài là không đáng kể.

9-32. Để đốt nóng không khí bằng khói thải ta sử dụng 1 thiết bị trao đổi nhiệt có cấu tạo được trình bày trên hình 9-32. Nhằm không chế nhiệt độ bề mặt của thiết bị trao đổi nhiệt không vượt quá nhiệt độ cực đại cho phép, ở phần đầu của thiết bị khói thải và không khí được bố trí chuyển động cùng chiều, còn ở phần cuối khói chuyển động ngược chiều với không khí.



Hình 9-32

a) Tính nhiệt độ của khí và không khí khi ra khỏi thiết bị và vẽ phân bố nhiệt độ của chúng trên bề mặt thiết bị, khi phần bị

hoạt động theo sơ đồ ngược chiều có chiều dài bằng chiều dài của phần hoạt động theo sơ đồ cùng chiều.

b) Ở vị trí nào của thiết bị nhiệt độ của bề mặt vật liệu đạt giá trị cực đại và hãy tính giá trị đó, nếu nhiệt độ vật liệu được xem một cách gần đúng bằng trung bình cộng của nhiệt độ khối và nhiệt độ không khí tại cùng một mặt cắt.

c) Nhiệt độ cực đại của vật liệu thay đổi như thế nào khi phần thiết bị hoạt động theo sơ đồ cùng chiều có chiều dài chỉ bằng một phần năm chiều dài của toàn thiết bị.

Cho biết :

Nhiệt độ khí vào thiết bị $t'_{kk} = 50^{\circ}\text{C}$

Số các đơn vị truyền tổng cộng của không khí $\text{NTU}_{kk} = \frac{kF}{G_{kk} C_{pkk}} = 4$

Nhiệt độ của khối khí ra khỏi thiết bị $t''_k = 800^{\circ}\text{C}$

Số đơn vị truyền tổng cộng của khối $\text{NTU}_{kk} = \frac{kF}{G_k C_{pk}} = 2,4$

Hệ số truyền nhiệt được xem là không đổi trên toàn bộ bề mặt của thiết bị trao đổi nhiệt.

C - ĐÁP SỐ VÀ HƯỚNG DẪN

9-1. ĐS : $q = 28,3 \text{ W/m}^2$

9-2. ĐS : $q = 80900 \text{ W/m}^2$; $t_{w1} = 304^{\circ}\text{C}$, $t_{w2} = 278^{\circ}\text{C}$

9-3. ĐS : $R = 0,042 \text{ m}^2\text{K/W}$; $K = 17,24 \text{ W/m}^2\text{K}$; $Q = 1387\text{W}$;
 $t_{w2} = -129,5^{\circ}\text{C}$; $t_{w1} = -19,3^{\circ}\text{C}$

9-4. ĐS : $q = 1150 \text{ W/m}^2$; $t_{w1} = 440^{\circ}\text{C}$

9-5. ĐS : $q = 243 \text{ W/m}^2$

9-6. ĐS : $F = 4 \text{ m}^2$

9-7. ĐS : a) $\tau_1 = 79 \text{ s}$; b) $\tau_2 = 233 \text{ s}$; $\tau_3 = 21,9\text{s}$

9-8. ĐS : $t_{\infty} = 14,81^{\circ}\text{C}$.

9-9. ĐS : $I = 7,76\text{m}$.

9-10. ĐS : $d_{\max} = 0,406 \text{ mm}$.

9-11. ĐS : $q_1 = 2330 \text{ W/m}$.

9-12. ĐS : Đặt nằm ngang $I_{\max 1} = 11,5\text{A}$

Dây đặt đứng $I_{\max 2} = 8,56 \text{ A}$.

9-13. ĐS : $q_1 = 248,24 \text{ W/m}$; $t_{w2} = 42,5^{\circ}\text{C}$.

9-14. ĐS : $Q_o = 2966 \text{ W}$; $\alpha_o = 11,8 \text{ W/m}^2\text{K}$.

Thông số vật lí của hơi gần như không đổi.

9-15. ĐS : Khi có cánh $q_1 = 4620 \text{ W/m}^2$.

Khi không làm cánh $q'_e = 570 \text{ W/m}^2$.

9-16. ĐS : $t_{w1} = 48,5^{\circ}\text{C}$.

9-17. ĐS : a) $\bar{\Delta}t_{th} = 104 \text{ K}$; b) $\bar{\Delta}t_{ng} = 149 \text{ K}$; c) $\bar{\Delta}t_c = 134 \text{ K}$.

9-18. ĐS : $F_{th} = 0,24 \text{ m}^2$; $F_{ng} = 0,22 \text{ m}^2$.

9-19. ĐS : $F_{ng} = 1,22 \text{ m}^2$; $F_{th} = 2,47 \text{ m}^2$.

$n_{ng} = 7$; $n_{th} = 14$

9-20. ĐS : Độ chênh nhiệt độ trung bình :

$$\bar{\Delta}t = \Delta t_{ng} \varepsilon_{\Delta t}$$

$$\bar{\Delta}t_{ng} = \frac{(160 - 20) - (345 - 250)}{\ln \frac{160 - 20}{345 - 250}} = 115 \text{ K}$$

$$R = \frac{t'_{f1} - t'_{f1}}{t''_{f2} - t'_{f2}} = \frac{345 - 160}{250 - 20} = 0,80$$

$$p = \frac{t''_{f2} - t'_{f2}}{t'_{f1} - t'_{f2}} = \frac{250 - 20}{345 - 20} = 0,71$$

Tra đồ thị $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$ được $\varepsilon_{\Delta t} = 0,9$.

Do đó $\overline{\Delta t} = 0,9.115 = 104,5 \text{ K}$.

Diện tích thực tế khối chuyển động qua :

$$F_1 = n \frac{\pi d_1^2}{4} = 2079 \frac{3,14}{4} \cdot (50 \cdot 10^{-3})^2 \approx 4,1 \text{ m}^2.$$

Tốc độ trung bình của khối : $\omega_1 = \frac{V_1}{F_1} = \frac{35}{4,1} = 8,5 \text{ m/s}$.

Nhiệt độ trung bình của khối :

$$t_{f1} = \frac{1}{2}(345 + 160) = 252,5^\circ\text{C}$$

Căn cứ theo nhiệt độ này tra được các thông số vật lý của khối :

$$\nu_{f1} = 39,3 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} ; \lambda_{f1} = 4,44 \cdot 10^{-2} \text{ K/mK} ;$$

$$\text{Pr}_{f1} = 0,660$$

Đối với khối ta có :

$$\text{Re}_{f1} = \frac{\omega_1 d_1}{\nu_{f1}} = \frac{8,5 \cdot 50 \cdot 10^{-3}}{39,3 \cdot 10^{-6}} = 10800.$$

$$\text{Nu}_{f1} = 0,021 \text{Re}_{f1}^{0,8} \text{Pr}_{f1}^{0,43} = 0,021(10800)^{0,8} (0,660)^{0,43} \approx 29,4.$$

$$\alpha_1 = \frac{29,4 \cdot 4,44 \cdot 10^{-2}}{50 \cdot 10^{-3}} = 26 \text{ W/m}^2\text{K}.$$

Diện tích dòng không khí chuyển động :

$$F_2 = l(b - n_1 d_2) = (5,4 - 77 \cdot 0,053)l = 1,32 l, \text{ m}^2$$

Tốc độ trung bình của dòng khí :

$$\omega_2 = \frac{V_2}{F_e} = \frac{23}{1,32 l} = \frac{17,4}{l}$$

Nhiệt độ trung bình của dòng không khí :

$$t_{f2} = \frac{1}{2}(250 + 20) = 135^\circ\text{C}$$

Thông số vật lý của không khí tương ứng với t_{f2} là :

$$\lambda = 3,46.10^{-2} \text{ W/mK} ; \nu_{f2} = 27,20.10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} ; \text{Pr}_{f2} = 0,685$$

$$\text{Re}_{f2} = \frac{\omega_1 d_2}{\nu_{fe}} = \frac{53.10^{-3}}{27,2.10^{-6}} \cdot \frac{17,4}{1} = \frac{34200}{1}$$

Khi dòng không khí chuyển động ngang qua chùm ống trị số

$$\text{Nu}_{f2} \text{ bằng : } \text{Nu}_{f2} = \alpha_{tb} \text{Re}_{f2}^n$$

Đối với chùm ống bố trí so le trong trường hợp này ta có $n = 0,6$ và $C = 0,37$

$$\begin{aligned} \alpha_{tb} &= \frac{1}{n_2} \sum_1^{n_2} \alpha = \frac{1}{27}(\alpha_1 + \alpha_2 + 25\alpha_3) \\ &= \frac{1}{27}(0,6 + 0,7 + 25)\alpha_3 = 0,975 \alpha_3 \end{aligned}$$

$$\text{Nu}_{f2} = 0,37 \cdot 0,975 \left(\frac{34200}{1} \right)^{0,6} = \frac{186}{1}$$

$$\alpha_2 = \frac{186 \cdot 3,46.10^{-2}}{1^{0,6} \cdot 53.10^{-3}} = \frac{122}{1^{0,6}}$$

Hệ số truyền nhiệt của thiết bị :

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{26} + \frac{1,5.10^{-3}}{46,5} + \frac{1}{\frac{122}{1^{0,6}}}} = \frac{122}{4,7 + 1^{0,6}}$$

$$Q = kF\Delta t ; F = 2\pi d_{tb} \cdot n \cdot l \text{ là diện tích tỏa nhiệt}$$

$$Q = 2\pi d_{tb} n l k \Delta t (*)$$

$$Q = [C_{p2} \rho_2 V_2 (\delta t_2)] 10^3 =$$

$$[1,012 \cdot 0,865 \cdot 23 \cdot 230] 10^3 = 4,60.10^6 \text{ W}$$

Ở đây $C_{p2} = 1,012 \cdot 10^3 \text{ J/kgK}$; $\rho_2 = 0,865 \text{ kg/m}^3$

Thay C_{p2} và p_2 vào công thức (*) ta được

$$4,60 \cdot 10^6 = \frac{2,3,14 \cdot 51,5 \cdot 10^3 \cdot 20791 \cdot 122 \cdot 104,5}{4,7 + l^{0,6}}$$

$$l^{0,6} = 1,861 - 4,7$$

Giải phương trình siêu việt này bằng phương pháp đồ thị.

Giao điểm của hai đường cong $f_1(l) = l^{0,6}$ và $f_2(l) = 1,861 - 4,7$ cho ta tìm được l ; $l = 3,72 \text{ m}$; $F = 2560 \text{ m}^2$.

9-21. ĐS : $F = 46,8 \text{ m}^2$

9-22. ĐS : $F = 530 \text{ m}^2$

9-23. ĐS : a) $M_{w,\min} = 238 \text{ kg/h}$; b) $F = 2,289 \text{ m}^2$

c) $\tau = 4644 \text{ s}$

9-24. ĐS : a) $\Delta T = 50 \text{ K}$; b) $t_{M3} = 950^\circ\text{C}$; c) $t_{L1} = 32,5^\circ\text{C}$;

$t_{L2} = 82,5^\circ\text{C}$

d) $F_R = 6,759 \text{ m}^2$; $F_{nc} = 16,80 \text{ m}^2$

9-25. ĐS : a) $NTU = 0,025$; $NTU \ll 1 \rightarrow t_{d'} \approx t_{d''} \approx t_d$

b) $\tau = 1499 \text{ s}$; c) $t_{\max} = 142,1^\circ\text{C}$

9-26. ĐS : $\omega = 1,14 \text{ m/s}$

9-27. ĐS : b) $t_4 = 50^\circ\text{C}$; $t_6 = 50^\circ\text{C}$

c) $\varepsilon = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_6} = \frac{T_4 - T_3}{T_5 - T_3} = \frac{2}{3}$

d) $\frac{Q_c}{M \cdot C_p} = \frac{Q_t}{M \cdot C_p} = 33,3 \text{ K}$

e) $Q_1/Q_2 = 1,5$

9-28. ĐS : a) $(L/F)_1 = (L/F)_2 = 1$

b) $t_{L1a} = 35^\circ\text{C}$;

c) $NTU_{L1} = 1,25$; $NTU_{L2} = 0,69$

d) $NTU_{L2} = 1,67$

9-29. ĐS : a) $\frac{F_{cc}}{F_{nc}} = 1,408$; $\frac{F_{GN}}{F_{nc}} = 1,085$

9-30. ĐS : $t''_2 = 60^\circ\text{C}$

9-31. ĐS : b) $t_1 = 72^\circ\text{C}$; $t_{1a} = 61,2^\circ\text{C}$; $t_{2T} = 25^\circ\text{C}$; $t_{2d} = 22,8^\circ\text{C}$

9-32. ĐS : a) $t''_{kk} = 522,7^\circ\text{C}$, $t_k = 516,4^\circ\text{C}$.

b) Nhiệt độ cực đại ở cuối phần thiết bị ngược chiều,

$$t_{w,max} = 526,5^\circ\text{C}$$

c) $t_{w,max} = 583,1^\circ\text{C}$.

PHỤ LỤC

Bảng 1

Tích phân xác suất

$$\text{erfz} = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z \exp(-\xi^2) d\xi$$

z	erfz	z	erfz	z	erfz	z	erfz
0,00	0,00000	0,64	0,63459	1,28	0,92978	1,92	0,99338
0,02	0,02256	0,66	0,64938	1,30	0,93401	1,94	0,99392
0,04	0,04511	0,68	0,66378	1,32	0,93807	1,96	0,99443
0,06	0,06762	0,70	0,67780	1,34	0,94191	1,98	0,99489
0,08	0,09008	0,72	0,69143	1,36	0,94556	2,00	0,99532
0,10	0,11246	0,74	0,70468	1,38	0,94902	2,05	0,99626
0,12	0,13476	0,76	0,71754	1,40	0,95229	2,10	0,99702
0,14	0,15696	0,78	0,73001	1,42	0,95538	2,15	0,99764
0,16	0,17901	0,80	0,74210	1,44	0,95830	2,20	0,99814
0,18	0,20094	0,82	0,75381	1,46	0,96105	2,25	0,99854
0,20	0,22270	0,84	0,76514	1,48	0,96365	2,30	0,99886
0,22	0,24430	0,86	0,77610	1,50	0,96611	2,35	0,99911
0,24	0,26570	0,88	0,78669	1,52	0,96841	2,40	0,99915
0,26	0,28690	0,90	0,79691	1,54	0,97059	2,46	0,9994966
0,28	0,30788	0,92	0,80677	1,56	0,97263	2,48	0,9995472
0,30	0,32863	0,94	0,81627	1,58	0,97455	2,50	0,9995930
0,32	0,34913	0,96	0,82542	1,60	0,97635	2,55	0,9996893
0,34	0,36936	0,98	0,83423	1,62	0,97804	2,60	0,9997640
0,36	0,38933	1,00	0,84270	1,64	0,97962	2,65	0,9998213
0,38	0,30901	1,02	0,85084	1,66	0,98110	2,70	0,9998657
0,40	0,42839	1,04	0,85865	1,68	0,98249	2,75	0,9998994
0,42	0,44747	1,06	0,86614	1,70	0,98379	0,80	0,9999250
0,44	0,46623	1,08	0,87333	1,72	0,98500	2,85	0,999943
0,46	0,48466	1,10	0,88020	1,74	0,98613	2,90	0,9999589
0,48	0,50275	1,12	0,88679	1,76	0,98719	2,95	0,9999698
0,50	0,52050	1,14	0,89308	1,78	0,98817	3,00	0,9999779
0,52	0,53790	1,16	0,89910	1,80	0,98909	3,20	0,9999939
0,54	0,55494	1,18	0,90484	1,82	0,98994	3,40	0,9999985
0,56	0,57162	1,20	0,91031	1,84	0,99074	3,60	0,9999996
0,58	0,58792	1,22	0,91553	1,86	0,99147	3,80	0,9999999
0,60	0,60386	1,24	0,92051	1,88	0,99216	∞	1,0000000
0,62	0,61941	1,26	0,92524	1,90	0,99279	-	-

Bảng 2

**Tính chất nhiệt vật lí của không khí khô ở
p = 760 mmHg**

t, °C	ρ , kg/m ³	cp, PkJ/kg.K	$\lambda.10^2$ W/m.K	$\alpha.10^6$ m ² /s	$\mu.10^6$ N.s/m ²	$\nu.10^6$ 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	1,013	2,20	14.9	15,7	10.80	0.723
-20	1.395	1.009	2,28	16.2	16,2	12.79	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	20,0	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	2.7	22.9	18,6	16.00	0,701
40	1.128	1.005	2,76	24.3	19,1	16.96	0,699
50	1.093	1.005	2,83	25.7	19,6	17.95	0,698
60	1.060	1.005	2,90	27.2	20,1	18.97	0,696
70	1.029	1.009	2,96	28.6	20,6	20.02	0,694
80	1.000	1,009	3,05	30.2	21,1	21.09	0,692
90	0.972	1,009	3.13	31.9	21,5	22.10	0,690
100	0.946	1,009	3,21	33.6	21,9	23.13	0,688
120	0.898	1,009	3,34	36.8	22,8	25.45	0,686
140	0.854	1,013	3.49	40.3	23,7	27.80	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	26,0	34.85	0,680
250	0.674	1.038	4.27	61.0	27,4	40.61	0,677
300	0.615	1.047	4.60	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	33,0	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	49,0	177.1	0.719
1100	0.257	1,197	8.05	276.2	51,2	199.3	0.722

Bảng 3

Tính chất nhiệt vật lý của nước trên đường bão hòa

t°, C	$p \times 10^{-5}$ Pa	ρ , kg/m ³	i , kJ/kg	c_p , kJ/kg.K	$\lambda \times 10^2$ W/mK	$\alpha \times 10^8$ m ² /s	$\mu \times 10^6$ N.s/m ²	$\nu \times 10^6$ m ² /s	$\beta \times 10^4$ 1/K	$\sigma \times 10^4$ N/m	Pr
0	1.013	999,9	0	4,212	55,1	13,1	1788	1.789	-0,63	756,	13,67
10	1.013	999,7	42,04	4,191	57,4	13,7	1306	1,306	+0,70	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	983,1	251,1	4,179	65,9	16,0	469,9	0,478	5,11	662,2	2,98
70	1.013	977,8	293,0	4,187	66,8	16,3	406,1	0,415	5,70	643,5	2,55
80	1.013	971,8	355,0	4,195	67,4	16,6	355,1	0,365	6,32	625,9	2,21
90	1.013	958,4	419,1	4,220	68,3	16,9	282,5	0,295	7,52	588,6	1,75
100	1.013	958,4	419,1	4,220	68,3	16,9	282,5	0,295	7,52	588,6	1,75
110	1,43	951,0	461,4	4,233	68,5	17,0	259,0	0,272	8,08	569,0	1,60
120	1,98	943,1	503,7	4,250	68,6	17,1	237,4	0,252	8,64	548,4	1,47
130	2,70	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	917,0	632,2	4,313	68,4	17,3	186,4	0,203	10,3	486,6	1,17
160	6,18	907,0	675,4	4,346	68,3	17,3	173,6	0,191	10,7	466,0	1,10
170	7,92	897,3	719,3	4,380	67,9	17,3	162,8	0,181	11,3	443,3	1,05
180	10,03	886,9	763,3	4,417	67,4	17,2	153,0	0,173	11,9	422,8	1,00
190	12,55	876,0	807,8	4,459	67,0	17,1	144,2	0,165	12,6	400,2	0,96
200	15,55	863,0	852,5	4,505	66,3	17,0	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	23,20	840,3	943,7	4,614	64,5	16,6	124,6	0,148	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	0,88
240	33,48	813,6	1037,5	4,756	62,8	16,2	114,8	0,141	16,8	285,5	0,87
250	39,78	799,0	1085,7	4,844	61,8	15,9	109,9	0,137	18,1	261,9	0,86
260	46,94	784,0	1135,7	4,949	60,5	15,6	105,9	0,135	19,7	237,4	0,87
270	55,05	767,9	1185,7	5,070	59,0	15,1	102,0	0,133	21,6	214,8	0,88
280	64,19	750,7	1236,8	5,230	57,4	14,6	98,1	0,131	23,7	181,3	0,90
290	74,45	732,3	1290,0	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	54,0	13,2	91,2	0,128	29,2	144,2	0,97
310	98,70	691,1	1402,2	6,071	52,3	12,5	88,3	0,128	32,9	120,7	1,03
320	112,90	667,1	1462,1	6,574	50,6	11,5	85,3	0,128	38,2	98,10	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
340	146,08	610,1	1594,8	8,165	45,7	9,17	77,5	0,127	53,4	56,70	1,39
350	165,37	574,4	1671,4	9,504	43,0	7,88	72,6	0,126	66,8	38,16	1,60
360	186,74	528,0	1761,5	13,984	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	4,709	6,79

Bảng 4**Tính chất nhiệt vật lí của khối**

($B = 760 \text{ mmHg} \approx 1,01 \times 10^5 \text{ Pa}$; $\bar{P}_{\text{CO}_2} = 0,13$; $\bar{P}_{\text{H}_2\text{O}} = 0,11$;

$\bar{P}_{\text{N}_2} = 0,76$)[A. 1]

t. °C	p. kg/m ³	c _p kJ/kgK	$\lambda \times 10^3$, $\frac{\text{W}}{\text{mK}}$	$\alpha \times 10^6$, m ² /s	$\mu \times 10^6$, Pa.s	$\nu \times 10^6$, m ² /s	Pr
0	1.295	1,042	2.28	16.9	15.8	12.20	0.72
100	0.950	1,068	3.13	30.8	20.4	21.54	0.69
200	0.748	1,097	4.01	48.9	24.5	32.80	0.67
300	0.617	1,122	4.84	69.9	28.2	45.81	0.65
400	0.525	1,151	5.70	94.3	31.7	60.38	0.64
500	0.457	1,185	6.56	121.1	34.8	76.30	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	112.1	0.61
800	0.330	1.264	9.15	219.7	43.4	131.8	0.60
900	0.301	1.290	10.0	258.0	45.9	152.5	0.59
1000	0.275	1.306	10.90	303.4	48.4	174.3	0.58
1100	0.257	1.323	11.75	345.5	50.7	197.1	0.57
1200	0.240	1.340	12.62	392.4	53.0	221.0	0.56

Bảng 5**Tính chất nhiệt vật lí của dầu máy biến áp**

t. °C	p. kg/m ³	c _p , kJ/kg.K	λ , W/m.K	$\mu \times 10^4$, Pa.s	$\nu \times 10^6$, m ² /s	$\alpha \times 10^6$, m ² /s	$\beta \times 10^4$, K ⁻¹	Pr
0.0	892.5	1,549	0.1123	629.8	70.5	8.14	6.80	866
10	886.4	1,620	0.1115	335.5	37.9	7.83	6.85	484
20	880.3	1,666	0.1106	198.2	22.5	7.56	6.90	298
30	874.2	1,729	0.1098	128.5	14.7	7.28	6.95	202
40	868.2	1,788	0.1090	89.4	10.3	7.03	7.00	145
50	862.1	1.846	0.1082	65.3	7.58	6.80	7.05	111
60	856.0	1.905	0.1072	49.5	5.78	6.58	7.10	87.8
70	850.0	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	7.20	59.3
90	837.8	2,085	0.1047	25.4	3.03	6.00	7.25	50.5
100	831.8	2,144	0.1038	21.3	2.56	5.83	7.30	43.9
110	825.7	2,202	0.1030	18.1	2.20	5.67	7.35	38.8
120	819.6	2.261	0.1022	15.7	1.92	5.50	7.40	34.9

Bảng 6

Nhiệt dung riêng hằng số

Khí	kcal/mol, độ		kJ/kmol, độ	
	μC_v	μC_p	μC_v	μC_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

Bảng 7

Nhiệt dung riêng trung bình phụ thuộc vào nhiệt độ (trong khoảng $0^\circ \div 1500^\circ\text{C}$)

Khí	Nhiệt dung riêng khối lượng kJ/kg, độ	Nhiệt dung riêng thể tích kJ / m _{tc} ³ , độ
O ₂	$C_{ptb} = 0,9203 + 0,0001065t$ $C_{vtb} = 0,6603 + 0,0001065t$	$C'_{ptb} = 1,3138 + 0,0001577t$ $C'_{vtb} = 0,9429 + 0,0001577t$
N ₂	$C_{ptb} = 1,024 + 0,00008855t$ $C_{vtb} = 0,7272 + 0,00008855t$	$C'_{ptb} = 1,2799 + 0,0001107t$ $C'_{vtb} = 0,9089 + 0,0001107t$
Không khí	$C_{ptb} = 0,9956 + 0,00009299t$ $C_{vtb} = 0,7088 + 0,00009299t$	$C'_{ptb} = 1,2866 + 0,0001201t$ $C'_{vtb} = 0,9757 + 0,0001201t$
H ₂ O	$C_{ptb} = 1,833 + 0,0003111t$ $C_{vtb} = 1,3716 + 0,0003111t$	$C'_{ptb} = 1,4733 + 0,0002498t$ $C'_{vtb} = 1,1024 + 0,0002498t$
CO ₂	$C_{ptb} = 0,8654 + 0,0002443t$ $C_{vtb} = 0,6754 + 0,0002443t$	$C'_{ptb} = 1,6990 + 0,0004798t$ $C'_{vtb} = 1,3281 + 0,0004798t$
CO	$C_{ptb} = 1,035 + 0,00009681t$ $C_{vtb} = 0,7331 + 0,00009681t$	$C'_{ptb} = 1,291 + 0,000121t$ $C'_{vtb} = 0,9173 + 0,000121t$

Nhiệt dung riêng của ôxy

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
t°C	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	29,274	20,959	29,274	20,959	0,9148	0,6548	1,3059	0,0349
100	29,877	21,562	29,538	21,223	0,9232	0,6632	1,3176	0,9466
200	30,815	22,500	29,931	21,616	0,9353	0,6753	1,3352	0,9642
300	31,832	23,517	30,400	22,085	0,9500	0,6900	1,3561	0,9852
400	32,758	24,443	30,878	22,563	0,9651	0,7051	1,3775	1,0065
500	33,549	25,234	31,334	23,019	0,9793	0,7193	1,3980	1,0270
600	34,202	25,887	31,761	23,446	0,9927	0,7327	1,4168	1,0459
700	34,746	26,431	32,150	23,835	1,0018	0,7448	1,4344	1,0634
800	35,203	26,888	32,502	24,187	1,0157	0,7557	1,4499	1,0789
900	35,584	27,269	32,825	24,510	1,0258	0,7658	1,4645	1,0936
1000	35,914	27,599	33,118	24,803	1,0350	0,7750	1,4775	1,1066
1100	36,216	27,901	33,386	25,071	1,0434	0,7834	1,4892	1,1183
1200	36,488	28,173	33,633	25,318	1,0509	0,7913	1,5005	1,1296
1300	36,752	28,437	33,863	25,548	1,0580	0,7984	1,5106	1,1396
1400	36,999	28,684	34,076	25,761	1,0647	0,8051	1,5202	1,1493
1500	37,242	28,927	34,282	25,967	1,0714	0,8114	1,5294	1,1585
1600	37,480	29,165	34,474	26,159	1,0773	0,8173	1,5378	1,1669
1700	37,715	29,400	34,658	26,343	1,0831	0,8231	1,5462	1,1752
1800	37,945	29,630	34,834	26,519	1,0886	0,8286	1,5541	1,1832
1900	38,175	29,860	35,006	26,691	1,0940	0,8340	1,5617	1,1907
2000	38,406	30,091	35,169	26,854	1,0990	0,8390	1,5692	1,1978
2100	38,636	30,321	35,328	27,013	1,1041	0,8441	1,5758	1,2050
2200	38,858	30,543	35,483	27,168	1,1087	0,8491	1,5830	1,2121
2300	39,080	30,765	35,634	27,319	1,1137	0,8537	1,5897	1,2188
2400	39,293	30,978	35,785	27,470	1,1183	0,8583	1,5964	1,2253
2500	39,502	31,187	35,927	27,612	1,1229	0,8629	1,6027	1,2313
2600	39,708	31,393	36,069	27,754	1,1271	0,8675	1,6090	1,2380
2700	39,909	31,594	36,207	27,892	1,1313	0,8717	1,6153	1,2443

Bảng 9

Nhiệt dung riêng của nitơ

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
t°C	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	29,115	20,80	29,115	20,80	1,0392	0,7423	1,2987	0,9278
100	29,199	20,884	29,144	20,829	1,0404	0,7427	1,3004	0,9295
200	29,471	21,156	29,228	20,913	1,0434	0,7465	1,3038	0,9328
300	29,952	21,637	20,383	21,068	1,0488	0,7519	1,3109	0,9399
400	30,576	22,261	29,601	21,286	1,0567	0,7599	1,3205	0,9496
500	31,250	22,935	29,864	21,549	1,0660	0,7691	1,3322	0,9613
600	31,920	23,605	30,149	21,834	1,0760	0,7792	1,3452	0,9743
700	32,540	24,225	30,451	22,136	1,0869	0,7900	1,3586	0,9877
800	33,101	24,786	30,748	22,433	1,0974	0,8005	1,3716	1,0006
900	33,599	25,284	31,037	22,722	1,1078	0,8110	1,3845	1,0136
1000	34,039	25,724	31,313	22,998	1,1179	0,8210	1,3971	1,0178
1100	34,424	26,109	31,577	23,262	1,1271	0,8301	1,4089	1,0379
1200	34,773	26,448	31,828	23,513	1,1359	0,8395	1,4202	1,0492
1300	35,070	26,745	32,067	23,752	1,1447	0,8478	1,4306	1,0597
1400	35,330	27,005	32,293	23,978	1,1526	0,8558	1,4407	1,0697
1500	35,556	27,231	32,502	24,187	1,1602	0,8633	1,4499	1,0789
1600	35,757	27,432	32,699	24,384	1,1673	0,8704	1,4587	1,0877
1700	35,937	27,612	32,883	24,568	1,1736	0,8771	1,4671	1,0961
1800	36,100	27,775	33,055	24,740	1,1798	0,8830	1,4746	1,1036
1900	36,247	27,922	33,218	24,903	1,1857	0,8889	1,4821	1,1112
2000	36,377	28,052	33,373	25,058	1,1911	0,8943	1,4888	1,1179
2100	36,494	28,169	33,520	25,205	1,1966	0,8997	1,4955	1,1246
2200	36,603	28,278	33,658	25,343	1,2012	0,9048	1,5018	1,1304
2300	36,703	28,378	33,787	25,472	1,2058	0,9094	1,5072	1,1363
2400	36,975	28,470	33,909	25,594	1,2104	0,9136	1,5127	1,1417
2500	36,879	28,554	34,022	25,707	1,2142	0,9177	1,5177	1,1468

Bảng 10

Nhiệt dung riêng của khí CO

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	29,123	20,808	29,123	20,808	1,0396	0,7427	1,2992	0,9282
100	29,262	20,947	29,178	20,863	1,0471	0,7448	1,3071	0,9307
200	29,647	21,332	29,303	20,988	1,0463	0,7494	1,3071	0,9362
300	30,254	21,939	29,517	21,202	1,0538	0,7570	1,3167	0,9458
400	30,974	22,659	29,789	21,474	1,0634	0,7666	1,3289	0,9579
500	31,707	23,392	30,099	21,784	1,0748	0,7775	1,3427	0,9718
600	32,402	24,087	30,425	22,110	1,0861	0,7892	1,3574	0,9864
700	33,025	24,710	30,752	22,437	1,0978	0,8009	1,3720	1,0011
800	33,574	25,259	31,070	22,755	1,1091	0,8122	1,3862	1,0153
900	34,055	25,740	31,376	23,061	1,1200	0,8231	1,3996	1,0287
1000	34,740	26,155	31,665	23,350	1,1304	0,8336	1,4126	1,0417
1100	34,826	26,511	31,937	23,622	1,1401	0,8432	1,4248	1,0538
1200	35,140	26,826	32,192	23,877	1,1493	0,8566	1,4361	1,0651
1300	35,142	27,097	32,427	24,112	1,1577	0,8608	1,4465	1,0756
1400	35,646	27,331	32,653	24,338	1,1656	0,8688	1,4566	1,0856
1500	35,856	27,541	32,858	24,543	1,1731	0,8763	1,4658	1,0948
1600	36,040	27,725	33,051	24,736	1,1798	0,8830	1,4746	1,1036
1700	36,203	27,888	33,231	24,916	1,1865	0,8893	1,4893	1,1116
1800	36,350	28,035	33,042	25,087	1,1924	0,8956	1,4901	1,1191
1900	36,480	28,165	33,561	25,246	1,1983	0,9014	1,4972	1,1262
2000	36,597	28,282	33,708	25,393	1,2033	0,9064	1,5039	1,1329
2100	36,706	28,391	33,850	25,535	1,2083	0,9115	1,5102	1,1392
2200	36,802	28,487	33,980	25,665	1,2129	0,9161	1,5160	1,1451
2300	36,894	28,579	25,791	1,2175	0,9207	1,5215	1,1505	1,5215
2400	36,978	28,663	34,223	25,908	1,2217	0,9249	1,5269	1,1560
2500	37,053	28,738	34,336	26,021	1,2259	0,9291	1,5320	1,1610

Nhiệt dung riêng của hydro (H_2)

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol. kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
t ^o C	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	28,617	20,302	28,617	20,302	14,195	10,071	1,2766	0,9056
100	29,128	20,813	28,935	20,620	14,353	10,228	1,2908	0,9198
200	29,241	20,926	29,073	20,758	14,421	10,297	1,2971	0,9261
300	29,299	20,984	29,123	20,808	14,446	10,322	1,2992	0,9282
400	29,396	21,081	29,186	20,871	14,477	20,353	1,3021	0,9311
500	29,559	21,244	29,249	20,934	14,509	10,384	1,3050	0,9341
600	29,793	21,478	29,316	21,001	14,542	10,417	1,3080	0,9370
700	30,009	21,784	29,408	21,093	14,587	10,463	1,3121	0,9412
800	30,472	22,157	29,517	21,202	14,641	10,517	1,3167	0,9458
900	30,869	22,554	29,647	21,332	14,706	10,581	1,3226	0,9516
1000	31,284	22,969	29,789	21,474	14,776	10,652	1,3289	0,9579
1100	31,723	23,408	29,944	21,629	14,853	10,727	1,3360	0,9650
1200	32,155	23,840	30,107	21,792	14,934	10,809	1,3431	0,9722
1300	32,590	24,275	30,288	21,973	15,023	10,809	1,3511	0,9801
1400	33,000	24,685	30,467	22,152	15,113	10,988	1,3591	0,9881
1500	33,394	25,079	30,647	22,322	15,202	11,077	1,3674	0,9964
1600	33,762	25,447	30,832	22,517	15,294	11,169	1,3754	1,0044
1700	34,114	25,799	31,012	22,697	15,383	11,258	1,3833	1,0124
1800	34,445	26,130	31,192	22,877	15,472	11,347	1,3917	1,0207
1900	34,763	26,448	31,372	23,957	15,561	11,437	1,3996	1,0287
2000	35,056	26,741	31,548	23,233	15,649	11,524	1,4076	1,0366
2100	35,332	27,017	31,723	23,408	15,736	11,611	1,4151	1,0042
2200	35,605	27,290	31,891	23,576	15,819	11,694	1,4227	1,0517
2300	35,852	27,537	32,058	23,743	15,902	11,798	1,4302	1,0593
2400	36,090	27,775	32,222	23,907	15,983	11,858	1,4373	1,0664
2500	36,316	28,001	32,385	24,070	16,064	11,937	1,4449	1,0739
2600	36,530	28,215	32,540	24,225	16,141	12,016	1,4516	1,0806
2700	36,731	28,416	32,691	24,376	16,215	12,091	1,4583	1,0873

Nhiệt dung riêng của khí CO₂

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	35,860	27,545	35,860	27,545	0,8148	0,6259	1,5998	1,2288
100	40,206	31,891	38,112	29,797	0,8658	0,6770	1,7003	1,3293
200	43,689	35,374	40,059	31,744	0,9102	0,7214	1,7873	1,4164
300	46,515	38,200	41,755	33,440	0,9487	0,7599	1,8627	1,4918
400	48,860	40,515	43,250	34,935	0,9826	0,7938	1,9297	1,5587
500	50,815	42,500	44,573	36,258	1,0128	0,8240	1,9887	1,6178
600	52,452	44,137	45,753	37,438	1,0396	0,8508	2,0411	1,6701
700	53,826	45,511	46,813	38,498	1,0639	0,8746	2,0884	1,7174
800	54,977	46,662	47,763	39,448	1,0852	0,8964	2,1311	1,7601
900	55,952	47,637	48,617	40,302	1,1045	0,9157	2,1692	1,7982
1000	56,773	48,458	49,392	41,077	1,1225	0,9332	2,2035	1,8326
1100	57,472	49,157	50,099	41,784	1,1384	0,9496	2,2349	1,8640
1200	58,071	49,756	50,740	42,425	1,1530	0,9638	2,2638	1,8929
1300	58,586	50,271	51,322	43,007	1,1660	0,9772	2,2898	1,9188
1400	59,030	50,715	51,858	43,543	1,1782	0,9893	2,3136	1,9427
1500	59,411	51,096	52,348	44,033	1,1895	1,0006	2,3354	1,9644
1600	59,737	51,422	52,800	44,485	1,1995	1,0107	2,3555	1,9845
1700	60,022	51,707	53,218	44,903	1,2091	1,0203	2,3743	2,0034
1800	60,269	51,954	53,604	45,280	1,2179	1,0291	2,3915	2,0205
1900	60,478	52,163	53,959	45,644	1,2259	1,0371	2,4074	2,0365
2000	60,654	52,339	54,290	45,975	1,2334	1,0446	2,4221	2,0511
2100	60,801	52,486	54,596	46,281	1,2405	1,0517	2,4359	2,0640
2200	60,918	52,603	54,881	46,566	1,2468	1,0580	2,4484	2,0775
2300	61,006	52,691	55,144	46,829	1,2531	1,0639	2,4602	2,0892
2400	61,060	52,745	55,391	47,076	1,2586	1,0697	2,4710	2,1001
2500	61,085	52,770	55,617	47,302	1,2636	1,07481	2,4811	2,1101

Bảng 13

Nhiệt dung riêng của hơi nước (H₂O)

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ _c .K	
t°C	μC _p	μC _v	μC _{ptb}	μC _{vtb}	C _{ptb}	C _{vtb}	C _{ptb}	C _{vtb}
0	33,499	25,184	33,499	25,184	1,8594	1,3980	1,4943	1,1237
100	34,055	25,740	33,741	25,246	1,8728	1,4114	1,5052	1,1342
200	34,964	26,649	34,118	25,803	1,8937	1,4323	1,5223	1,1514
300	36,036	27,721	34,575	26,260	1,9192	1,4574	1,5424	1,1715
400	37,191	28,876	35,090	26,775	1,9477	1,4863	1,5854	1,1945
500	38,406	30,091	35,630	27,315	1,9778	1,5160	1,5897	1,2188
600	39,662	31,347	36,195	27,880	2,0092	1,5474	1,6148	1,2439
700	40,951	32,636	36,789	28,474	2,0419	1,5805	1,6412	1,2703
800	42,249	33,934	37,392	29,077	2,0754	1,6140	1,6680	1,2971
900	43,513	35,198	38,008	29,693	2,1097	1,6483	1,6957	1,3247
1000	44,723	36,408	38,619	30,304	2,1436	1,6823	1,7229	1,3519
1100	45,858	37,543	39,226	30,911	2,1771	1,7158	1,7501	1,3791
1200	46,913	38,598	39,825	31,510	2,2106	1,7488	1,7769	1,4059
1300	47,897	39,582	40,407	32,092	2,2429	1,7815	1,8028	1,4319
1400	48,801	40,486	40,976	32,661	2,2743	1,8129	1,8280	1,4570
1500	49,639	41,324	41,515	33,210	2,3048	1,8434	1,8527	1,4817
1600	50,409	42,094	42,056	33,741	2,3346	1,8728	1,8761	1,5052
1700	51,133	42,818	42,576	34,261	2,3630	1,9016	1,8996	1,5286
1800	51,782	43,467	43,070	34,755	2,3907	1,9293	1,9213	1,5504
1900	52,377	44,062	43,539	35,224	2,4166	1,9552	1,9423	1,5713
2000	52,930	44,615	43,995	35,680	2,4422	1,9804	1,9628	1,5918
2100	53,449	45,134	44,435	36,120	2,4664	2,0051	1,9824	1,6115
2200	53,930	45,615	44,853	36,538	2,4892	2,0281	2,0009	1,6299
2300	54,370	46,055	45,255	36,940	2,5121	2,0503	2,0189	1,6479
2400	54,780	46,465	45,644	37,320	2,5334	2,0720	2,0365	1,6655
2500	55,161	46,846	46,017	37,702	2,5544	2,0926	2,0528	1,6818
2600	55,525	47,210	46,381	38,066	2,5745	2,1131	2,0691	1,6982
2700	55,864	47,549	47,729	38,414	2,5937	2,1323	2,0864	1,7137
2800	56,187	47,872	47,060	38,745	2,6121	2,1508	2,0997	1,7287
2900	56,488	48,173	47,387	39,063	2,6297	2,1683	2,1135	1,7425

Nhiệt dung riêng của không khí

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
t°C	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	29,073	20,758	29,073	20,758	1,0036	0,7164	1,2971	0,926
100	29,266	20,951	29,152	20,838	1,0061	0,7193	1,3004	0,9295
200	29,676	21,361	29,299	20,984	1,0115	0,7243	1,3071	0,9362
300	30,266	21,951	29,521	21,206	1,0191	0,7319	1,3172	0,9462
400	30,949	22,634	29,789	21,474	1,0283	0,7415	1,3289	0,9579
500	31,640	23,325	30,095	21,780	1,0387	0,7519	1,3427	0,9718
600	32,301	23,986	30,405	22,090	1,0496	0,7624	1,3565	0,9856
700	32,900	24,585	30,723	22,408	1,0605	0,7733	1,3708	0,9998
800	33,432	25,117	31,028	22,713	1,0710	0,7842	1,3842	1,0312
900	33,905	25,590	31,321	23,006	1,0815	0,7942	1,3976	1,0362
1000	34,315	26,000	31,598	23,283	1,0907	0,8039	1,4097	1,0387
1100	34,679	26,394	31,862	23,547	1,0999	0,8127	1,4214	1,0505
1200	35,002	26,687	32,109	23,794	1,1082	0,8215	1,4327	1,0618
1300	35,291	26,976	32,343	24,028	1,1166	0,8294	1,4432	1,0722
1400	35,546	27,231	32,565	24,250	1,1242	0,8369	1,4528	1,0819
1500	35,772	27,457	32,774	24,459	1,1313	0,8441	1,4620	1,0911
1600	35,977	27,662	32,967	24,652	1,1380	0,8508	1,4708	1,0999
1700	36,170	27,855	33,151	24,836	1,1443	0,8570	1,4788	1,1078
1800	36,346	28,031	33,319	25,004	1,1501	0,8633	1,4867	1,1158
1900	36,509	28,194	33,482	25,167	1,1560	0,8688	1,4939	1,1229
2000	36,655	28,340	33,541	25,326	1,1610	0,8742	1,5010	1,1296
2100	36,798	28,483	33,787	25,472	1,1664	0,8792	1,5072	1,1363
2200	36,928	28,613	33,926	25,611	1,1710	0,8843	1,5135	1,1426
2300	37,053	28,738	34,060	25,745	1,1757	0,8889	1,5194	1,1484
2400	37,170	28,855	34,185	25,870	1,1803	0,8930	1,5253	1,1543
2500	37,279	28,964	34,307	25,992	1,1804	0,8972	1,5303	1,1593

Nhiệt dung riêng của khí SO₂

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	38,83	30,52	38,85	30,52	0,607	0,477	1,733	1,361
100	42,41	34,08	40,65	32,32	0,636	0,507	1,813	1,440
200	45,55	37,22	42,33	34,00	0,662	0,532	1,888	1,516
300	48,23	39,90	43,88	35,55	0,687	0,557	1,955	1,587
400	50,24	41,91	45,22	36,89	0,708	0,578	2,018	1,645
500	51,71	43,38	46,39	38,06	0,724	0,595	2,068	1,700
600	52,58	44,55	47,35	39,02	0,737	0,607	2,114	1,742
700	53,76	45,43	48,23	39,90	0,754	0,624	2,152	1,779
800	54,43	46,10	48,97	40,61	0,762	0,632	2,181	1,813
900	55,01	46,68	49,61	41,28	0,775	0,645	2,215	1,842
1000	55,43	47,10	50,16	41,83	0,783	0,653	2,236	1,867
1100	55,77	47,44	50,66	42,33	0,791	0,662	2,261	1,888
1200	56,06	47,73	51,08	42,75	0,795	0,666	2,278	1,905

Bảng 16**Nước và hơi nước bão hòa (theo nhiệt độ)**

t, °C	p, 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	0,007819	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	8,7800
20	0,023337	0,0010018	57,84	0,01729	83,90	2537	2454	0,2964	8,6665
25	0,03166	0,0010030	43,40	0,02304	104,8	2547	2442	0,3672	8,5570
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
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	7,6815
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	0,4235	377,0	2659	2282	1,1925	7,4787
95	0,8451	0,0010396	1,982	0,5045	398,0	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	1,210	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	2706	2202	1,5277	7,1298
125	2,3208	0,0010619	0,7704	1,298	525,0	2713	2188	1,5814	7,0777
130	2,7011	0,0010697	0,6683	1,498	546,3	2721	2174	1,6345	7,0272
135	3,130	0,0010747	0,5820	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	2,835	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	0,0022081	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	6,6250
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 16

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
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	6,0363
260	46,94	0,0012755	0,04215	23,72	1135,1	2796	1661	2,8851	6,0013
265	50,87	0,0012886	0,03872	25,83	1160,2	2794	1634	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	0,2774	36,05	1263,1	2773	1510,2	3,1146	5,8205
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	0,00529	0,01417	70,57	1493,6	2084	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	793,5	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	0,00202	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	1,0755

Bảng 17**Nước và hơi nước bão hòa (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 K	s'' , kJ/kg K
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	0,09980	226,1	2599	2373	0,7550	8,007
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
0,7	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
0,9	96,72	0,0010409	1,869	0,5350	405,3	2670	2265	1,2696	7,394
1,00	99,64	0,0010432	1,694	0,5903	417,4	2675	2258	1,3026	7,360
1,1	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
1,3	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	475,4	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	1,023	490,7	2702	2211	1,4943	7,163

Tiếp bảng 17

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 K	s'', kJ/kg K
1.9	118.62	0.0010591	0.9290	1,076	497.9	2704	2206	1.5126	7.145
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	1.441	540.9	2719	2178	1.621	7.040
2.7	129.98	0.0010697	0.6684	1.406	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	1.600	7.003
3.0	133.54	0.0010733	0.6057	1.651	561.4	2725	2164	1.672	6.992
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	2730	2154	1.706	6.961
3.4	137.86	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	6.923
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
4.0	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	0.0010874	0.4227	2.366	619.8	2743	2123	1.812	6.865
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	720.0	2769	2048	2.016	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
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

Tiếp bảng 17

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 K	s''. kJ/kg K
21	214.84	0.0011809	0.09492	10.54	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	6.161
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	6.113
38	247.31	0.0012450	0.05246	19.06	1072.7	2802	1729	2.769	6.091
40	250.33	0.0012520	0.04977	20.00	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	2706	1654	2.898	5.991
50	263.91	0.0012857	0.03944	25.35	1154.4	2794	1640	2.921	5.973
55	269.94	0.0013021	0.03564	28.06	1184.9	2790	1604.6	2.976	5.930
60	275.50	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	1317.0	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	303.32	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	0.001489	0.01598	62.58	1450.2	2705	1255.4	3.430	5.553
120	324.63	0.001527	0.01426	70.13	1491.1	2685	1193.5	3.469	5.492
130	330.81	0.001567	0.01277	78.30	1531.5	2662	1130.8	3.561	5.432
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	0.008382	119.3	1690	2548	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	0.00204	0.00585	170.9	1827	2410	583	4.105	4.928
210	369.79	0.00221	0.00498	200.7	1888	2336	448	4.108	4.803
220	373.7	0.00273	0.00367	272.5	2016	2168	152	4.303	4.591

Bảng 18

Thủy ngân bảo hòa

t	T	p	$v \cdot 10^5$	v''	i'	i''	r	s'	s''
°C	K	bar	m^3/kg		kJ/kg			$kJ/kg \cdot K$	
100	373,15	$3.745 \cdot 10^{-4}$	7.48984	413.0	56.936	360.253	303.317	0.40969	1.22255
110	383,15	$6.247 \cdot 10^{-4}$	7.50337	254.2	58.306	361.289	302.983	0.41331	1.20408
120	393,15	$1.015 \cdot 10^{-3}$	7.51693	153.6	58.674	362.336	302.652	0.41684	1.18665
130	403,15	$1.608 \cdot 10^{-3}$	7.53052	103.9	61.039	363.362	302.323	0.42027	1.17017
140	413,15	$2.491 \cdot 10^{-3}$	7.54415	68.75	62.403	364.397	301.994	0.42361	1.15456
150	423,15	$3.778 \cdot 10^{-3}$	7.55780	46.43	63.765	365.433	301.668	0.42687	1.13978
160	433,15	$5.618 \cdot 10^{-3}$	7.57148	31.96	65.125	366.469	301.344	0.43004	1.12575
170	443,15	$8.204 \cdot 10^{-3}$	7.58520	22.39	66.484	367.504	301.020	0.43314	1.11242
180	453,15	$1.178 \cdot 10^{-2}$	7.59897	15.95	67.842	368.539	300.697	0.43647	1.09975
190	463,15	$1.664 \cdot 10^{-2}$	7.61277	11.54	69.198	369.574	300.376	0.43913	1.08768
200	473,15	$2.315 \cdot 10^{-2}$	7.62662	8.469	70.553	370.609	300.056	0.44203	1.07619
210	483,15	$3.177 \cdot 10^{-2}$	7.64051	6.301	71.908	371.642	299.734	0.44486	1.06524
220	493,15	$4.304 \cdot 10^{-2}$	7.65444	4.748	73.261	372.676	299.415	0.44763	1.05468
230	503,15	$5.758 \cdot 10^{-2}$	7.66843	3.621	74.614	373.708	299.094	0.45035	1.04479
240	513,15	$7.614 \cdot 10^{-2}$	7.68247	2.793	75.967	374.740	298.773	0.45301	1.03525
250	523,15	$9.959 \cdot 10^{-2}$	7.69656	2.176	77.319	375.771	298.452	0.45562	1.02611
260	533,15	0.12892	7.71071	1.7132	78.671	376.800	298.129	0.45818	1.01737
270	543,15	0.16527	7.72491	1.3613	80.023	377.829	297.806	0.46069	1.00899
280	553,15	0.20993	7.73918	1.0922	81.375	378.885	297.480	0.46316	1.00095
290	563,15	0.26435	7.75351	0.88213	82.728	379.880	297.152	0.46558	0.99324
300	573,15	0.33015	7.7679	0.71874	84.080	380.904	296.824	0.46796	0.98584
310	583,15	0.40910	7.7823	0.59002	85.434	381.922	296.491	0.47030	0.97875
320	593,15	0.50320	7.7969	0.48779	86.788	382.944	296.156	0.47260	0.97190
330	603,15	0.61460	7.8115	0.40600	88.143	393.960	295.817	0.4787	0.96532
340	613,15	0.74567	7.8262	0.34008	88.499	384.973	295.474	0.47709	0.95899
350	623,15	0.89896	7.8409	0.28660	90.856	385.984	295.128	0.47929	0.95289
360	633,15	1.0772	7.8558	0.24291	92.215	386.991	294.776	0.48145	0.94702
370	643,15	1.2834	7.8707	0.20702	93.575	387.994	294.419	0.48358	0.94135
380	653,15	1.5207	7.8858	0.17735	94.937	388.994	294.057	0.48568	0.93589
390	663,15	1.7925	7.9008	0.15269	96.300	389.989	293.689	0.48774	0.93061
400	673,15	2.1024	7.9160	0.13207	97.766	390.980	293.314	0.48978	0.92552
410	683,15	2.454	7.9313	0.11476	99.033	391.966	292.933	0.49180	0.92059
420	693,15	2.852	7.9467	0.10014	100.403	392.947	292.544	0.49378	0.1583
430	703,15	2.299	7.9622	0.08775	101.775	393.923	292.148	0.49574	0.91123
440	713,15	3.801	7.9778	0.07719	103.150	394.893	291.743	0.49768	0.90677
450	723,15	4.362	7.9935	0.06815	104.428	395.858	291.330	0.49959	0.90245
460	733,15	4.986	8.0094	0.06039	105.908	396.816	290.908	0.50148	0.89927
470	743,15	5.679	8.0252	0.05369	107.292	397.767	290.475	0.50335	0.89422
480	753,15	6.446	8.0413	0.04789	108.679	398.711	290.031	0.50519	0.89029
490	763,15	7.292	8.0574	0.04285	110.069	399.649	289.580	0.50702	0.88647
500	773,15	8.222	8.074	0.03846	111.463	400.579	289.116	0.50882	0.88277
510	783,15	9.242	8.090	0.03462	112.861	401.501	288.640	0.51061	0.87917
520	793,15	10.358	8.106	0.03124	114.262	402.415	288.153	0.51238	0.87568
530	803,15	11.576	8.123	0.02827	115.668	403.321	287.653	0.51412	0.87228
540	813,15	12.901	8.140	0.02565	117.078	404.218	287.140	0.51586	0.86898
550	823,15	14.340	8.157	0.02333	118.492	405.106	286.614	0.51757	0.86576

Thông số tới hạn : $p_K = 140 \text{ bar}$; $t_K = 1210^\circ\text{C}$, $\rho_K = 5.7 \text{ g/cm}^3$

Bảng 19

Amoniac bão hòa (NH_3) ($C_p = 0,0599 \text{ kJ/kg.K}$, $k = 1,32$)

t	p	v	v''	s	s''	i	i''	r
°C	bar	m^3/kg		kJ/kg.K		kJ/kg		
-75	0,0750	0,001368	12,89	2,7771	10,2287	87,5	1563,8	1476,3
-70	0,109	0,001379	9,01	2,8797	10,0906	108,4	1573,0	1464,5
-65	0,157	0,001399	6,46	2,9823	9,9621	129,8	1582,2	1452,4
-60	0,219	0,001401	4,70	3,0840	9,8407	151,1	1591,0	1439,8
-55	0,302	0,001413	3,49	3,1824	9,7272	172,5	1599,8	1427,3
-50	0,409	0,001425	2,62	3,2791	9,6204	193,4	1608,1	1414,7
-45	0,546	0,001437	2,01	3,3767	8,5199	215,6	1616,5	1400,9
-40	0,718	0,001449	1,55	3,4730	9,4245	237,8	1624,9	1387,1
-35	0,933	0,001462	1,22	3,5672	9,3341	260,0	1632,9	1372,9
-30	1,195	0,001476	0,963	3,6601	9,2486	282,2	1640,8	1358,6
-25	1,516	0,001490	0,772	3,7514	9,1674	304,4	1648,3	1344,0
-20	1,902	0,001504	0,624	3,8410	9,0895	327,4	1655,9	1328,5
-15	2,363	0,001519	0,509	3,9293	9,0150	350,0	1662,6	1312,6
-10	2,909	0,001534	0,419	4,0164	8,9438	372,6	1669,3	1296,7
-5	3,549	0,001550	0,347	4,1022	8,8756	395,7	1675,1	1279,5
-0	4,294	0,001566	0,290	4,1868	8,8094	418,7	1681,0	1262,3
0	4,294	0,001566	0,290	4,1868	8,8094	418,7	1681,0	1262,3
5	5,157	0,001583	0,244	4,2705	8,7458	441,7	1686,4	1244,7
10	6,150	0,001601	0,206	4,3530	8,6838	465,2	1691,0	1225,9
15	7,283	0,001619	0,175	4,4347	8,6240	488,6	1695,7	1207,1
20	8,572	0,001639	0,149	4,5155	8,5658	512,5	1699,4	1187,0
25	10,03	0,001659	0,128	4,5954	8,5093	536,3	1703,2	1166,9
30	11,67	0,001680	0,111	4,6746	8,4536	560,2	1705,7	1145,5
35	13,50	0,001702	0,0959	4,7529	8,3991	584,9	1708,2	1123,3
40	15,54	0,001726	0,0833	4,8307	8,3455	609,2	1709,9	1100,7
45	17,81	0,001750	0,0727	4,9078	8,2928	633,9	1710,7	1076,8
50	20,33	0,001777	0,0635	4,9840	8,2400	659,0	1711,1	1052,1

Bảng 20

CO₂ bão hòa ($\dot{C}_p = 0,825 \text{ kJ/kg.độ}$, $k = 1,31$)

t, °C	p, bar	ρ_r , kg/m ³	ρ'' , kg/m ³	i_r , kJ/kg	i'' , kJ/kg	s_r , kJ/kg.K	s'' , kJ/kg.K
Đường cân bằng rắn - hơi							
-130	0,00308	1626	0,01139	92,54	693,6	1,2167	5,414
-125	0,00652	1621	0,02326	97,87	696,4	1,2535	5,293
-120	0,01311	1616	0,04525	103,28	699,1	1,2895	5,180
-115	0,02514	1610	0,08416	108,78	702,3	1,3251	5,078
-110	0,04620	1605	0,1504	114,37	705,2	1,3599	4,981
-105	0,0817	1600	0,2582	120,05	708,2	1,3942	4,892
-100	0,1397	1595	0,4298	125,84	711,3	1,4281	4,809
-95	0,2315	1589	0,6944	131,74	714,1	1,4616	4,730
-90	0,3727	1582	1,0902	137,75	717,1	1,4951	4,658
-85	0,5847	1574	1,673	143,88	719,9	1,5282	4,590
-80	0,8962	1565	2,515	150,14	722,4	1,5608	4,523
-75	1,345	1555	3,708	156,55	725,0	1,5931	4,462
-70	1,981	1545	5,386	163,1	727,1	1,625	4,401
-65	2,870	1534	7,721	169,8	728,3	1,689	4,281
-60	4,097	1522	10,962	176,6	728,7	1,689	4,281
-56,6	5,179	1513	13,797	181,4	729,0	1,721	4,250
t, °C	p, bar	ρ' , kg/m ³	ρ'' , kg/m ³	i' , kJ/kg	i'' , kJ/kg	s' , kJ/kg.K	s'' , kJ/kg.K
Đường cân bằng lỏng - hơi							
-56,6	5,179	1177,8	13,797	380,5	729,0	2,641	4,250
-50,0	6,831	1152,6	18,03	392,5	730,2	2,691	4,203
-40,0	10,051	1113,6	26,21	411,3	732,4	2,772	4,149
-30,0	14,281	1072,7	37,04	430,8	734,4	2,851	4,100
-20,0	19,691	1029,3	51,33	451,0	735,0	2,930	4,052
-15,0	22,896	1006,2	60,16	461,5	734,5	2,970	4,028
-10,0	26,466	981,9	70,33	472,2	733,6	3,010	4,003
-5,0	30,431	956,1	82,26	483,3	731,8	3,050	3,977
-0,0	34,817	928,5	96,26	495,0	729,4	3,092	3,950
1,0	35,747	922,7	99,90	497,5	727,8	3,101	3,942
2,0	36,697	916,8	103,11	500,0	727,0	3,109	3,935
3,0	37,664	910,7	106,53	502,4	726,1	3,118	3,929
4,0	38,651	904,5	110,15	505,0	725,2	3,127	3,922
5,0	39,657	898,2	113,78	507,3	724,2	3,130	3,915
6,0	40,683	891,8	117,66	510,0	723,3	3,144	3,908
7,0	41,729	885,2	121,61	512,5	722,3	3,152	3,901
8,0	42,795	878,4	125,83	515,3	721,3	3,161	3,894
9,0	43,881	871,4	130,19	518,0	720,2	3,170	3,887
10,0	44,988	864,2	134,59	520,4	718,5	3,179	3,879
12,0	47,267	849,4	144,26	526,0	716,5	3,196	3,865
14,0	49,633	833,5	154,51	531,5	713,9	3,215	3,850
16,0	52,090	816,4	166,22	537,5	710,9	3,235	3,835
18,0	54,641	797,9	179,11	543,7	707,5	3,256	3,819
20,0	57,289	777,7	193,9	550,4	703,6	3,278	3,800
22,0	60,037	754,8	210,8	557,8	699,1	3,303	3,782
24,0	62,889	728,6	231,0	566,5	694,1	3,331	3,760

Freôn - 12 bão hòa ($C.Cl_2F_2$)

Nhiệt độ		Áp suất tuyệt đối p, bar	Thể tích riêng		Mật độ		Entanpi		Nhiệt ẩn r. kJ/kg	Entrôpi	
t. °C	T. K		v'. lít/kg	v''. m ³ /kg	ρ' kg/lít	ρ'' kg/m ³	i'. kJ/kg	i''. kJ/kg		s'. kJ/kg.K	s''. kJ/kg.K
-20	253.15	1.5098	0.6868	0.1107	1.456	9.034	400.47	564.00	163.54	4.11835	4.76449
-19	254.15	1.5695	0.6882	0.1067	1.453	9.372	401.39	564.51	163.12	4.12182	4.76387
-18	255.15	1.6306	0.6897	0.1030	1.450	9.709	402.27	565.01	162.74	4.12530	4.76324
-17	256.15	1.6941	0.6911	0.09938	1.447	10.06	403.15	565.49	162.32	4.12877	4.76261
-16	257.15	1.7593	0.6925	0.09597	1.444	10.42	404.03	565.93	161.90	4.13220	4.76198
-15	258.15	1.8262	0.6940	0.09268	1.441	10.79	404.95	566.43	161.48	4.13564	4.76135
-14	259.15	1.8947	0.6954	0.08952	1.438	11.17	406.04	566.89	161.07	4.13907	4.76077
-13	260.15	1.9662	0.6973	0.08650	1.434	11.56	406.75	567.40	160.65	4.14250	4.76018
-12	261.15	2.0391	0.6988	0.08361	1.431	11.96	407.63	567.86	160.23	4.14598	4.75964
-11	262.15	2.1138	0.7003	0.08082	1.428	12.37	408.55	568.36	159.81	4.14941	4.75905
-10	263.15	2.1910	0.7018	0.07813	1.425	12.80	409.47	568.86	159.39	4.15280	4.75859
-9	264.15	2.2700	0.7032	0.07558	1.422	13.23	410.39	569.32	158.93	4.15624	4.75805
-8	265.15	2.3520	0.7047	0.07313	1.419	13.68	411.27	569.78	158.51	4.15963	4.75759
-7	266.15	2.4353	0.7062	0.07078	1.416	14.13	412.19	570.24	158.05	4.16302	4.75704
-6	267.15	2.5215	0.7077	0.06852	1.413	14.60	413.11	570.74	157.63	4.16645	4.75658
-5	268.15	2.6088	0.7092	0.06635	1.410	15.08	414.03	571.21	157.17	4.16984	4.75612
-4	269.15	2.6999	0.7107	0.06427	1.407	15.57	414.95	571.67	156.71	4.17323	4.75562
-3	270.15	2.7928	0.7127	0.06226	1.403	16.07	415.87	572.13	156.25	4.17663	4.75516
-2	271.15	2.8870	0.7143	0.06028	1.400	16.59	416.84	572.63	155.79	4.18006	4.75478
-1	272.15	2.9857	0.7158	0.05844	1.397	17.11	417.76	573.09	155.33	4.18341	4.75432
0	273.15	3.0857	0.7173	0.05667	1.394	17.65	418.68	574.55	154.87	4.18680	4.75394
1	274.15	3.1882	0.7189	0.05496	1.391	18.20	419.60	574.01	154.41	4.19019	4.75348
2	275.15	3.2934	0.7205	0.05330	1.388	18.76	420.56	574.47	153.91	4.19354	4.75302
3	276.15	3.4006	0.7220	0.05166	1.385	19.35	421.49	574.93	153.45	4.19693	4.75265
4	277.15	3.5112	0.7241	0.05012	1.381	19.95	422.45	575.39	152.94	4.20028	4.75227
5	278.15	3.6244	0.7252	0.04863	1.378	20.56	423.37	575.85	152.48	4.20363	4.75189
6	279.15	3.7398	0.7273	0.04721	1.375	21.18	424.33	576.31	151.98	4.20702	4.75152
7	280.15	3.8587	0.7239	0.04583	1.372	21.82	425.30	576.77	151.48	4.21037	4.75118
8	281.15	3.9797	0.7310	0.04450	1.368	22.47	426.22	577.19	150.98	4.21372	4.75080
9	282.15	4.1044	0.7320	0.04323	1.365	23.13	427.18	577.65	150.47	4.21707	4.75043
10	283.15	4.2301	0.7342	0.04204	1.362	23.79	428.14	578.11	149.97	4.22042	4.75013
11	284.15	4.3606	0.7358	0.04086	1.359	24.48	429.14	578.53	149.43	4.22377	4.74976
12	285.15	4.4354	0.7380	0.03970	1.355	25.19	430.07	578.99	148.92	4.22712	4.74946
13	286.15	4.6296	0.7396	0.03858	1.352	25.92	431.03	579.41	148.38	4.23043	4.74909
14	287.15	4.7681	0.7413	0.03751	1.349	26.66	431.99	579.83	147.84	4.23378	4.74875

Tiếp bảng 21

Nhiệt độ		Áp suất tuyệt đối p, bar	Thể tích riêng		Mật độ		Entanpi		Nhiệt ẩn r, kJ/kg	Entrôpi	
t, °C	T, K		v', lít/kg	v'', m³/kg	ρ' , m³/kg	ρ'' , kg/lít	i', kJ/kg	i'', kJ/kg		s', kJ/kg.K	s'', kJ/kg.
15	288,15	4,9108	0,7435	0,03648	1,345	27,41	433,00	580,33	147,33	4,23708	4,7484
16	289,15	5,0553	0,7472	0,03547	1,342	28,18	433,96	580,71	146,75	4,24043	4,7481
17	290,15	5,2041	0,7468	0,03449	1,339	28,99	434,92	581,17	146,24	4,24378	4,7479
18	291,15	5,3549	0,7491	0,03354	1,335	29,87	435,93	581,59	145,65	4,24709	4,7472
19	292,15	5,5086	0,7507	0,03263	1,332	30,65	436,89	582,01	145,11	4,25040	4,7472
20	293,15	5,6669	0,7524	0,03175	1,329	31,50	437,90	582,47	144,57	4,25371	4,7469
21	294,15	5,5883	0,7547	0,03089	1,325	32,38	438,86	582,84	143,98	4,25705	4,7466
22	295,15	5,9930	0,7570	0,03005	1,321	33,28	439,87	583,26	143,40	4,26036	4,7463
23	296,15	6,1610	0,7587	0,02925	1,318	34,19	440,83	583,64	142,81	4,26363	4,7460
24	297,15	6,3335	0,7605	0,02848	1,315	35,11	441,83	584,06	142,23	4,26694	4,7457
25	298,15	6,5080	0,7628	0,02773	1,311	36,07	442,84	584,52	141,68	4,27024	4,7454
26	299,15	6,6857	0,7645	0,02700	1,308	37,04	443,84	584,90	141,05	4,29993	4,7451
27	300,15	6,8666	0,7669	0,02629	1,304	38,04	444,85	585,27	140,43	4,27686	4,7448
28	301,15	7,0542	0,7692	0,02560	1,300	39,06	445,85	585,69	139,84	4,28012	4,7445
29	302,15	7,2435	0,7710	0,02494	1,297	40,10	446,86	586,07	139,21	4,28339	4,7442
30	303,15	7,4344	0,7734	0,02433	1,293	41,11	447,86	586,49	138,62	4,28674	4,7440
31	304,15	7,6321	0,7758	0,02371	1,289	42,18	448,87	586,82	137,96	4,29000	4,7436
32	305,15	7,8352	0,7782	0,02309	1,285	43,31	449,87	587,20	137,33	4,29327	4,7433
33	306,15	8,0417	0,7800	0,02250	1,282	44,45	450,88	587,58	136,70	4,29649	4,7430
34	307,15	8,2461	0,7825	0,02192	1,278	45,62	451,92	587,95	136,03	4,29980	4,7428
35	308,15	8,4596	0,7849	0,02136	1,274	46,81	452,93	588,29	135,36	4,30311	4,7422
40	313,15	9,5818	0,7968	0,01882	1,255	53,13	458,08	590,09	132,01	4,31940	4,7409
45	318,15	10,810	0,8104	0,01656	1,234	60,38	463,31	591,72	128,41	4,33568	4,7392
50	323,15	12,147	0,8244	0,01459	1,213	68,56	468,54	593,10	124,56	4,35189	4,7377
55	328,15	13,600	0,8410	0,01316	1,189	75,98	474,16	595,07	120,91	4,36876	4,7372
60	333,15	15,182	0,8568	0,01167	1,167	85,69	479,68	596,58	116,90	4,38509	4,7382
65	338,15	16,883	0,8741	0,01036	1,114	96,52	485,33	597,96	112,63	4,40142	4,7342
70	343,15	18,717	0,8936	0,00919	1,102	108,81	491,07	599,09	108,02	4,41787	4,7322
75	348,15	20,727	0,9149	0,00814	1,093	122,85	496,93	600,01	103,08	4,43432	4,7302
80	353,15	22,840	0,9498	0,00724	1,064	138,31	502,96	600,64	97,68	4,45099	4,7279
85	358,15	25,124	0,9680	0,00649	1,033	156,49	509,16	600,85	91,69	4,46765	4,7239
90	363,15	27,564	1,0009	0,00564	0,999	177,30	515,48	600,43	84,95	4,48469	4,7189
95	368,15	30,176	1,0416	0,00497	0,960	201,20	522,05	599,17	77,12	4,50202	4,7115
100	373,15	32,964	1,0952	0,00437	0,914	228,83	529,04	596,66	67,62	4,51986	4,7010
105	378,15	35,945	1,1736	0,00359	0,852	278,48	536,46	592,47	56,01	4,53878	4,6520
110	383,15	39,103	1,3513	0,00266	0,742	374,93	50,31	581,50	31,19	4,57065	4,6520

Nước chưa sôi và hơi quá nhiệt

p, t, °C bar		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	21.50	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	8.740	8.830	8.917
0.10	v	0.0010018	0.0010079	15.35	16.27	17.20	18.13	19.06	19.98	20.90
	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	8.740	8.830	8.917
0.12	v	0.0010018	0.0010079	12.78	13.55	14.33	15.10	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	8.730
0.14	v	0.0010018	0.0010079	10.95	11.61	12.27	12.94	13.60	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	10.160	10.740	11.320	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	8.120	8.225	8.324	8.419	8.510	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	8.120	8.220	8.315	8.406	8.493
0.30	v	0.0010018	0.0010079	0.0010171	5.400	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	8.504
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	7.465	7.562	7.654	7.743
1.2	v	0.0010018	0.0010079	0.0010171	0.0010289	0.0010434	1.491	1.572	1.650	1.729
	i	83.9	167.5	251.1293	334.9	419.0	2715	2755	2795	2834
	s	0.2964	0.5715	0.8307	1.0748	1.3067	7.376	7.475	7.568	7.657

Tiếp bảng 22

P.bar \ t°C		20	40	60	80	100	120	140	160	180
60	v	0.00009992	0.0010053	0.0010114	0.0010262	0.0010404	0.0010572	0.0010764	0.0010984	0.0011235
	i	89.18	172.50	255.81	239.55	423.28	507.44	592.43	678.26	765.35
	s	0.2948	0.5694	0.827	1.070	1.3017	1.480	1.732	1.934	2.129
70	v	0.0009988	0.0010049	0.0010139	0.0010257	0.0010399	0.0010566	0.0010758	0.0010977	0.0011226
	i	90.43	173.33	256.65	339.96	423.7	508.27	593.26	678.68	765.76
	s	0.294	0.568	0.826	1.060	1.300	1.521	1.731	1.933	2.127
80	v	0.000983	0.0010043	0.0010134	0.0010254	0.0010398	0.0010564	0.0010754	0.0010972	0.0011220
	i	91.3	174.6	157.8	341.2	424.9	509.1	593.4	679.6	766.7
	s	0.2943	0.5686	0.8260	1.0689	1.2996	1.5198	1.730	1.931	2.12
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	1.930	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	593.3	681.0	768.0
	s	0.2939	0.5674	0.8247	1.2982	1.5182	1.728	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	512.0	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	0.0010020	0.0010112	0.0010231	0.0010573	0.0010538	0.0010725	0.0010939	0.0011182
	i	96.0	179.0	262.2	345.4	428.9	512.7	597.4	683.0	769.7
	s	0.2931	0.5664	0.8230	1.0655	1.2959	1.5256	2.726	1.926	2.119
140	v	0.0009957	0.0010016	0.0010108	0.0010368	0.00105330	0.00107190	0.0010932	0.0011174	0.0011174
	i	96.9	179.9	263.0	346.2	429.6	513.1	598.0	683.6	770.2
	s	0.2930	0.5660	0.8224	1.0648	1.2951	1.5148	1.724	1.925	2.118
160	v	0.0009948	0.0010007	0.0010099	0.0010217	0.001035	0.0010522	0.0010707	0.0010918	0.0011157
	i	98.9	181.7	264.7	347.9	431.2	514.9	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	0.0009912	0.0009973	0.0010065	0.0010182	0.0010320	0.0010479	0.0010660	0.001086	0.0011099
	i	106.4	188.8	271.5	354.3	437.2	520.8	604.6	689.9	774.14
	s	0.2911	0.5625	0.8169	1.0582	1.2881	1.5062	1.715	1.915	2.108
300	v	0.0009886	0.0009919	0.0010041	0.0010156	0.0010293	0.0010450	0.0010626	0.0010825	0.0011050
	i	112.0	194.1	276.5	359.1	441.9	525.1	609.0	693.6	779.1
	s	0.2902	0.5603	0.8140	1.0545	1.2834	1.5024	1.709	1.90	2.100

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0.0011522	0.0011857	0.0012251	0.0012729	0.003405	0.03711	0.04324	0.04845	0.05327	0.05785	0.06658
853.69	944.12	1037.49	1134.20	2809.34	2884.70	304.29	3176.52	3301.29	3422.71	3658.43
2.321	2.508	2.693	2.880	5.940	6.076	6.339	6.546	6.726	6.888	7.175
0.0011513	0.0011045	0.0012236	0.0012709	0.0013308	0.03029	0.03615	0.04084	0.04513	0.04918	0.05678
854.10	944.54	1037.49	1134.20	1235.94	2841.58	3015.75	3157.26	3287.05	3410.98	3650.00
2.319	2.506	2.691	2.876	3.063	5.943	6.235	5.455	6.640	6.806	7.097
0.0011504	0.0011833	0.001221	0.0012689	0.0013275	0.02429	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	0.03680	0.04285
855.5	945.2	1038.1	1134.2	1234.9	1344.3	2954	3114	3254	3386	3631
2.316	2.502	2.686	2.870	3.053	3.244	5.940	6.207	6.416	6.596	6.901
0.0011482	0.0011805	0.0012185	0.0012650	0.0013217	0.0013970	0.02247	0.02646	0.02979	0.03281	0.03837
856.0	945.8	1038.3	1134.2	1234.5	1342.2	2920	3093	3239	3372	3621
2.314	2.500	2.684	2.868	3.053	3.244	5.940	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	3.040	3.235	5.755	6.071	6.298	6.487	6.803
0.0011458	0.0011777	0.0012150	0.0012593	0.0013137	0.0013847	0.01514	0.01905	0.02197	0.02450	0.02903
857.4	946.9	1038.9	1133.8	1233.3	1339.0	2799	3026	3189	3334	3294
2.309	2.495	2.678	2.860	3.043	3.230	5.657	6.006	6.243	6.438	6.758
0.0011448	0.0011766	0.0012136	0.0012575	0.0013111	0.0013808	0.01325	0.01726	0.02010	0.02252	0.02683
857.9	947.3	1039.8	1133.8	1232.9	1338.0	2750	3000	3172	3321	3585
2.308	2.493	2.676	2.858	3.040	3.226	5.550	5.942	6.190	6.390	6.716
0.0011430	0.0011744	0.0012109	0.0012539	0.0013061	0.0013735	0.00978	0.01429	0.01704	0.01930	0.2322
858.8	948.0	1039.5	1133.7	1232.2	1336.2	2612	2845	3137	3294	3567
2.305	2.489	2.672	2.853	3.035	3.218	5.302	5.816	6.090	6.303	6.740
0.0011357	0.0011658	0.0012004	0.0012404	0.00122883	0.0013475	0.001612	0.00676	0.00977	0.01174	0.01478
862.6	950.9	1041.3	1134.0	1230.3	1331.2	1625	2638	2971	3174	3493
2.295	2.477	2.657	2.835	3.011	3.190	3.684	5.236	5.724	5.999	6.394
0.0011305	0.0011597	0.0011931	0.0012315	0.0012764	0.0013311	0.001556	0.00283	0.00672	0.00889	0.01144
865.4	953.3	1042.9	1134.7	1229.0	1329.0	1608	2155	2816	3073	3434
2.287	2.468	2.647	2.822	2.996	3.171	3.640	4.476	5.446	5.799	6.242

Tiếp bảng 22

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0.3520	0.3688	0.3855	0.4019	0.4181	0.4342	0.4741	0.5136	0.5528	0.5919	0.66
2849	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	8.26
0.2609	0.2739	0.2867	0.2993	0.3118	0.3240	0.3542	0.3842	0.4137	0.4432	0.5
2839	2883	2926	2969	3011	3054	3160	3267	3373	3481	3695
6.814	6.905	6.991	7.073	7.151	7.226	7.404	7.568	7.722	7.866	8.13
0.2060	0.2169	0.2274	0.2377	0.2478	0.2578	0.2822	0.3065	0.3303	0.3539	0.4
2827	2874	2918	2962	3005	3048	3156	3263	3370	3479	3698
6.692	6.788	6.877	6.961	7.040	7.116	7.296	7.461	7.615	7.761	8.02
0.1693	0.1788	0.1879	0.1967	0.2054	0.2139	0.2343	0.2547	0.2747	0.2944	0.3
2816	2865	2911	2955	2999	3042	3515	3260	3364	3477	3696
6.588	6.688	6.780	6.866	6.947	7.025	7.206	7.373	7.529	7.674	7.94
0.1429	0.1515	0.1596	0.1673	0.1748	0.1823	0.2001	0.2176	0.2349	0.2520	0.2
2803	2855	2902	2948	2992	3036	3147	3256	3365	3474	3695
6.497	6.602	6.697	6.784	6.867	6.945	7.130	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	3693
2.329	6.524	6.622	6.711	6.796	6.877	7.063	7.233	7.390	7.537	7.80
0.0011563	0.1149	0.1216	0.1280	0.1341	0.1401	0.1545	0.1683	0.1819	0.1953	0.22
852.4	2833	2884	2932	2979	3025	3138	3249	3360	3470	3691
2.328	6.452	6.554	6.646	6.732	6.814	7.003	7.175	7.333	7.480	7.75
0.0011561	0.1021	1.084	0.1143	0.1200	0.1255	0.1384	0.1511	0.1634	0.1755	0.195
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	7.70
0.0011551	0.0011891	0.06826	0.07294	0.07720	0.08119	0.09051	0.09929	0.1078	0.1161	0.132
825.6	943.5	2823	2882	2947	2988	3111	3229	3343	3456	3682
2.326	2.5146	6.255	6.337	6.438	6.530	6.735	6.916	7.080	7.231	7.50
0.0011542	0.0011880	0.0012282	0.05302	0.05679	0.06022	0.060782	0.07490	0.08162	0.08116	0.100
825.85	943.70	1037.49	2838.65	2901.45	2958.39	3089.44	3212.11	3330.18	3445.73	3647
2.324	2.512	2.698	6.148	6.262	6.364	6.585	6.773	6.943	7.098	7.37
0.0011532	0.0011868	0.0012266	0.0012751	0.04330	0.04646	0.05310	0.05904	0.06462	0.06999	0.0802
853.21	994.12	1037.49	1135.04	2858.33	2924.06	3065.57	3194.10	3315.94	3434.43	3666
2.322	2.510	2.696	2.883	6.097	6.214	6.453	6.651	6.825	6.984	7.26

Tiếp bảng 22

P, bar \ t°C		20	40	60	80	100	120	140	160	180
60	v	0.0009992	0.0010053	0.0010114	0.0010262	0.0010404	0.0010572	0.0010764	0.0010984	0.0011235
	i	89.18	172.50	255.81	239.55	423.28	507.44	592.43	678.26	765.35
	s	0.2948	0.5694	0.827	1.070	1.3017	1.480	1.732	1.934	2.129
70	v	0.0009988	0.0010049	0.0010139	0.0010257	0.0010399	0.0010566	0.0010758	0.0010977	0.0011226
	i	90.43	173.33	256.65	339.96	423.7	508.27	593.26	678.68	765.76
	s	0.294	0.568	0.826	1.060	1.300	1.521	1.731	1.933	2.127
80	v	0.0009983	0.0010043	0.0010134	0.0010254	0.0010398	0.0010564	0.0010754	0.0010972	0.0011220
	i	91.3	174.6	157.8	341.2	424.9	509.1	593.4	679.6	766.7
	s	0.2943	0.5686	0.8260	1.0689	1.2996	1.5198	1.730	1.931	2.12
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	1.930	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	593.3	681.0	768.0
	s	0.2939	0.5674	0.8247	1.2982	1.5182	1.728	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	512.0	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	0.0010020	0.0010112	0.0010231	0.0010573	0.0010538	0.0010725	0.0010939	0.0011182
	i	96.0	179.0	262.2	345.4	428.9	512.7	597.4	683.0	769.7
	s	0.2931	0.5664	0.8230	1.0655	1.2959	1.5256	2.726	1.926	2.119
140	v	0.0009957	0.0010016	0.0010108	0.0010368	0.00105330	0.00107190	0.0010932	0.0011174	0.0011174
	i	96.9	179.9	263.0	346.2	429.6	513.1	598.0	683.6	770.2
	s	0.2930	0.5660	0.8224	1.0648	1.2951	1.5148	1.724	1.925	2.118
160	v	0.0009948	0.0010007	0.0010099	0.0010217	0.001035	0.0010522	0.0010707	0.0010918	0.0011157
	i	98.9	181.7	264.7	347.9	431.2	514.9	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	0.0009912	0.0009973	0.0010065	0.0010182	0.0010320	0.0010479	0.0010660	0.001086	0.0011099
	i	106.4	188.8	271.5	354.3	437.2	520.8	604.6	689.9	774.14
	s	0.2911	0.5625	0.8169	1.0582	1.2881	1.5062	1.715	1.915	2.108
300	v	0.0009886	0.0009919	0.0010041	0.0010156	0.0010293	0.0010450	0.0010626	0.0010825	0.0011056
	i	112.0	194.1	276.5	359.1	441.9	525.1	609.0	693.6	779.1
	s	0.2902	0.5603	0.8140	1.0545	1.2834	1.5024	1.709	1.90	2.100

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0.0011522	0.0011857	0.0012251	0.0012729	0.003305	0.03711	0.04324	0.04845	0.05327	0.05785	0.06688
853.69	944.12	1037.49	1134.20	2809.34	2884.70	304.29	3176.52	3301.29	3422.71	3658.43
2.321	2.508	2.693	2.880	5.940	6.076	6.339	6.546	6.726	6.888	7.175
0.0011513	0.0011045	0.0012236	0.0012709	0.0013308	0.03029	0.03615	0.04084	0.04513	0.04918	0.05678
854.10	944.54	1037.49	1134.20	1235.94	2841.58	3015.75	3157.26	3287.05	3410.98	3650.00
2.319	2.506	2.691	2.876	3.063	5.943	6.235	5.455	6.640	6.806	7.097
0.0011504	0.0011833	0.001221	0.0012689	0.0013275	0.02429	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	0.03680	0.04285
855.5	945.2	1038.1	1134.2	1234.9	1344.3	2954	3114	3254	3386	3631
2.316	2.502	2.686	2.870	3.053	3.244	5.940	6.207	6.416	6.596	6.901
0.0011482	0.0011805	0.0012185	0.0012650	0.0013217	0.0013970	0.02247	0.02646	0.002979	0.03281	0.03837
856.0	945.8	1038.3	1134.2	1234.5	1342.2	2920	3093	3239	3372	3621
2.314	2.500	2.684	2.868	3.053	3.244	5.940	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	3.040	3.235	5.755	6.071	6.298	6.487	6.803
0.0011458	0.0011777	0.0012150	0.0012593	0.0013137	0.0013847	0.01514	0.01905	0.02197	0.02450	0.02903
857.4	946.9	1038.9	1133.8	1233.3	1339.0	2799	3026	3189	3334	3294
2.309	2.495	2.678	2.860	3.043	3.230	5.657	6.006	6.243	6.438	6.758
0.0011448	0.0011766	0.0012136	0.0012575	0.0013111	0.0013808	0.01325	0.01726	0.02010	0.02252	0.02683
857.9	947.3	1039.8	1133.8	1232.9	1338.0	2750	3000	3172	3321	3585
2.308	2.493	2.676	2.858	3.040	3.226	5.550	5.942	6.190	6.390	6.716
0.0011430	0.0011743	0.0012109	0.0012539	0.0013061	0.0013735	0.00978	0.01429	0.01704	0.01930	0.2322
858.8	948.0	1039.5	1133.7	1232.2	1336.2	2612	2845	3137	3294	3567
2.305	2.489	2.672	2.853	3.035	3.218	5.302	5.816	6.090	6.303	6.740
0.0011357	0.0011658	0.0012004	0.0012401	0.00122883	0.0013475	0.001612	0.00676	0.00977	0.01174	0.01478
862.6	950.9	1041.3	1134.0	1230.3	1331.2	1625	2638	2971	3174	3493
2.295	2.477	2.657	2.835	3.011	3.190	3.684	5.236	5.724	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	1229.0	1329.0	1608	2155	2816	3073	3434
2.287	2.468	2.647	2.822	2.996	3.171	3.640	4.476	5.446	5.799	6.242

MỤC LỤC

Trang

Lời nói đầu

3

Phần một

NHIỆT ĐỘNG KĨ THUẬT

Chương 1. Những khái niệm cơ bản và phương trình trạng thái của môi chất ở pha khí

A - Tóm tắt nội dung	4
B - Đề bài	7
C - Đáp số và hướng dẫn	10

Chương 2. Định luật nhiệt thứ nhất và các quá trình cơ bản của môi chất ở pha khí và hơi

A - Tóm tắt nội dung	15
B - Đề bài	20
C - Đáp số và hướng dẫn	25

Chương 3. Một số quá trình khác của khí và hơi

A - Tóm tắt nội dung	41
B - Đề bài	46
C - Đáp số và hướng dẫn	50

Chương 4 và chương 5. Định luật nhiệt thứ hai và các chu trình

A - Tóm tắt nội dung	63
B - Đề bài chương 4	68

	<i>Trang</i>
C - Đáp số và hướng dẫn chương 4	70
D - Đề bài chương 5	76
D - Đáp số và hướng dẫn chương 5.	85

Phần hai

TRUYỀN NHIỆT

Chương 6. Dẫn nhiệt

A - Các công thức tính toán cơ bản	108
B - Đề bài	119
C - Đáp số và hướng dẫn	135

Chương 7. Trao đổi nhiệt đối lưu

A - Các công thức tính toán cơ bản	150
B - Đề bài	155
C - Đáp số và hướng dẫn	166

Chương 8. Trao đổi nhiệt bức xạ

A - Các định luật cơ bản	174
B - Đề bài	179
C - Đáp số và hướng dẫn	189

Chương 9. Truyền nhiệt và thiết bị trao đổi nhiệt

A - Các công thức tính toán cơ bản	194
B - Đề bài	197
C - Đáp số và hướng dẫn	211

Phần phụ lục	217
---------------------	------------

Chịu trách nhiệm xuất bản:

Chủ tịch HĐQT kiêm Tổng giám đốc NGÔ TRẦN ÁI

Phó Tổng Giám đốc kiêm Tổng biên tập NGUYỄN QUÝ THAO

Biên tập lần đầu:

THANH HƯƠNG

Biên tập tái bản:

THANH BÌNH

Trình bày bìa:

ĐOÀN HỒNG

Sửa bản in:

MINH THƯ

Sửa chế bản:

TRẦN THU HƯƠNG

BÀI TẬP CƠ SỞ KỸ THUẬT NHIỆT

Mã số: 7B240T6-DAI

In 2000 bản, khổ 14,3 x 20,3 cm, tại Công ty CP In Phúc Yên

Số xuất bản: 04 - 2006/CXB/49 - 1860/GD

In xong và nộp lưu chiểu quý II năm 2006