

Con Cc
Hoàng Đình Tín - Bùi Hải

I Miss Mai
(Thư nói với cô ấy)

6c2-2
T311(H)

BÀI TẬP

NHIỆT KỸ THUẬT

43/10246

EBOOKBKMT.COM

Tài liệu kỹ thuật miễn phí

Đ: 10203.

1993

PHẦN I

NHIỆT ĐỘNG LỰC HỌC KỸ THUẬT

Chương 1

CÁC THÔNG SỐ TRẠNG THÁI

Chất môi giới ở mỗi một trạng thái được xác định bằng các thông số biểu thị cho trạng thái đó. Khi trạng thái của chất môi giới thay đổi thì một, hai hoặc toàn bộ các thông số điều biến đổi theo. Trạng thái bất kỳ của chất môi giới thường được biểu thị bằng ba thông số cơ bản là: áp suất p ; nhiệt độ T và thể tích riêng v .

1. Áp suất tuyệt đối p : là lực tác dụng của các phân tử lên đơn vị 1 diện tích bình chứa:

$$p = \frac{P}{S}$$

Ở đây: P - Lực tác dụng của các phân tử (N)

S - diện tích bình chứa (m^2)

Đơn vị đo áp suất là N/m^2 hay bar mà $1 \text{ bar} = 10^5 N/m^2$

Ngoài ra còn các đơn vị khác thường dùng là:

$$1 \text{ at} = 9,81 \cdot 10^4 N/m^2 = 0,981 \text{ bar}$$

$$1 \text{ mm Hg} = 133,322 N/m^2 = 1,33 \cdot 10^{-3} \text{ bar}$$

$$1\text{m H}_2\text{O} = 0,1 \text{ at} = 0,0981 \text{ bar.}$$

$$1 \text{ psi} =$$

$$10^3 \text{ mmHg} \quad 10^4$$

$$0,038$$

Áp suất tuyệt đối trong bình chứa được tính như sau:

- Áp suất bình chứa lớn hơn áp suất khí trời:

$$p_{td} = p_d + p_{kt}$$

- Áp suất bình chứa nhỏ hơn áp suất khí trời:

$$p_{td} = p_{kt} - p_{ck}$$

p_{td} - Áp suất tuyệt đối

p_{kt} - Áp suất khí trời (đo bằng baromet)

p_d - Áp suất dư (đo bằng manomet)

p_{ck} - Áp suất chân không (đo bằng chân không kế)

2. Nhiệt độ: Biểu thị mức độ nóng lạnh của vật.

Khi đo nhiệt độ người ta thường dùng các thang đo nhiệt độ sau đây:

- Nhiệt độ bách phân $t^{\circ}\text{C}$
- Nhiệt độ tuyệt đối (độ Kenvin) $T^{\circ}\text{K}$.
- Nhiệt độ Farenheit $t^{\circ}\text{F}$.

Quan hệ giữa chúng như sau:

$$T^{\circ}\text{K} = 273,15 + t^{\circ}\text{C}$$

$$= \frac{1}{1,8} (t^{\circ}\text{F} - 32) + 273,15$$

$$\Delta t (^{\circ}\text{C}) = 1,8 \Delta t (^{\circ}\text{F})$$

3. Thể tích riêng v: là thể tích của một đơn vị khối lượng:

$$v = \frac{V}{G} \quad \text{m}^3/\text{Kg}$$

V- thể tích của chất môi giới (m^3)

G- khối lượng của chất môi giới (Kg)

Khối lượng riêng ρ :

$$\rho = \frac{1}{v} = \frac{G}{V} \quad (\text{Kg/m}^3)$$

BÀI TẬP

Bài 1-1 — Áp suất thừa trong lò hơi là 0,3 at, chỉ số của barômet là 725 mmHg. Áp suất thừa trong lò hơi sẽ thay đổi ra sao nếu barômet nâng lên 785 mmHg. Khi tính toán ta coi áp suất tuyệt đối trong lò hơi không đổi và nhiệt độ ngoài trời là 0°C.

Giải:

$$p_{\text{at}} = 735,6 \text{ mmHg}$$

Áp suất tuyệt đối của lò hơi là:

$$p = p_{\text{kt}} + p_{\text{at}}$$

$$p = \frac{725}{735,6} + 0,3 = 1,29 \text{ at hay } 1,254 \text{ bar}$$

Áp suất thừa trong lò hơi lúc barômet chỉ 785 mmHg.

$$p_{\text{at}_2} = p - p_{\text{kt}}$$

$$p_{\text{at}_2} = 1,29 - \frac{785}{735,6} = 0,22 \text{ at hay } 0,216 \text{ bar}$$

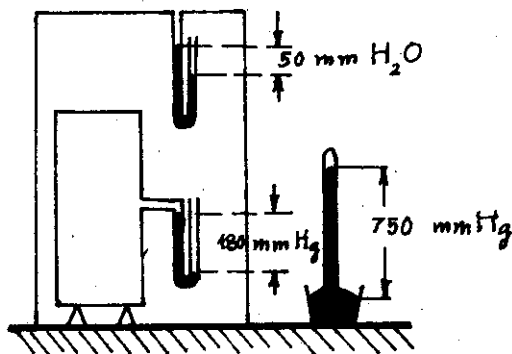
Bài 1-2 — Xác định áp suất tuyệt đối của khí trong bình nếu chỉ số manômet của nó bằng 500 mmHg và áp suất khí trời bằng 750 mmHg; nhiệt độ không khí tại chỗ đặt dụng cụ đo là 0°C.

Trả lời: 1,69 at hay 1,666 bar

Bài 1-3 — Xác định áp suất khí trời ở 0°C bằng N/m² và bar nếu áp suất khí trời ở 30°C bằng 755 mmHg.

Trả lời: 10⁵ N/m² hay 1 bar

Bài 1-4 — Chỉ số của áp suất thừa trong buồng (h. 1-3) là 50 mm cột nước. Trong buồng ấy đặt bình đo áp suất có độ chân không là 180 mmHg. Áp suất ngoài trời là 750 mmHg dưới nhiệt độ 30°C. Hãy tìm áp suất tuyệt đối của bình đo áp suất.



Hình 1-3

Giải:

Áp suất tuyệt đối trong phòng (p_F):

$$p_F = p_{kt} + p_t$$

$$p_t = 50 \text{ mm cột nước} = 3,8 \text{ mmHg.}$$

$$p_F = 750 + 3,8 = 753,8 \text{ mmHg}$$

p suất tuyệt đối của bình đo áp suất ở 30°C:

$$p_b = p_F - p_{ek} = 753,8 - 180 = 573,8 \text{ mmHg}$$

Quy về 0°C:

$$p_b = 573,8(1 - 0,172 \cdot 10^{-3}t) = 573,8(1 - 0,172 \cdot 10^{-3} \cdot 30) = 570,9 \text{ mmHg.}$$

Nếu tính ra at và bar ta có:

$$p_b = \frac{570,9}{735,6} = 0,775 \text{ at hay } 0,76 \text{ bar}$$

Bài 1-5 — Xác định áp suất tuyệt đối trong bình ngưng của tuốcbin hơi, nếu chỉ số của chân không kế trong bình ngưng bằng 705 mmHg và chỉ số của barômet bằng 747 mmHg. Nhiệt độ không khí ở chỗ đặt thiết bị là 20°C.

Trả lời: 0,06 at hay 0,056 bar

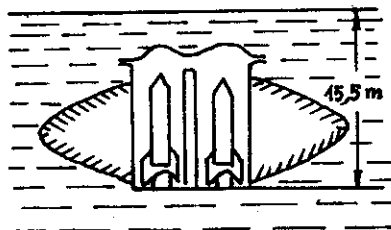
Bài 1-6 — Trên đường khói ra của lò hơi, do đặt thiết bị hút khói mà áp suất nhỏ hơn áp suất khí trời một ít. Để đo áp suất của khói ra người ta đặt áp kế bình ống nghiêng, góc đặt $\alpha = 30^\circ$. Chất lỏng dùng trong áp kế là dầu hỏa có khối lượng riêng $\rho = 0,8 \text{ kg/l}$. Chiều dài của ống $l = 200 \text{ mm}$.

Xác định áp suất tuyệt đối ở đường khói ra nếu áp suất khí trời bằng 745 mmHg.

Trả lời: 739 mmHg.

~~Bài 1-7~~ — Xác định áp suất ở đáy dưới của tên lửa (h. 1-4) đặt bên tàu ngầm, nếu độ sâu của nó so với mặt nước là 15,5m và áp suất khí trời đo bằng barômet thủy ngân ở nhiệt độ 253,15°K là 1 bar.

Trả lời: 2,525 bar



Hình 4

Bài 1-8 — Chỉ số của chân không kế thủy ngân nối với bình chứa là $p_{ck} = 420$ mm khi nhiệt độ thủy ngân trong chân không kế $t = 20^{\circ}\text{C}$. Áp suất khí trời theo barômet thủy ngân là 768 mm ở nhiệt độ $t = 18^{\circ}\text{C}$.

Xác định áp suất tuyệt đối trong bình theo at và bar.

~~Giải:~~

Ứng dụng bảng 1 ta quy chỉ số của chân không kế và barômet về 0°C . Khi đó độ chân không trong bình quy về 0°C .

$p_{ck} = 420 - 3,45 \cdot 0,420 = 418,5$ mmHg
và áp suất khí trời quy về 0°C :

$$p_{kt} = 768 - \left[2,59 + 3 \frac{(3,45 - 2,59)}{5} \right] 0,768$$

$$= 768 - 3,9 = 764,1 \text{ mmHg}$$

Áp suất tuyệt đối trong bình quy về at và bar:

$$p = \frac{764,1 - 418,5}{735,6} = \frac{345,6}{735,6} = 0,47 \text{ at hay } 0,46 \text{ bar}$$

~~Bài 1-9~~ — Độ chân không trong bình ngưng của tuốcbin hơi có chỉ số 9,52m cột nước; chỉ số barômet thủy ngân bằng 740 mmHg. Hãy xác định áp suất tuyệt đối trong bình ngưng bằng at và bar nếu nhiệt độ ngoài trời là 0°C .

Trả lời: 0,054 at hay 0,0529 bar

Bài 1-10 — Trong ống chân không kế chiều cao cột thủy ngân là 570 mm ở nhiệt độ 20°C. Trên thủy ngân có cột nước cao 37 mm. Áp suất khí trời bằng 728 mmHg ở nhiệt độ 15°C.

Xác định áp suất tuyệt đối trong bình.

Trả lời: $p = 0,213$ at hay 0,207 bar

Chương 2

KHÍ LÝ TƯƠNG VÀ CÁC ĐỊNH LUẬT CƠ BẢN CỦA KHÍ LÝ TƯƠNG

Khí lý tương là khí được xem như không có lực tương tác giữa các phân tử và thể tích bản thân của các phân tử bằng không, nghĩa là các phân tử của khí lý tương như những chất điểm. Trong thực tế, chất khí khi ở nhiệt độ cao và áp suất thấp (loãng) thì lực tương tác giữa các phân tử và thể tích bản thân rất nhỏ có thể xem là khí lý tương được.

Ta biết rằng đối với khí lý tương đều tuân theo các định luật: Bôi - Mariôt; Gay - Luytxác; Avôgadrô và định luật Đantông. Đó là những định luật cơ bản của khí lý tương.

1. Định luật Bôi - Mariôt.

Đối với mỗi chất khí nhất định, khi nhiệt độ không đổi thì tích số giữa thể tích hoặc thể tích riêng với áp suất tuyệt đối là một đại lượng không đổi:

$$pV = \text{const hoặc } pv = \text{const.}$$

2. Định luật Gay - Luytxác.

Đối với mỗi lượng khí xác định, khi áp suất không đổi thì tỷ số giữa thể tích hoặc thể tích riêng tỷ lệ thuận với nhiệt độ tuyệt đối:

$$\frac{v_1}{v_2} = \frac{T_1}{T_2} ; \quad \frac{V_1}{V_2} = \frac{T_1}{T_2}$$

Khi kết hợp định luật Bôi - Mariôt và Gay - Luytxác ta có phương trình

Clapây-rông - Mendêlêep gọi là phương trình trạng thái lý tưởng:

Phương trình trạng thái khí lý tưởng:

Đối với 1 kg khí:

$$pv = RT$$

Đối với G kg khí:

$$pV = GRT$$

Đối với 1 kmol khí:

$$pV_{\mu} = \mu RT = R_{\mu} T$$

Trong đó:

p - áp suất tuyệt đối (N/m²)

v - thể tích riêng (m³/kg)

T - nhiệt độ tuyệt đối (°K)

V - thể tích (m³)

V_μ - thể tích kmol (m³)

R - hằng số chất khí (J/kg.độ)

R_μ - hằng số phổ biến chất khí

μ - phân tử lượng của khí

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

3. Định luật Avôgradô.

Trong điều kiện nhiệt độ và áp suất như nhau thì các chất khí khác nhau có cùng thể tích sẽ có số các phân tử bằng nhau.

Khối lượng của một mol khí tính bằng kilôgam, ký hiệu μ được gọi là kilôgam mol hoặc kilômol. Từ định luật Avôgradô ta thấy rằng tích số μv là thể tích 1 kmol khí của tất cả các chất khí đều bằng nhau, ký hiệu V_μ. Ở điều kiện tiêu chuẩn (t = 0°C; p = 760 mmHg) thì thể tích 1 kmol của tất cả các chất khí đều bằng 22,4 m³, nghĩa là:

$$V_{\mu} = \mu v = 22,4 \text{ m}^3 \text{ tc/kmol.}$$

Phương trình Clapây-rông đối với 1 kmol khí có dạng

$$pV\mu = \mu RT$$

ở đây $\mu R = R\mu = 8314 \text{ J/kmol độ}$, gọi là hằng số phổ biến của mọi chất khí
Như vậy hằng số R đối với từng chất khí là:

$$R = \frac{8314}{\mu} \quad \text{J/kg. độ}$$

Khối lượng riêng của khí ở điều kiện tiêu chuẩn:

$$\rho_{tc} = \frac{\mu}{22,4} \quad \text{kg/m}^3 \text{tc}$$

và thể tích riêng của chất khí ở điều kiện tiêu chuẩn

$$V_{tc} = \frac{22,4}{\mu} \quad \text{m}^3 \text{tc/kg}$$

BÀI TẬP

Bài 2-1 — Hai bình thông nhau có tiết diện ngang F như nhau (h. 2-1). Bình bên trái đặt pittông còn bình bên phải có nắp cố định. Khi đổ nước vào bình thì áp suất của hai bên như nhau. Chiều cao từ mặt nước đến nắp cố định của bình bên phải và đến pittông của bình bên trái như nhau bằng $a = 10 \text{ cm}$. Áp suất bên trong của bình là $p = 1 \text{ at}$. Hỏi cần nâng pittông lên bao nhiêu để hiệu số giữa chiều cao của hai mặt nước bằng 10cm. Khi nâng pittông lên thì nhiệt độ trong các bình coi như không đổi.

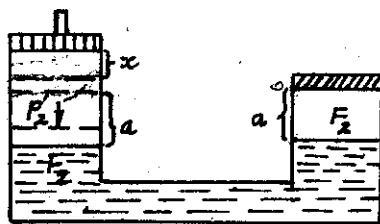
Giải:

Ta gọi các thông số ban đầu của chất khí trên mặt nước của cả hai bình lúc chưa dịch chuyển pittông là p_1 , V_1 và T_1 .

Đối với bình bên phải khi nâng pittông lên thì mức nước sẽ hạ xuống và các thông số của chất khí lúc đó là p_2 , V_2 .

Do nhiệt độ không đổi ta có:

$$p_1 V_1 = p_2 V_2 \quad \text{hay}$$



Hình 2-1

$$P_2 = \frac{P_1 V_1}{V_2}$$

ở đây: $V_1 = a.F$ - thể tích khí chiếm lúc ban đầu.

$$V_2 = \left(a + \frac{a}{2}\right)F - \text{thể tích khí chiếm lúc sau}$$

Thay vào ta có:

$$P_2 = \frac{2}{3} P_1$$

Đối với bình bên trái sau khi nâng pittông lên một khoảng x ta có:

$$P_1 V_1 = P'_2 V'_2$$

ở đây:
$$P'_2 = P_2 - \frac{aF\rho}{F} = P_2 - a\rho = \frac{2}{3} P_1 - a\rho$$

Trong đó: ρ - khối lượng riêng của nước bằng $1.10^{-3} \text{ kg/cm}^3$

V'_2 - thể tích khối khí chiếm ở bình bên trái

$$V'_2 = \left(\frac{a}{2} + x\right) F$$

Như vậy đối với bình bên trái thì:

$$P_1 V_1 = P'_2 V'_2$$

hay

$$P_1 aF = (P_2 - a\rho) \left(\frac{a}{2} + x\right) F$$

Sau khi thực hiện phép tính rồi đơn giản đi ta tìm được x là khoảng pittông nâng lên

$$x = \frac{a(4P_1 + 3a\rho)}{4P_1 - 6a\rho}$$

Thay số vào:

$$x = 10,22 \text{ cm}$$

Bài 2-2 — Khối lượng riêng của khí trong bình sẽ giảm đi mấy lần nếu nhiệt độ của khí không đổi nhưng chỉ số của áp suất thừa ở trạng thái đầu là 17 at, còn trạng thái cuối là 2 at. Biết áp suất khí trời bằng 735,6 mmHg.

Trả lời: $\rho_2 = \frac{1}{6} \cdot \rho_1$

Bài 2-3 — Một bình có thể tích $0,5 \text{ m}^3$ chứa không khí áp suất 2 bar và nhiệt độ 20°C .

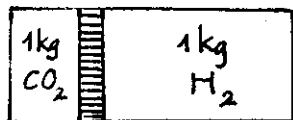
Lượng không khí cần thoát ra khỏi bình bao nhiêu để độ chân không của nó là 420 mmHg trong điều kiện nhiệt độ không đổi? Áp suất khí trời đo bằng barômet thủy ngân là 768 mm, khi nhiệt độ thủy ngân trong đó bằng 18°C .

Trả lời: $G = 1,527 \text{ kg}$

Bài 2-4 — Trong xilanh có pittông chuyển động chứa khí lý tưởng, áp suất thừa là 0,2 at. Khi nhiệt độ không đổi thể tích khí tăng lên sao cho độ chân không trong xilanh đạt đến 600 mmHg.

Hỏi thể tích khí sẽ thay đổi như thế nào nếu áp suất khí trời bằng 780 mmHg và chiều cao các cột thủy ngân đã quy về 0°C .

Trả lời: $\frac{V_2}{V_1} = 5,2$



Hình 2-2

Bài 2-5 — Trong xilanh kín ở giữa đặt một pittông có thể chuyển động không ma sát (h. 2-2). Bên phải xilanh chứa 1 kg khí hydrô còn phía trái chứa 1 kg khí cacbonic hãy xác định tỷ số thể tích của hai chất khí khi cân bằng.

Bài giải:

Khi cân bằng thì áp suất và nhiệt độ ở hai bên như nhau, nghĩa là $P_{\text{CO}_2} = P_{\text{H}_2}$ và $T_{\text{CO}_2} = T_{\text{H}_2}$.

Khi cân bằng áp suất ta có:

$$p_{H_2} = \frac{R_{H_2} T_{H_2}}{V_{H_2}} = p_{CO_2} = \frac{R_{CO_2} T_{CO_2}}{V_{CO_2}}$$

hay

$$\frac{R_{CO_2} T_{CO_2}}{V_{CO_2}} = \frac{R_{H_2} T_{H_2}}{V_{H_2}}$$

Mặt khác do cân bằng nhiệt độ $T_{CO_2} = T_{H_2}$ nên

$$\frac{R_{CO_2}}{V_{CO_2}} = \frac{R_{H_2}}{V_{H_2}}$$

Do đó:

$$\frac{V_{H_2}}{V_{CO_2}} = \frac{R_{H_2}}{R_{CO_2}} = \frac{8314}{2} : \frac{8314}{44} = \frac{44}{2} = 22$$

~~Đáp án 22~~ Khí khối trong buồng lửa lò hơi được làm lạnh từ 1200°C đến 250°C .

Thể tích của khí khối sẽ giảm đi mấy lần nếu áp suất của nó ở đầu và cuối đường ra như nhau?

Trả lời: 2,82 lần

Bài 2-7 — Trong xilanh có pittông chuyển động chứa khí lý tưởng với áp suất thừa 0,198 bar. Hỏi thể tích khí tăng lên mấy lần nếu ta dịch chuyển pittông sao cho độ chân không trong đó là 600 mmHg. Biết rằng áp suất khí trời đo bằng chiều cao cột thủy ngân quy về 0°C là 780 mm.

Trả lời: $\frac{v_2}{v_1} = 5,2$

Bài 2-8 — Hãy xác định thể tích riêng, trọng lượng riêng và khối lượng riêng (mật độ) của khí N_2 điều kiện tiêu chuẩn và ở điều kiện có áp suất thừa 0,2 at. Biết áp suất khí trời bằng 780 mmHg; $t = 127^{\circ}\text{C}$ và $g = 9,81\text{m/s}^2$.

Giải:

1. Ở điều kiện tiêu chuẩn

Thể tích riêng:

$$v_{tc} = \frac{22,4}{\mu_{N_2}} = \frac{22,4}{28} = 0,8 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Khối lượng riêng:

$$\rho = \frac{1}{v_{tc}} = \frac{1}{0,8} = 1,25 \text{ kg/m}^3$$

Trọng lượng riêng:

$$\gamma = \rho \cdot g = 1,25 \cdot 9,81 = 12,25 \text{ N/m}^3$$

2. Ở trường hợp thứ hai:

$$v = \frac{RT}{p} = \frac{8314}{28} \cdot \frac{(127 + 273)}{(0,2 \cdot 9,81 + \frac{780}{750}) \cdot 10^5} = 0,96 \text{ m}^3/\text{kg}$$

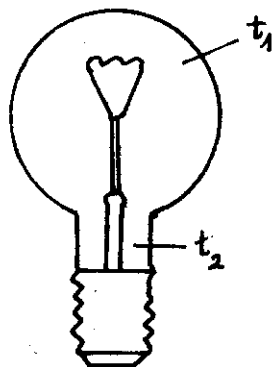
$$\rho = \frac{1}{v} = \frac{1}{0,96} = 1,04 \text{ kg/m}^3$$

$$\gamma = \rho \cdot g = 1,04 \cdot 9,81 = 10,2 \text{ N/m}^3$$

* **Bài 2-9** — Trong bóng đèn điện chứa khí N_2 (h.2-3). Độ chân không trong bóng đèn khi nhiệt độ trung bình 25°C và áp suất khí trời 760 mmHg là 200 mmHg . Khi đốt nóng và đạt đến chế độ ổn định thì nhiệt độ phần hình cầu của đèn có $t_1 = 160^\circ\text{C}$ còn phần hình trụ có $t_2 = 70^\circ\text{C}$.

Tính áp suất trong bóng đèn ở chế độ ổn định nếu thể tích phần hình cầu bằng 90 cm^3 còn thể tích phần hình trụ 15 cm^3 .

Trả lời: $p = 785 \text{ mmHg}$.



Hình 2-3

* **Bài 2-10** — Khí N_2 lưu động qua đường ống với lưu lượng thể tích $V = 8 \text{ m}^3/\text{ph}$ có áp suất

thừa 1,96 bar và nhiệt độ $t = 40^{\circ}\text{C}$.

* Xác định lưu lượng khối lượng phút của khí N_2 nếu áp suất khí trời 0,98 bar.

Trả lời: 2,54kg/ph.

Bài 2-11 — Khí cacbonic được bơm vào bình chứa có thể tích $V = 3\text{m}^3$ bằng máy nén. Chỉ số của manômet trước và sau khi nén là 0,3 at và 3 at; nhiệt độ tăng từ $t_1 = 45^{\circ}\text{C}$ đến $t_2 = 70^{\circ}\text{C}$.

Xác định lượng khí cacbonic đã bơm vào bình chứa nếu áp suất khí trời đo bằng chiều cao cột thủy ngân đã quy về 0°C là 700mm.

Trả lời: 11,8 kg.

Bài 2-12 — Trong bộ tiết kiệm nhiệt mỗi giờ đưa vào 200m^3 không khí ở nhiệt độ $t_1 = 20^{\circ}\text{C}$.

Tính thể tích giờ của không khí sau khi ra khỏi bộ tiết kiệm nếu nó được đốt nóng đến $t_2 = 300^{\circ}\text{C}$ khi áp suất không đổi.

Giải

Theo định luật Gay-Luyxác ta có:

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{T_1}{T_2}$$

hay

$$V_2 = \frac{V_1 T_2}{T_1} = \frac{200(300 + 273)}{20 + 273}$$

$$V_2 = 398\text{m}^3/\text{h}$$

Bài 2-13 — $0,3\text{m}^3$ tc khí ôxy chứa trong bình có dung tích 650cm^3 . Xác định chỉ số của manômet trong bình nếu nhiệt độ của khí ôxy $t = 200^{\circ}\text{C}$. Áp suất khí trời đo bằng chiều cao cột thủy ngân đã quy về 0°C là 762mm.

Trả lời: $p_t = 16,9$ at.

Chương 3

HỖN HỢP KHÍ

Trong thực tế chất môi giới thường gặp là hỗn hợp của nhiều chất khí mà giữa chúng không xảy ra phản ứng hóa học. Thí dụ không khí là hỗn hợp chủ yếu của hai chất khí: N_2 và O_2 ; sản phẩm cháy của buồng đốt cũng là hỗn hợp của nhiều chất khí.

Nếu ta coi các chất khí thành phần trong hỗn hợp là những khí lý tưởng thì hỗn hợp khí đó cũng xem là một khí lý tưởng, nghĩa là có thể ứng dụng được tất cả những định luật và phương trình đã nghiên cứu cho khí lý tưởng. Khi đó ta có:

- Đối với 1 kg hỗn hợp khí

$$pV = R_{hh}T$$

- Đối với G kg

$$pV = GR_{hh}T$$

ở đây R_{hh} - hằng số chất khí của hỗn hợp J/kg độ.

- Đối với 1 kmol

$$pV_{\mu} = R_{\mu} T$$

Trong đó $V_{\mu} = v_{hh}$. μ_{hh} - thể tích của 1 kmol hỗn hợp.

$R_{\mu} = 8314$ J/kg độ - hằng số phổ biến của chất khí.

v_{hh} - thể tích riêng của hỗn hợp khí,

μ_{hh} - khối lượng của 1 kmol hỗn hợp.

Để xác định R_{hh} và μ_{hh} cần biết các thành phần của hỗn hợp.

1. Thành phần khối lượng: là tỷ số giữa khối lượng của từng chất khí trong hỗn hợp với khối lượng toàn bộ:

$$g_i = \frac{G_i}{G}$$

G_i - khối lượng của chất khí thành phần nào đó trong hỗn hợp (kg).

G - khối lượng của hỗn hợp khí (kg)

2. Thành phần thể tích r_i : là tỷ số giữa thể tích của từng chất khí nằm trong hỗn hợp với toàn bộ thể tích của hỗn hợp khí trong điều kiện thể tích riêng phần của từng chất khí có áp suất và nhiệt độ bằng áp suất và nhiệt độ của hỗn hợp.

$$r_i = \frac{V_i}{V}$$

V_i - thể tích riêng phần của chất khí thành phần (m^3)

V - thể tích của hỗn hợp khí (m^3)

Ta có:

$$\sum_i r_i = 1 \quad \text{và} \quad \sum_i V_i = V$$

Quan hệ giữa thành phần khối lượng và thành phần thể tích được xác định theo các công thức sau:

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

$$\text{và} \quad g_i = \frac{r_i \mu_i}{\sum_i r_i \mu_i}$$

$$p_{hh} = \sum_i r_i p_i = \frac{1}{\sum_i \frac{g_i}{p_i}}$$

$$\mu_{hh} = \sum_i r_i \mu_i = \frac{1}{\sum_i \frac{g_i}{\mu_i}}$$

Phương trình trạng thái khí lý tưởng áp dụng đối với hỗn hợp khí như sau:

Đối với một hỗn hợp khí: $pV = R_{hh} T$

Đối với G Kg hỗn hợp khí $pV = GR_{hh} T$

Trong đó

$$R_{hh} = \frac{8314}{\mu_{hh}}$$

Áp suất của hỗn hợp khí và phân áp suất của các thành phần trong hỗn hợp được thiết lập theo định luật Đantông:

$$p = \sum_1^n p_i$$

p - áp suất của hỗn hợp khí

p_i - phân áp suất của khí thành phần.

$$p_i = r_i p$$

Ngoài ra trong thực tế ta còn gặp hỗn hợp của các chất khí đồng thời có nhiệt độ và áp suất khác nhau mà ta phải xác định trạng thái của hỗn hợp khí trong các trường hợp:

1. Hỗn hợp của các chất khí khi thể tích không đổi:

Giả sử trước khi hỗn hợp các chất khí chiếm thể tích $V_1, V_2, \dots, V_n$ có áp suất $p_1, p_2, \dots, p_n$ và nhiệt độ $T_1, T_2, \dots, T_n$ thì các thông số của hỗn hợp khí được xác định bằng các công thức sau:

a) Thể tích của hỗn hợp

$$V = \sum_1^n V_i$$

b) Nhiệt độ của hỗn hợp:

$$T = \frac{\sum_1^n p_i V_i}{\sum_1^n \frac{p_i V_i}{T_i}}$$

c) Áp suất của hỗn hợp:

$$p = \frac{T}{V} \sum_1^n \frac{p_i V_i}{T_i}$$

2. Hỗn hợp của các dòng khí:

Cho nhiều dòng khí hỗn hợp với nhau mà lưu lượng khối và lưu lượng thể tích của mỗi dòng: $G_1, G_2, \dots, G_n$ (kg/s); $V_1, V_2, \dots, V_n$ (m³/s); với các thông số tương ứng là $p_1, p_2, \dots, p_n$ và $T_1, T_2, \dots, T_n$. Dòng khí sau khi hỗn hợp có các thông số sau:

$$G_{cv}T = \sum_1^n G_i C_{vi} T_i$$

Hoặc

$$T = \frac{\sum_1^n G_i C_{vi} T_i}{G_{cv}}$$

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

C_v - Nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích của hỗn hợp khí.

BÀI TẬP

Bài 3-1 — Một kilôgam không khí khô (gồm N₂ và O₂) có thành phần khối lượng là $g_{N_2} = 76,8\%$ và $g_{O_2} = 23,2\%$. (Duyệt)

Hãy xác định thành phần thể tích, hằng số chất khí, khối lượng phân tử của không khí và tính phân áp suất của các khí N₂ và O₂. Biết áp suất của không khí $p = 760\text{mmHg}$.

Giải

Thành phần thể tích của các khí thành phần

$$r_{O_2} = \frac{\frac{g_{O_2}}{\mu_{O_2}}}{\frac{g_{O_2}}{\mu_{O_2}} + \frac{g_{N_2}}{\mu_{N_2}}} = \frac{\frac{23,2}{32}}{\frac{23,2}{32} + \frac{76,8}{28,02}} = 0,21 = 21\%$$

$$r_{N_2} = \frac{\frac{g_{N_2}}{\mu_{N_2}}}{\frac{g_{O_2}}{\mu_{O_2}} + \frac{g_{N_2}}{\mu_{N_2}}} = \frac{\frac{76,8}{28,02}}{\frac{23,2}{32} + \frac{76,8}{28,02}} = 0,79 = 79\%$$

Hằng số chất khí:

$$\begin{aligned} R_{hh} &= \sum_1^n g_i R_i = g_{O_2} R_{O_2} + g_{N_2} R_{N_2} \\ &= 0,232 \frac{8314}{32} + 0,768 \frac{8314}{28,02} = 287 \text{ J/kg.độ} \end{aligned}$$

Khối lượng phân tử:

$$\begin{aligned} \mu_{hh} &= \sum_1^n r_i \mu_i = r_{O_2} \mu_{O_2} + r_{N_2} \mu_{N_2} \\ &= 0,21.32 + 0,79.28,02 = 28,9 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

Phân áp suất của từng khí:

- Đối với O_2 :

$$p_{O_2} = r_{O_2} P = 0,21.760 = 159,4 \text{ mmHg}$$

- Đối với khí N_2 :

$$p_{N_2} = r_{N_2} P = 0,79.760 = 600,6 \text{ mmHg}$$

✗ **Bài 3-2** — Thành phần thể tích của sản phẩm cháy khô (không chứa hơi nước) như sau: $CO_2 = 12,3\%$; $O_2 = 7,2\%$; $N_2 = 80,5\%$.

Tìm khối lượng phân tử, hằng số chất khí, khối lượng riêng và thể tích riêng của sản phẩm cháy khi $P = 750 \text{ mmHg}$ và $t = 800^\circ\text{C}$.

$$\text{Trả lời: } \mu_{hh} = 30,3 \text{ kg/kmol; } R_{hh} = 274,3 \text{ J/kg độ.}$$

$$V_{hh} = 2,94 \text{ m}^3/\text{kg; } \rho_{hh} = 0,34 \text{ kg/m}^3$$

✗ **Bài 3-3** — Trong một bình dung tích 125 m^3 chứa khí đốt có áp suất $P = 3,92 \text{ bar}$ và nhiệt độ $t = 18^\circ\text{C}$ có thành phần thể tích là: $H_2 = 0,46$; $CH_4 = 0,32$; $CO = 0,15$; $N_2 = 0,07$. Sau khi dùng một thời gian, áp suất

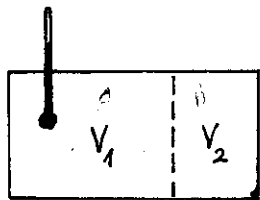
của nó giảm đến 3,04 bar và nhiệt hạ xuống 12°C . Tính lượng khí cháy đã dùng.

Nguyễn Thế Sơn, Sài Gòn, Ngày 5/1/93.
Trả lời: 913 kg

- X Bài 3.4 — Cần nén hỗn hợp khí có thành phần khối lượng $g_{\text{CO}_2} = 18\%$; $g_{\text{O}_2} = 12\%$ và $g_{\text{N}_2} = 70\%$ đến áp suất bằng bao nhiêu để khí ở $t = 180^{\circ}\text{C}$ thì 8 kg hỗn hợp khí đó chiếm thể tích $V = 4 \text{ m}^3$.

Trả lời: 2,46 bar

Bài 3.5 — Trong một bình chứa hai chất khí A và B được ngăn cách bởi một tấm chắn. Khí A có thể tích $V_1 = 0,5 \text{ m}^3$ và khối lượng $G_A = 1,44 \text{ kg}$; khí B có $V_2 = 0,25 \text{ m}^3$ và $G_B = 0,464 \text{ kg}$ (h. 3-1). Chất khí B có thể đi qua tấm chắn còn khí A không qua được. Hãy tính áp suất ban đầu của các chất khí p_1, p_2 ứng với thể tích V_1, V_2 và xác định áp suất sau khi hỗn hợp (lúc bỏ tấm chắn) nếu nhiệt độ của hỗn hợp là 300°C ; hai chất khí A và B là khí lý tưởng có $\mu_A = 28$ và $\mu_B = 2$.



Hình 3-1

Giải

Áp suất ở từng thể tích trước khi hỗn hợp.

$$p_A \cdot V_1 = G_A R_A T$$

suy ra

$$p_A = \frac{G_A R_A T}{V_1} = \frac{1,44 \cdot 8314 (273 + 300)}{28 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}} = 4,9 \text{ bar}$$

và

$$p_B (V_1 + V_2) = G_B R_B T$$

hay

$$p_B = \frac{G_B R_B T}{V_1 + V_2} = \frac{0,464 \cdot 8314 \cdot 573}{2 \cdot 0,75 \cdot 10^{-3}} = 14,7 \text{ bar}$$

Ta thấy rằng áp suất của chất khí trong thể tích V_1 sẽ bằng áp suất của khí A và B.

$$p_1 = p_A + p_B = 4,9 + 14,7 = 19,6 \text{ bar}$$

còn áp suất trong thể tích V_2 bằng áp suất riêng của khí B.

$$p_2 = p_B = 14,7 \text{ bar}$$

Áp suất của hỗn hợp sau khi cắt tắt chân

$$p(V_1 + V_2) = (G_A + G_B)R_{hh}T$$

Trong đó

$$R_{hh} = g_A R_A + g_B R_B$$

$$R_{hh} = \frac{8314}{28} \cdot \frac{1,44}{1,904} + \frac{8314}{2} \cdot \frac{0,464}{1,904} = 322,2$$

Từ đó:

$$P = \frac{(G_A + G_B)R_{hh}T}{V_1 + V_2} = \frac{1,904 \cdot 322,2 \cdot 573}{0,74 \cdot 10^5}$$

$$P = 17,93 \text{ bar}$$

Bài 3-6 — Một động cơ khí làm việc bằng hỗn hợp khí cháy gồm một phần khí thấp và tám phần không khí tính theo khối lượng. Hãy xác định thành phần khối lượng và hằng số chất khí của hỗn hợp nếu biết thành phần thể tích của khí thấp là: $r_{CO} = 7\%$, $r_{H_2} = 48\%$, $r_{CH_4} = 40\%$; $r_{N_2} = 5\%$; thành phần khối lượng của không khí: $g_{N_2} = 0,768$; $g_{O_2} = 0,232$.

Trả lời: $g_{CO} = 0,02$; $g_{H_2} = 0,01$; $g_{CH_4} = 0,07$

$$g_{N_2} = 0,695$$

Bài 3-7 — Một bình chứa được chia làm hai phần bằng một tấm chắn có thể tích $V_1 = 1,5m^3$; $V_2 = 1m^3$. Trong V_1 chứa CO_2 có áp suất $p_1 = 5 \text{ at}$ và nhiệt độ $t_1 = 30^\circ C$, phần V_2 chứa O_2 có $p_2 = 2 \text{ at}$ và $t_2 = 57^\circ C$.

Hãy xác định thành phần khối lượng và thành phần thể tích của CO_2 và O_2 . Tính khối lượng phân tử và hằng số chất khí của hỗn hợp sau khi đã bỏ tấm chắn.

Trả lời: $g_{CO_2} = 0,849$; $g_{O_2} = 0,151$

$$r_{CO_2} = 0,803$$

$$\mu_{hh} = 41,7$$

$$R_{hh} = 199,3$$

Bài 3-8 — $0,3m^3$ không khí được hỗn hợp với $0,5 \text{ kg}$ khí cacbonic, cả hai

chất khí trước khi hỗn hợp có các thông số là $p = 6 \text{ at}$ và $t = 45^\circ\text{C}$. Tính phân áp suất của khí CO_2 sau khi hỗn hợp.

Trả lời: $P_{\text{CO}_2} = 8,55 \text{ bar}$.

Bài 3-9 — Tìm áp suất của hỗn hợp nếu khối lượng của nó $G = 20\text{kg}$, $V = 4\text{m}^3$, $t = 100^\circ\text{C}$ và thành phần thể tích của hỗn hợp là $r_{\text{O}_2} = 0,4$; $r_{\text{CO}_2} = 0,6$.

Trả lời: $4,05 \text{ at}$.

Bài 3-10 — Thành phần thể tích của hỗn hợp khí: $r_{\text{CO}_2} = 0,12$; $r_{\text{O}_2} = 0,05$; $r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,03$; $r_{\text{N}_2} = 0,80$.

Xác định mật độ, thể tích riêng của hỗn hợp ở điều kiện tiêu chuẩn; tính khối lượng phân tử và hằng số chất khí của hỗn hợp; tính thành phần khối lượng của từng chất khí trong hỗn hợp.

Giải:

Khối lượng phân tử của hỗn hợp:

$$\mu_{\text{hh}} \sum_{i=1}^n r_i \mu_i = 0,12 \cdot 44 + 0,05 \cdot 32 + 0,03 \cdot 18 + 0,80 \cdot 28 = 29,82 \text{ kg/kmol}$$

Hằng số chất khí của hỗn hợp:

$$R_{\text{hh}} = \frac{8314}{\mu_{\text{hh}}} = \frac{8314}{29,82} \approx 279 \text{ J/kg} \cdot \text{độ}$$

Khối lượng riêng (mật độ) của hỗn hợp ở điều kiện tiêu chuẩn:

$$\rho_{\text{tc}} = \frac{\mu_{\text{hh}}}{22,4} = \frac{29,82}{22,4} \approx 1,33 \text{ kg/m}^3$$

Thể tích riêng của hỗn hợp ở điều kiện tiêu chuẩn:

$$V_{\text{tc}} = \frac{1}{\rho_{\text{tc}}} = \frac{1}{1,33} = 0,752 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Thành phần khối lượng của từng chất khí trong hỗn hợp:

$$g_{\text{CO}_2} = \frac{r_{\text{CO}_2} \cdot \mu_{\text{CO}_2}}{\sum_1^n r_i \mu_i} = \frac{0,12 \cdot 44}{29,82} = 0,177$$

$$g_{\text{O}_2} = \frac{r_{\text{O}_2} \cdot \mu_{\text{O}_2}}{\sum_1^n r_i \mu_i} = \frac{0,05 \cdot 32}{29,82} = 0,0536$$

$$g_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{r_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \mu_{\text{H}_2\text{O}}}{\sum_1^n r_i \mu_i} = \frac{0,03 \cdot 18}{29,82} = 0,0181$$

$$g_{\text{N}_2} = \frac{r_{\text{N}_2} \cdot \mu_{\text{N}_2}}{\sum_1^n r_i \mu_i} = \frac{0,80 \cdot 28}{29,82} = 0,755$$

Bài 3-11 — Thành phần khối lượng của sản phẩm cháy là

$$\text{H}_2 = 1,5\% ; \text{CO}_2 = 10\% ; \text{N}_2 = 60,5\% ; \text{CO} = 28\%$$

Xác định thành phần thể tích, mật độ và thể tích riêng của hỗn hợp khí $p = 1,96 \text{ bar}$ và $t = 100^\circ\text{C}$. Tính số kilômol của hỗn hợp.

$$\text{Trả lời: } r_{\text{N}_2} = 52,5\% \dots\dots$$

$$V_{\text{hh}} = 0,655 \text{ m}^3/\text{kg} ; \rho_{\text{hh}} = 1,53 \text{ kg/m}^3$$

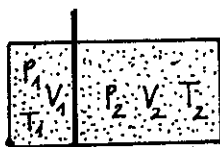
$$41,4 \text{ kilômol}$$

Bài 3-12 — Tính thể tích của 3kg hỗn hợp khí, biết thành phần khối lượng của chúng là : $g_{\text{O}_2} = 0,4$; $g_{\text{N}_2} = 0,2$; $g_{\text{CO}_2} = 0,4$; nhiệt độ của hỗn hợp $t = 50^\circ\text{C}$; áp suất thừa là 600 mmHg và áp suất khí trời 760mmHg.

$$\text{Trả lời: } V = 2,38 \text{ m}^3$$

Bài 3-13 — Xác định khối lượng của 4m^3 hỗn hợp khí có thành phần thể tích như sau: $r_{\text{O}_2} = 0,4$; $r_{\text{N}_2} = 0,2$; $r_{\text{CO}_2} = 0,4$. Nhiệt độ của hỗn hợp $t = 50^\circ\text{C}$, áp suất thừa $0,4\text{ at}$. Áp suất khí trời 700mmHg .

Trả lời : $G = 7,07\text{kg}$



Hình 3-2

Bài 3-14 — Trong một bình chứa khí CO_2 được chia đôi bởi một vách ngăn (h. 3-2). Ở ngăn bên trái khí CO_2 có các thông số $p_1 = 430\text{ mmHg}$; $t_1 = 170^\circ\text{C}$ với thể tích $V_1 = 1\text{m}^3$; còn ngăn bên phải khí CO_2 có các thông số $p_2 = 940\text{ mmHg}$, $t_2 = 210^\circ\text{C}$ với thể tích $V_2 = 3\text{m}^3$.

Hãy xác định áp suất và nhiệt độ của hỗn hợp sau khi lấy vách ngăn.

Giải :

Nhiệt độ của hỗn hợp khí CO_2 sau khi lấy vách ngăn:

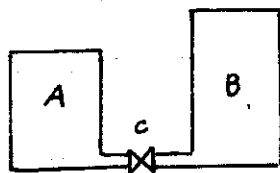
$$T = \frac{\sum_{i=1}^n p_i V_i}{\sum_{i=1}^n \frac{p_i V_i}{T_i}} = \frac{430.1 + 940.3}{\frac{430.1}{170 + 273} + \frac{940.3}{210 + 273}} = 459^\circ\text{K}$$

Áp suất của hỗn hợp:

$$p = \frac{\sum_{i=1}^n p_i V_i}{\sum_{i=1}^n V_i} = \frac{430.1 + 940.3}{1 + 3} = 559\text{ mmHg}$$

Bài 3-15 — Trong bình A chứa khí O_2 khối lượng $G_{\text{O}_2} = 7,98\text{ kg}$ ở áp suất tuyệt đối $P_{\text{O}_2} = 5\text{ at}$, nhiệt độ $T_{\text{O}_2} = 200^\circ\text{C}$. Trong bình B chứa khí N_2 có khối lượng $G_{\text{N}_2} = 26,1\text{ kg}$ với áp suất tuyệt đối $P_{\text{N}_2} = 10\text{ at}$ và nhiệt độ $t_{\text{N}_2} = 150^\circ\text{C}$. Hai bình A và B nối với nhau bằng đường ống có van ngăn cách C (h.3-3).

Hãy xác định áp suất và nhiệt độ của hỗn hợp sau khi mở van C; khi tính toán coi như



Hình 3-3

không có trao đổi nhiệt với môi trường ngoài.

Giải:

Ta nhận xét rằng khi van C mở thì khí O_2 và N_2 sẽ hỗn hợp với nhau trong điều kiện thể tích không đổi.

Thể tích của khối khí O_2 trước hỗn hợp:

$$V_{O_2} = \frac{G_{O_2} \cdot R_{O_2} \cdot T_{O_2}}{p_{O_2}} = \frac{7,98 \cdot 8314 \cdot 473}{32 \cdot 5 \cdot 0,98 \cdot 10^5} = 2m^3$$

Thể tích của khối khí N_2 trước hỗn hợp:

$$V_{N_2} = \frac{G_{N_2} \cdot R_{N_2} \cdot T_{N_2}}{p_{N_2}} = \frac{26,1 \cdot 8314 \cdot 423}{28 \cdot 0,98 \cdot 10 \cdot 10^5} = 3,35m^3$$

Nhiệt độ của hỗn hợp sau khi mở van C:

$$T = \frac{\sum_{i=1}^n p_i V_i}{\sum_{i=1}^n \frac{p_i V_i}{T_i}} = \frac{5 \cdot 2 + 10 \cdot 3,35}{\frac{5 \cdot 2}{473} + \frac{10 \cdot 3,35}{423}} = 435^\circ K$$

Áp suất của hỗn hợp tính theo công thức sau:

$$P = \frac{G \cdot R \cdot T}{V}$$

Ở đây: $G = G_1 + G_2 = 7,98 + 26,1 = 34,08 \text{ kg}$

$V = V_1 + V_2 = 2 + 3,35 = 5,35 m^3$

$R = \sum_{i=1}^n g_i R_i$ - hằng số khí của hỗn hợp.

trong đó g_i - thành phần khối lượng của từng chất tính theo công thức sau:

$$g_{O_2} = \frac{G_{O_2}}{G_{O_2} + G_{N_2}} = \frac{7,98}{7,98 + 26,1} = 0,234$$

$$g_{N_2} = \frac{G_{N_2}}{G_{O_2} + G_{N_2}} = \frac{26,1}{7,98 + 26,1} = 0,766$$

$$\text{Vậy } R = 0,234 \frac{8314}{32} + 0,766 \frac{8314}{28} = 288,2 \text{ J/kg.độ}$$

$$\text{và } p = \frac{34,08 \cdot 288,2 \cdot 435}{5,35 \cdot 10^5} = 7,97 \text{ bar}$$

Bài 3-16 — Trong bình A có không khí ở nhiệt độ $t_A = 80^\circ\text{C}$ và áp suất $p_A = 3,2 \text{ at}$; bình B cũng chứa đầy không khí có $t_B = 320^\circ\text{C}$ và $p_B = 1,5 \text{ at}$. Thể tích của bình A $V_A = 100 \text{ lít}$, còn thể tích của bình B $V_B = 55 \text{ lít}$.

Hãy xác định áp suất và nhiệt độ không khí trong cả hai bình khi chúng được thông với nhau. Coi như không trao đổi nhiệt với môi trường ngoài.

$$\text{Trả lời: } t = 112^\circ\text{C}; p = 2,65 \text{ at}$$

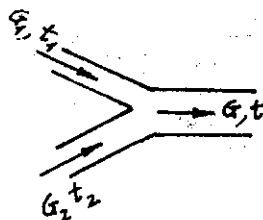
Bài 3-17 — Hai bình A và B được ngăn cách với nhau. Trong bình A chứa khí CO ở nhiệt độ 1500°C và áp suất $9,8 \text{ bar}$, thể tích bằng 100 lít . Bình B chứa N_2 có nhiệt độ 300°C , áp suất $19,6 \text{ bar}$, thể tích 50 lít .

Hãy xác định áp suất và nhiệt độ sau khi nối hai bình với nhau; nếu không có trao đổi nhiệt với môi trường ngoài.

$$\text{Trả lời: } T = 895^\circ\text{K}; p = 13,54 \text{ bar}$$

Bài 3-18 — Dòng không khí I có lưu lượng khối lượng $G_1 = 120 \text{ kg/h}$ với nhiệt độ $t_1 = 500^\circ\text{C}$ hỗn hợp với dòng không khí thứ II với lưu lượng $G_2 = 210 \text{ kg/h}$ và $t_2 = 200^\circ\text{C}$ (h. 3-4)

Giả thiết rằng áp suất của không khí trong cả ba dòng đều như nhau. Hãy xác định nhiệt độ của không khí sau khi hỗn hợp dòng I với dòng II.



Hình 3-4

Giải:

Theo tính chất của cân bằng nhiệt ta có:

$$C_{pth} t = g_1 C_{p1bt} \cdot t_1 + g_2 C_{p2bt} \cdot t_2$$

Nếu coi nhiệt dung riêng không đổi nghĩa là $C_{p1c} = C_{p1tb} = C_{p2tb} = \text{const}$ thì:

$$t = g_1 t_1 + g_2 t_2$$

Ở đây: $g_1 = \frac{G_1}{G_1 + G_2} = \frac{120}{120 + 210} = \frac{12}{33}$

$$g_2 = \frac{G_2}{G_1 + G_2} = \frac{210}{120 + 210} = \frac{21}{33}$$

Vậy nhiệt độ của không khí sau khi hỗn hợp:

$$t = \frac{12}{33} 500 + \frac{21}{33} 200 \approx 310^\circ\text{C}$$

Bài 3-19 — Dòng không khí có nhiệt độ 80°C do hỗn hợp của hai dòng không khí: dòng lạnh có nhiệt độ 0°C và dòng nóng có nhiệt độ 900°C .

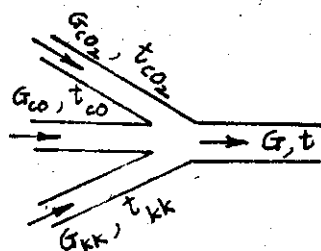
Hãy tính xem muốn có 1kg không khí hỗn hợp thì khối lượng của mỗi dòng là bao nhiêu nếu áp suất của cả ba dòng đều như nhau.

Trả lời: $G_1 = 0,0827\text{kg}$, $g_2 = 0,9173\text{kg}$.

Bài 3-20 — Ba dòng khí hỗn hợp với nhau (h. 3-5) dòng I là khí O_2 có $G_{\text{O}_2} = 115\text{ kg/h}$ ở nhiệt độ $t_{\text{O}_2} = 300^\circ\text{C}$ dòng II là khí CO có $G_{\text{CO}} = 200\text{kg/h}$ với $t_{\text{CO}} = 200^\circ\text{C}$ còn dòng III là không khí có $t_{\text{kk}} = 400^\circ\text{C}$. Do hỗn hợp của ba dòng khí này mà hỗn hợp khí có nhiệt độ $t = 275^\circ\text{C}$.

Xác định lưu lượng khối lượng G_{kk} của không khí nếu biết rằng áp suất của O_2 , CO và không khí như nhau.

Trả lời: $G_{\text{kk}} = 97,8\text{kg/h}$



Hình 3-5

Chương 4

NHIỆT DUNG RIÊNG

Nhiệt dung riêng là nhiệt lượng cần thiết cho 1 đơn vị chất môi giới tăng lên 1°C theo một quá trình nào đó. Ký hiệu:

C (KJ/kg. $^\circ\text{C}$) - Nhiệt dung riêng khối lượng.

C' (KJ/m³. $^\circ\text{C}$) - Nhiệt dung thể tích.

C_μ (KJ/kmol. $^\circ\text{C}$) - Nhiệt dung riêng mol.

Quan hệ giữa các loại nhiệt dung riêng:

$$C_\mu = \mu C = 22,4 C'$$

Trong tính toán nhiệt trên thực tế thường sử dụng 2 dạng sau:

1) Nhiệt dung riêng là hằng:

Trong những tính toán không cần độ chính xác quá cao hoặc khoảng biến thiên nhiệt độ không lớn, để đơn giản trong tính toán người ta thường xem nhiệt dung riêng là hằng số. Căn cứ vào số nguyên tử của khối khí và phân tử lượng của khí để tính nhiệt dung riêng các loại:

$$C_\mu = \frac{C_\mu}{\mu} \quad \text{và} \quad C' = \frac{C_\mu}{22,4} \Rightarrow C' = \frac{M \cdot C_\mu(n)}{n}$$

Trị số C_μ tra ở bảng 1 phụ lục 1.

2) Nhiệt dung riêng biến thiên theo quan hệ đường thẳng với nhiệt độ:

Khi cần độ chính xác cao trong tính toán hoặc khoảng biến thiên nhiệt độ rất lớn thì thường xem nhiệt dung riêng phụ thuộc nhiệt độ theo quan hệ đường thẳng.

$$C \Big|_{t_1}^{t_2} = \frac{\Delta q}{t_2 - t_1} = \frac{\Delta q}{\Delta t}$$

Khi sử dụng các bảng từ 3 đến 10 phần phụ lục thì nhiệt dung riêng trung bình trong khoảng nhiệt độ từ t_1 đến t_2 được tính như sau:

$$C \Big|_{t_1}^{t_2} = \frac{C \Big|_{0^\circ}^{t_2} - C \Big|_{0^\circ}^{t_1}}{t_2 - t_1}$$

Đối với hỗn hợp khí:

$$C_{hh} = \sum_1^n g_i C_i \quad \text{kJ/kg.độ}$$

$$C'_{hh} = \sum_1^n r_i C'_i \quad \text{kJ/m}^3_{\text{tc.độ}}$$

$$C_{\mu hh} = \sum_1^n r_i C_{\mu i} \quad \text{kJ/kmol.độ}$$

BÀI TẬP

Bài 4.1 — Tìm nhiệt dung riêng trung bình khối lượng đẳng áp và thể tích đẳng tích từ $t_1 = 200^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 800^\circ\text{C}$ của khí N_2 khi nhiệt dung riêng phụ thuộc nhiệt độ theo quan hệ đường thẳng.

Giải:

Từ bảng phụ chương ta có:

$$C_p \Big|_0^t = 0,2446 + 0,00002115 t \quad \text{kcal/kg.độ}$$

$$C'_v \Big|_0^t = 0,2171 + 0,00002643 t \quad \text{kcal/m}^3_{\text{tc.độ}}$$

Nhiệt dung riêng trung bình từ t_1 đến t_2 là:

$$C_p \Big|_{t_1}^{t_2} = 0,2446 + 0,00002115 (200 + 800) = 0,266 \quad \text{kcal/kg.độ}$$

và

$$C'_v \Big|_{t_1}^{t_2} = 0,2171 + 0,00002643 (200 + 800) = 0,244 \text{ kcal/m}^3 \text{ độ}$$

Bài 4-2 — Xác định các nhiệt dung riêng mol, thể tích và khối lượng đẳng áp trong khoảng từ 0°C đến 1300°C đối với hỗn hợp khí có thành phần thể tích sau:

$$r_{\text{CO}_2} = 8\% ; r_{\text{CO}} = 2\% ; r_{\text{N}_2} = 85\% \text{ và } r_{\text{H}_2} = 5\%$$

Giải:

Từ bảng phụ chương ta tìm được nhiệt dung riêng mol đẳng áp trung bình đối với từng chất khí.

$$C_{\mu_{\text{pCO}_2}} \Big|_0^t = 51,322; \quad C_{\mu_{\text{pCO}}} \Big|_0^t = 32,427$$

$$C_{\mu_{\text{pN}_2}} \Big|_0^t = 32,067; \quad C_{\mu_{\text{pH}_2}} \Big|_0^t = 30,288$$

Do đó: nhiệt dung riêng mol trung bình đẳng áp của hỗn hợp từ 0°C đến 1300°C là:

$$\begin{aligned} C_{\mu_{\text{phh}}} \Big|_0^{1300} &= \sum_1^n r_i C_{\mu_{\text{pi}}} = \\ &= 0,08.51,322 + 0,05.30,288 + 0,02.32,427 + 0,85.32,067 \end{aligned}$$

$$C_{\mu_{\text{phh}}} \Big|_0^{1300} = 33,2 \text{ kJ/kmol độ}$$

Nhiệt dung riêng thể tích đẳng áp trung bình của hỗn hợp:

$$C'_{\text{phh}} \Big|_0^{1300} = \frac{C_{\mu_{\text{phh}}} \Big|_0^{1300}}{22,4} = \frac{33,2}{22,4} = 1,49 \text{ kJ/m}^3 \text{ độ}$$

Nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp trung bình của hỗn hợp:

$$C_{phh} \Big|_0^{1300} = \frac{C_{\mu phh} \Big|_0^{1300}}{\mu_{hh}} = \frac{33,2}{27,98} = 1,18 \text{ kJ/kg.độ}$$

ở đây μ_{hh} - khối lượng của 1 kmol hỗn hợp khí, $\mu_{hh} = \sum r_i \mu_i$.

$$\mu_{hh} = 44,0,08 + 2,0,05 + 28,0,02 + 28,0,85 = 27,98 \text{ kg/kmol}$$

Bài 4-3 — Xác định nhiệt dung riêng trung bình đẳng tích của khí N_2 nếu biết nhiệt dung riêng mol đẳng áp trung bình của nó theo công thức:

$$C_{\mu p} \Big|_0^t = 6,8630 + 0,0005610 t$$

$$\text{Trả lời: } C_v \Big|_0^t = 0,194 \text{ kcal/kg.độ}$$

Bài 4-4 — Tìm nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp trung bình và thể tích đẳng áp trung bình từ 200°C đến 800°C của hỗn hợp khí có thành phần thể tích như sau $CO_2 = 12\%$; $O_2 = 6\%$; $H_2O = 5\%$ còn lại là khí N_2 . Nếu nhiệt dung riêng phụ thuộc nhiệt độ theo quan hệ đường thẳng.

$$\text{Trả lời: } 0,258 \text{ kcal/kg.độ}$$

$$0,345 \text{ kcal/m}^3\text{t.c.độ}$$

Bài 4-5 — Trong một bình kín có thể tích $V = 300$ lít chứa không khí ở áp suất $p_1 = 3 \text{at}$ và nhiệt độ $t_1 = 20^\circ\text{C}$.

Hỏi nhiệt lượng cần cung cấp là bao nhiêu để nhiệt độ của không khí tăng lên đến 120°C ? Khi tính ta coi nhiệt dung riêng là hằng số và nhiệt dung riêng phụ thuộc nhiệt độ. Tính sai số tương đối trong hai trường hợp đó.

Giải:

Khối lượng không khí chứa trong bình:

$$G = \frac{pV}{RT} = \frac{3,0,981 \cdot 10^5 \cdot 0,3}{\frac{8314}{28,9} \cdot 293} = 1,05 \text{ kg}$$

Đối với khí hai nguyên tử thì nhiệt dung riêng là hằng số tính theo công

thức:

$$C_{\mu v} = 20,9 \text{ kJ/kmol.độ}$$

Vậy nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích của không khí là:


$$C_v = \frac{C_{\mu v}}{\mu} = \frac{20,9}{28,9} = 0,723 \text{ kJ/kg.độ}$$

Nhiệt lượng cần cung cấp:

$$Q_v = GC_v (t_2 - t_1) = 1,05 \cdot 0,723 \cdot 100 = 75,815 \text{ kJ.}$$

Khi tính nhiệt dung riêng phụ thuộc vào nhiệt độ ta có:

$$C_v = 0,7218 \text{ kJ/kg.độ}$$

Sai số tương đối trong hai trường hợp:

$$\frac{0,723 - 0,7218}{0,723} = 0,0016 \%$$

Bài 4-6 — Trong bình kín có thể tích 100 lít chứa không khí ở nhiệt độ 0°C và áp suất 760 mmHg.

Hãy tính nhiệt lượng cần thiết để đốt nóng lên 200°C . Coi nhiệt dung riêng phụ thuộc nhiệt độ theo quan hệ đường thẳng.

$$\text{Trả lời: } Q = 18,5 \text{ kJ}$$

Bài 4-7 — Không khí được làm lạnh từ 1000 đến 100°C khi áp suất không đổi.

Hỏi nhiệt lượng của 1 kg không khí mất đi là bao nhiêu, nếu khi tính toán ta coi nhiệt dung riêng là hằng số và nhiệt dung riêng phụ thuộc vào nhiệt độ. Tính sai số của trường hợp thứ nhất so với trường hợp thứ hai.

$$\text{Trả lời: } q = -236,5 \text{ kcal/kg}$$

sai số 8%.

* *Bài 4-8* — Khí ôxy có các thông số ban đầu $p_1 = 8 \text{ at}$, $V_1 = 0,25 \text{ m}^3$ và $t_1 = 100^\circ\text{C}$ được đốt nóng lên khi thể tích không đổi đến $t_2 = 300^\circ\text{C}$. Xác định nhiệt lượng để đốt nóng nếu nhiệt dung riêng thực của khí hai nguyên tử:

$$C_{\mu v} = 4,59 + 0,000106 t \text{ kcal/kmol.độ}$$

$$\text{Trả lời: } Q_v = 37,7 \text{ kcal.}$$

* Bài 4-9 — 4m^3 không khí ở áp suất thừa $p_t = 2\text{at}$ và nhiệt độ $t_1 = 20^\circ\text{C}$ được đốt nóng đẳng áp đến $t_2 = 120^\circ\text{C}$.

Xác định nhiệt lượng cần thiết để đốt nóng nếu nhiệt dung riêng là hằng số và áp suất khí trời bằng 1at .

Trả lời: $Q_p = 1410\text{ kJ}$.

Chương 5

ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG THỨ NHẤT VÀ CÁC QUÁ TRÌNH CƠ BẢN CỦA CHẤT KHÍ

1. Định luật nhiệt động thứ nhất.

Định luật nhiệt động thứ nhất là trường hợp riêng của định luật bảo toàn và biến hóa năng lượng áp dụng cho hệ thống nhiệt động mà hệ thống đó có thể trao đổi năng lượng với môi trường xung quanh (ở những dạng khác nhau). Phương trình tổng quát của định luật nhiệt động thứ nhất có dạng:

$$dq = du + dl$$

hoặc

$$dq = di + d\ell_t$$

Đối với 1 quá trình thì:

$$q = \Delta u + l$$

hoặc

$$q = \Delta i + \ell_t$$

$\frac{J}{kg}$

Ở đây: q - nhiệt lượng tham gia vào quá trình (do chất khí nhận hoặc nhả ra môi trường xung quanh) J/kg.

Δu - độ biến thiên nội năng của chất khí. Đối với khí lý tưởng ở bất kỳ quá trình nào thì độ biến thiên nội năng đều được tính bằng công thức sau:

$$\Delta u = C_v \int_{t_1}^{t_2} (t_2 - t_1) \text{ J/kg}$$

$C_v \int_{t_1}^{t_2}$ - nhiệt dung riêng trung bình đẳng tích trong khoảng nhiệt độ $t_1 - t_2$

i - entanpi

$$i = u + pv \text{ J/kg}$$

Δi - độ biến thiên entanpi. Với khí lý tưởng và với bất kỳ quá trình nào thì độ biến thiên entanpi đều được tính bằng công thức:

$$\Delta i = C_p \int_{t_1}^{t_2} (t_2 - t_1)$$

l - công giãn nở

i_{kt} - công kỹ thuật

2. Các quá trình nhiệt động cơ bản.

1. Quá trình đẳng tích: phương trình $v = \text{const}$

Quan hệ giữa các thông số:

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

Lượng nhiệt tham gia quá trình:

$$q_{12} = C_v (T_2 - T_1) = \Delta u \text{ J/kg}$$

$$Q_{12} = G \cdot q_{12} (\text{J}) = G \cdot C_v \cdot \Delta T = G \cdot \Delta u$$

Công giãn nở $l_{12} = 0$

Công kỹ thuật $l_{kt} = v(p_2 - p_1) \text{ J/kg}$

$$L_{kt} = G.l_{kt} = V (p_2 - p_1) \text{ J}$$

2. Quá trình đẳng áp: phương trình $p = \text{const}$

Quan hệ giữa các thông số:

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

Lượng nhiệt tham gia quá trình:

$$q_{12} = C_p (T_2 - T_1) \text{ J/kg}$$

Công giãn nở

$$l_{12} = p (v_2 - v_1) \text{ J/kg}$$

$$L_{12} = G.l_{12} = p (V_2 - V_1) \text{ J}$$

3. Quá trình đẳng nhiệt: phương trình $p v = \text{const}$

Quan hệ giữa các thông số

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

Công giãn nở:

$$q_{12} = l_{12} = p_1 v_1 \ln \frac{v_2}{v_1} = RT \ln \frac{p_1}{p_2} \text{ J/kg}$$

$$L_{12} = p_1 V_1 \ln \frac{V_2}{V_1} = GRT \ln \frac{p_1}{p_2} \text{ J}$$

Công kỹ thuật

$$l_{kt} = l_{12}$$

Lượng nhiệt tham gia quá trình

$$q_{12} = l_{12}$$

4. Quá trình đoạn nhiệt ($q_{12} = 0$) phương trình $p v^k = \text{const}$

Số mũ đoạn nhiệt $k = \frac{C_p}{C_v}$

Quan hệ giữa các thông số:

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

Công giãn nở:

$$l_{12} = \frac{1}{k-1} (p_1 v_1 - p_2 v_2) = \frac{R}{k-1} (T_1 - T_2) \text{ J/kg}$$

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

$$L_{12} = G \cdot l_{12} \text{ J}$$

Công kỹ thuật:

$$l_{kt} = k l_{12}$$

Phương trình định luật nhiệt động thứ nhất đối với quá trình đoạn nhiệt có dạng:

$$0 = du + p dv = du + dl$$

$$du = - dl$$

$$\Delta u = - l_{12}$$

5. Quá trình đa biến: phương trình $p v^n = \text{const}$

Quan hệ giữa các thông số:

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

Công giãn nở:

$$l_{12} = \frac{1}{n-1} (p_1 v_1 - p_2 v_2) = \frac{R}{n-1} (T_1 - T_2) \text{ J/kg}$$

$$l_{12} = \frac{p_1 v_1}{n-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] \text{ J/kg}$$

$$L_{12} = G \cdot l_{12}$$

Nếu biết q_{12} có thể tính công theo công thức:

$$l_{12} = \frac{k-1}{k-n} q_{12}$$

Công kỹ thuật:

$$l_{kt} = n l_{12}$$

Nhiệt dung riêng

$$C_n = C_v \frac{n-k}{n-1} \text{ J/kg. độ}$$

Lượng nhiệt tham gia vào quá trình:

$$q_{12} = C_n (T_2 - T_1) \text{ J/kg}$$

$$Q_{12} = G q_{12} = L_{12} \frac{k-n}{k-1} \text{ J}$$

Số mũ n xác định như sau: nếu biết hai thông số ở trạng thái đầu và cuối quá trình

$$n = \frac{\ln \frac{p_1}{p_2}}{\ln \frac{v_2}{v_1}}$$

$$n-1 = \frac{\ln \frac{T_2}{T_1}}{\ln \frac{v_1}{v_2}}$$

$$\frac{n-1}{n} = \frac{\ln \frac{T_2}{T_1}}{\ln \frac{p_2}{p_1}}$$

BÀI TẬP

Bài 5-1 — Đ nén 3 kg khí metan (CH_4) người ta cần công 800kJ. Khi đó nội năng của khí tăng một lượng 595kJ. Xác định lượng nhiệt và xét xem đó là lượng nhiệt cung cấp hay thải, xác định sự thay đổi nhiệt độ và entanpi của khí nếu nhiệt dung riêng đẳng tích $C_{\mu v} = 26,48 \text{ kJ/kmol.độ}$.

Trả lời: Nhiệt thải $Q_{12} = -205 \text{ kJ}$

$$\Delta T = 120^\circ\text{K}; \Delta I = 782 \text{ kJ}$$

Bài 5-2 — Bơm nhiệt lượng thể tích 300cm^3 chứa đầy ôxy ở áp suất 25 bar và nhiệt độ 293°K . Người ta đốt 0,3g nhiên liệu có nhiệt trị 25,1 MJ/kg. Xác định áp suất và nhiệt độ cuối quá trình cháy nếu bỏ qua trao đổi nhiệt với thành bơm nhiệt lượng.

Giải:

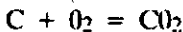
Ta có phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = G.C_v \cdot \Delta T$$

Nhiệt lượng tỏa ra khi đốt cháy 0,3g nhiên liệu

$$Q = 0,3 \cdot 25100 \cdot 10^{-3} = 7,53 \text{ kJ}$$

Phản ứng cháy



$$12\text{g} + 32\text{g} = 44\text{g}$$

$$0,3\text{g} + \frac{32}{12} \cdot 0,3 = \frac{44}{12} \cdot 0,3$$

$$\text{Lượng } \text{O}_2 \text{ tham gia phản ứng cháy } \frac{32}{12} \cdot 0,3 = 0,8\text{g } \text{O}_2$$

Lượng CO_2 tạo thành sau phản ứng $\frac{44}{12} \cdot 0,3 = 1,1\text{g CO}_2$

Lượng O_2 có lúc đầu trong bom nhiệt lượng

$$G_{\text{O}_2} = \frac{p_1 V}{RT_1} = \frac{25 \cdot 10^5 \cdot 0,3 \cdot 10^{-3}}{\frac{8314}{32} \cdot 293} = 9,8 \cdot 10^{-3} \text{ kg} = 9,8\text{g}$$

Lượng O_2 còn lại sau phản ứng: $9,8\text{g} - 0,8\text{g} = 9\text{g O}_2$. Vậy sau phản ứng cháy $0,3\text{g}$ nhiên liệu, ta có hỗn hợp 9g O_2 và $1,1\text{g CO}_2$. Khối lượng hỗn hợp khí:

$$G = 9\text{g} + 1,1\text{g} = 10,1\text{g}$$

Nhiệt dung riêng đẳng tích của hỗn hợp

$$C_v = \left(\frac{5}{32} \cdot 4,18 \frac{9}{10,1} + \frac{7}{44} \cdot 4,18 \frac{1,1}{10,1} \right) = 0,657 \text{ kJ/kg} \cdot \text{độ}$$

Vậy:

$$\Delta T = \frac{Q}{G \cdot C_v} = \frac{7,53}{10,1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,657} = 1135^\circ\text{K}$$

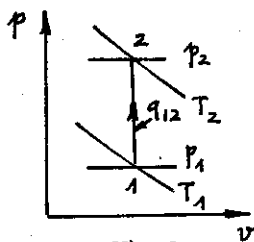
Nhiệt độ sau khi cháy

$$T_2 = T_1 + \Delta T = 293 + 1135 = 1428^\circ\text{K}$$

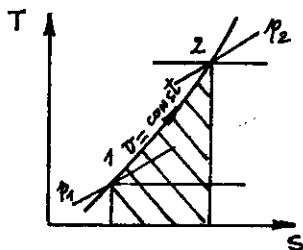
Áp suất sau khi cháy

$$p_2 = p_1 \frac{T_2}{T_1} = 25 \frac{1428}{293} = 122\text{bar}$$

Bài 5-3 — Trong bình kín thể tích $V = 0,015\text{m}^3$ chứa lượng không khí với áp suất đầu $p_1 = 2 \text{ bar}$ và nhiệt độ $t_1 = 30^\circ\text{C}$. Nhiệt độ và áp suất sẽ thay đổi ra sao nếu ta cung cho không khí lượng nhiệt 16 kJ . Hãy các định lượng biến đổi entropi của không khí ($\mu = 29$, nhiệt dung riêng coi là hằng số).



Hình 5-1



Hình 5-2

Giải:

Khối lượng không khí

$$p_1 V_1 = G R T_1$$

$$G = \frac{p_1 V_1}{R T_1} = \frac{2.10^5 \cdot 0,015}{\frac{8314}{29} (30 + 273)} = 0,0345 \text{ kg}$$

Nhiệt độ cuối quá trình

$$Q_{12} = G C_v (T_2 - T_1) = G C_v (t_2 - t_1).$$

$$t_2 = \frac{Q_{12}}{G C_v} + t_1 = \frac{16.10^3}{0,0345 \cdot \frac{5}{29} \cdot 4,18 \cdot 10^3} + 30 = 674^\circ\text{C}$$

C_v - tra ở bảng phụ chương

Áp suất cuối quá trình:

$$p_2 = p_1 \frac{T_2}{T_1} = 2 \frac{674 + 273}{30 + 273} = 6,25 \text{ bar}$$

Lượng biến thiên entropi

$$\Delta S = G (S_2 - S_1)$$

$$\Delta S = G \cdot C_v \ln \frac{p_2}{p_1} = 0,0345 \cdot \frac{5}{29} \cdot 4,18 \cdot 10^3 \ln \frac{6,25}{2} = 28,2 \text{ J/K}$$

Ⓢ Bài 5-4 - Xilanh có đường kính $d = 400\text{mm}$ chứa lượng không khí $V = 0,08\text{m}^3$ áp suất $p_1 = 3 \text{ bar}$, nhiệt độ $t_1 = 15^\circ\text{C}$. Hỏi lực tác dụng lên

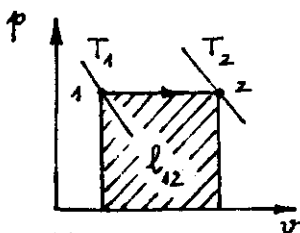
pittông sẽ tăng lên bao nhiêu nếu không khí nhận lượng nhiệt 80 kJ và pittông không chuyển động.

Trả lời: $\Delta P = 4,99.10^4 \text{ N}$

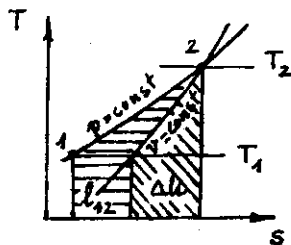
⊙ **Bài 5-5** — Không khí trong động cơ đốt trong nén tới áp suất 5 at và nhiệt độ 227°C . Hỏi áp suất đó sẽ là bao nếu ta cấp lượng nhiệt đẳng tích 480 kcal/kg.

Trả lời: 32,2 bar.

Bài 5-6 — Người ta nung 1 kg không khí trong điều kiện áp suất không thay đổi $p = 2 \text{ bar}$ từ nhiệt độ $t_1 = 20^\circ$ đến $t_2 = 110^\circ\text{C}$. Tính thể tích cuối, lượng nhiệt cần cung cấp và công sinh ra, lượng thay đổi nội năng, lượng biến thiên entropi và hãy biểu thị trên đồ thị $T - s$ những diện tích tương ứng với lượng nhiệt, lượng thay đổi nội năng và công thực hiện.



Hình 5-3



Hình 5-4

Giải:

Thể tích cuối

$$v_2 = v_1 \frac{T_2}{T_1} = \frac{RT_2}{p_1 T_1} = \frac{RT_2}{p_1} = \frac{8414}{2.10^5} \cdot 383 = 0,549 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Lượng nhiệt cần cung cấp

$$q_{12} = C_p (t_2 - t_1) = \frac{7}{29} 4,18.10^3 (110 - 20) = 90,9.10^3 \text{ J/kg}$$

Lượng thay đổi nội năng

$$\Delta u = C_v (t_2 - t_1) = \frac{5}{29} 4,18.10^3 (110 - 20) = 64,8.10^3 \text{ J/kg}$$

Công thức hiện:

$$l_{12} = q_{12} - \Delta u = 90,9 \cdot 10^3 - 64,8 \cdot 10^3 = 26,1 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Lượng biến thiên entrôpi

$$\Delta s = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} = \frac{7}{29} \cdot 4,18 \cdot 10^3 \ln \frac{383}{293} = 271 \text{ J/kg}^\circ\text{K}$$

C_p, C_v tra theo bảng phụ chương

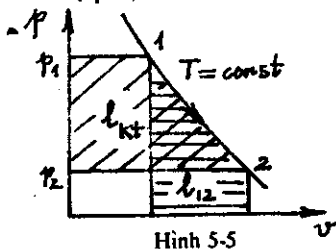
Bài 5-7 — Thê tích không khí trong xilanh có đường kính $d = 600 \text{ mm}$ là $V_1 = 0,41 \text{ m}^3$ với áp suất $p_1 = 2,5 \text{ bar}$. Nếu không khí nhận lượng nhiệt $99,5 \text{ kJ}$ trong điều kiện áp suất không đổi và pittông dịch chuyển quãng đường 400 mm , hỏi nhiệt độ cuối cùng là bao nhiêu ?

Trả lời: $t_2 = 120^\circ\text{C}$

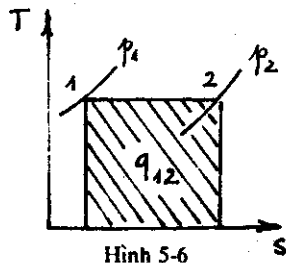
Bài 5-8 — 1 kg không khí ở áp suất $p_1 = 1 \text{ at}$, thê tích $v_1 = 0,8 \text{ m}^3/\text{kg}$ nhận lượng nhiệt 100 kcal/kg trong điều kiện áp suất không đổi. Xác định nhiệt độ đầu, cuối và thê tích cuối.

Trả lời: $t_1 = 0^\circ\text{C}; t_2 = 416^\circ\text{C}; v_2 = 2,02 \text{ m}^3/\text{kg}$

Bài 5-9 — Không khí trong xilanh giãn nở đẳng nhiệt $t = 20^\circ\text{C}$ từ thê tích $V_1 = 1,5 \text{ m}^3$, áp suất $p_1 = 5 \text{ bar}$ đến $V_2 = 5,4 \text{ m}^3$. Hãy tính lượng nhiệt cung cấp, công giãn nở và lượng thay đổi entrôpi. Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v, T-s$.



Hình 5-5



Hình 5-6

Giải:

Áp suất cuối cùng

$$p_2 = p_1 \frac{V_1}{V_2} = 5 \frac{1,5}{5,4} = 1,39 \text{ bar}$$

Với quá trình đẳng nhiệt ta có $L_{12} = L_{kt} = Q_{12}$

Công và nhiệt lượng:

$$L_{12} = Q_{12} = p_1 V_1 \ln \frac{V_2}{V_1} = 5 \cdot 10^5 \cdot 1,5 \ln \frac{5,4}{1,5} = 9,6 \cdot 10^3 \text{ J}$$

Lượng biến thiên entropi

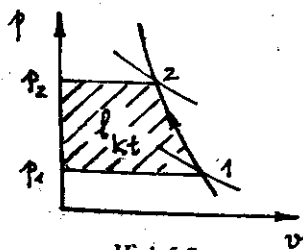
$$\Delta S = GR \ln \frac{V_2}{V_1} = \frac{Q_{12}}{T} = \frac{9,6 \cdot 10^3}{293} = 3280 \text{ J/K}$$

Bài 5-10 — 1 kg không khí được nén nhiệt ở nhiệt độ $t = 30^\circ\text{C}$ từ áp suất đầu $p_1 = 1 \text{ bar}$ đến áp suất cuối $p_2 = 10 \text{ bar}$. Xác định thể tích cuối, công nén, lượng nhiệt thải.

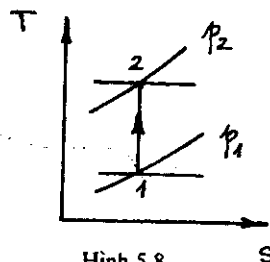
Trả lời: $v_2 = 0,087 \text{ m}^3/\text{kg}$; $l_{12} = -200 \text{ kJ/kg}$

$q = -200 \text{ kJ/kg}$

Bài 5-11 — Không khí được nén đoạn nhiệt trong máy nén từ áp suất $p_1 = 1 \text{ at}$ đến áp suất $p_2 = 8 \text{ at}$. Hãy xác định các thông số trạng thái của không khí sau khi nén và công máy nén tiêu thụ với 1 kg không khí; nếu nhiệt độ không khí trước khi nén $t_1 = 15^\circ\text{C}$.



Hình 5-7



Hình 5-8

Giải:

Các thông số sau khi nén:

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

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} = 288 \left(\frac{8}{1} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} = 288,1,811 = 522^\circ\text{K}$$

$$t_2 = 249^\circ\text{C}$$

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

$$v_2 = v_1 \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{1}{k}} = \frac{RT_1}{p_1} \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{1}{k}} = 287 \frac{288}{1,0,98 \cdot 10^5} \left(\frac{1}{8} \right)^{\frac{1}{1,4}} = 0,1906 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Công máy nén bằng công kỹ thuật của quá trình 1-2 (xem h. 5-7): $l_{kt} = kl_{12}$

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

$$l_{kt} = \frac{1,4}{1,4-1} 287 \cdot 288 \left[1 - \left(\frac{8}{1} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} \right] = -1,67 \cdot 10^5 \text{ J/kg} = -167 \text{ kJ/kg}$$

Bài 5-12 — Không khí trong xilanh ở trạng thái đầu $p_1 = 6 \text{ at}$; $t_1 = 25^\circ\text{C}$. Sau khi giãn nở đoạn nhiệt thể tích tăng lên gấp hai $V_2 = 2 V_1$. Hãy tính trạng thái của không khí sau khi giãn nở và công giãn nở của 1 kg không khí.

Trả lời: $p_2 = 2,22 \text{ bar}$; $t_2 = -47^\circ\text{C}$

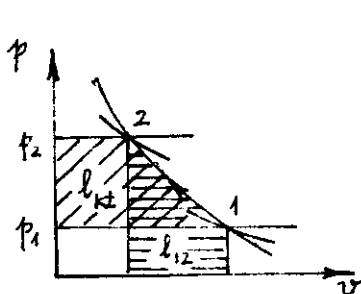
$$l_{12} = 172,2 \text{ kJ/kg}$$

Bài 5-13 — 1 kg không khí có áp suất và nhiệt độ ở trạng thái đầu $p_1 = 1 \text{ at}$, $t_1 = 30^\circ\text{C}$. Sau khi bị nén đoạn nhiệt áp suất tăng lên gấp mười lần. Hãy xác định thể tích, nhiệt độ sau khi nén và công nén.

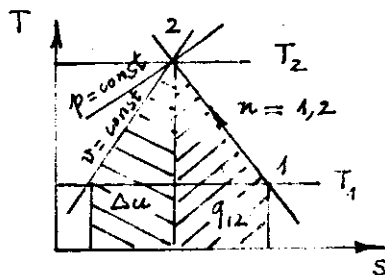
Trả lời: $t_2 = 312^\circ\text{C}$; $v_2 = 0,171 \text{ m}^3/\text{kg}$

$$l_{12} = -202 \text{ kJ/kg}$$

Bài 5-14 — 1 kg không khí được nén đa biến ($n = 1,2$) trong máy nén, từ nhiệt độ $t_1 = 20^\circ\text{C}$, áp suất $p_1 = 0,981 \text{ bar}$ đến áp suất $p_2 = 7,845 \text{ bar}$. Hãy xác định nhiệt độ không khí sau khi nén, lượng biến đổi nội năng, lượng nhiệt thải ra, công giãn nở và công kỹ thuật.



Hình 5-9



Hình 5-10

Nhiệt độ không khí sau khi nén:

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

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} = 293 \left(\frac{7,845}{0,981} \right)^{\frac{1,2-1}{1,2}} = 293 \cdot 8^{0,167}$$

$$T_2 = 293,1415 = 414^\circ\text{K} = 141^\circ\text{C}.$$

Lượng biến đổi nội năng:

$$\Delta u = C_v (t_2 - t_1) = \frac{5}{29} 4,18 \cdot 10^3 (141 - 20) = 87200 \text{ J/kg}$$

Lượng nhiệt

$$q_{12} = C_n (T_2 - T_1) = C_v \frac{n - k}{n - 1} \times (T_2 - T_1)$$

$$= 0,72 \cdot 10^3 \frac{1,2 - 1,4}{1,2 - 1} 121 = - 87200 \text{ J/kg}$$

Công giãn nở (công nén).

$$\begin{aligned} l_{12} &= \frac{1}{n - 1} RT_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] \\ &= \frac{1}{1,2 - 1} 287 \cdot 293 \left[1 - \left(\frac{7,845}{0,981} \right)^{\frac{1,2-1}{1,2}} \right] \\ &= - 174 \cdot 10^3 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Tính cách khác theo định luật thứ nhất:

$$l_{12} = q_{12} - \Delta u = - 87200 - 87200 = - 174400 = - 174,4 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

Vậy sai số đo thước tính

$$\Delta l \quad 0,4 \cdot 10^3 \text{ J/kg} \sim \frac{0,4 \cdot 10^3}{174,4 \cdot 10^3} 100\% = 0,23\%$$

Công kỹ thuật

$$l_{kt} = n \cdot l_{12} = 1,2 (- 174,4 \cdot 10^3) = - 209 \text{ kJ/kg}$$

Bài 5-15 — Cần phải nén lượng không khí thể tích $V_1 = 10 \text{ m}^3$ từ áp suất $p_1 = 0,9 \text{ bar}$; nhiệt độ $t_1 = 17^\circ\text{C}$ đến áp suất $p_2 = 7,2 \text{ bar}$. Hãy tính công giãn nở và số mũ đa biến n nếu biết thể tích của không khí sau khi nén $V_2 = 1,77 \text{ m}^3$.

Trả lời: $n = 1,2$; $L_{12} = - 1872 \text{ kJ}$.

Bài 5-16 — 1,5 kg không khí được nén đa biến từ áp suất $P_1 = 0,9 \text{ bar}$, nhiệt độ $t_1 = 18^\circ\text{C}$ đến áp suất $P_2 = 10 \text{ bar}$, nhiệt độ $t_2 = 125^\circ\text{C}$. Hãy xác định số mũ đa biến n , thể tích sau khi nén và lượng nhiệt thải ra.

Trả lời: $n = 1,149$; $V_2 = 0,171 \text{ m}^3$

$$Q_{12} = - 195 \text{ kJ}$$

Chương 6

ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG THỨ HAI

Định luật nhiệt động thứ hai xác định chiều hướng tiến hành quá trình, thiết lập điều kiện biến hóa nhiệt năng thành cơ năng và vì vậy xác định công lớn nhất có thể sinh ra của các động cơ nhiệt.

Biểu thức toán học của định luật nhiệt động thứ hai có thể biểu diễn như sau:

$$dS \geq \frac{dQ}{T} \quad (6-1)$$

Ở đây dS - độ biến thiên entropi vô cùng nhỏ của hệ.

dQ - lượng nhiệt vô cùng nhỏ, hệ nhận từ nguồn nhiệt.

T - nhiệt độ tuyệt đối của nguồn nhiệt.

Dấu của bất đẳng thức tương ứng với quá trình không thuận nghịch, còn trong các quá trình thuận nghịch thì ta luôn luôn có:

$$dS = \frac{dQ}{T} \text{ kcal/độ hay kJ/độ}$$

Đối với 1 kg khí ta có:

$$ds = \frac{dq}{T} \text{ kcal/kg.độ hay kJ/kg.độ}$$

Thay dq theo công thức định luật nhiệt động thứ nhất ta có:

$$ds = \frac{du + pdv}{T} \quad (6-3)$$

Đối với khí lý tưởng thì:

$$ds = \frac{C_v dT + pdv}{T} \quad (6-4)$$

Trong tính toán ta không xác định được giá trị tuyệt đối của entropi và quy ước ở điều kiện tiêu chuẩn ($t = 0^\circ\text{C}$ và $p_{tc} = 760 \text{ mmHg}$) $S = 0$. Như vậy nếu coi nhiệt dung riêng phụ thuộc vào nhiệt độ theo quan hệ đường thẳng:

$$C = a + bt$$

thì entropi ở trạng thái bất kỳ là:

$$s = a_v \ln \frac{T}{273} + R \ln \frac{v}{V_{tc}} + b (T - 273) \quad (6-5)$$

$$s = a_p \ln \frac{T}{273} - R \ln \frac{p}{p_{tc}} + b (T - 273) \quad (6-6)$$

$$s = a_v \ln \frac{p}{p_{tc}} + a_p \ln \frac{v}{V_{tc}} + b (T - 273) \quad (6-7)$$

Khi nhiệt dung riêng là hằng số:

$$s = C_v \ln \frac{T}{273} + R \ln \frac{v}{V_{tc}} \quad (6-8)$$

$$s = C_p \ln \frac{T}{273} - R \ln \frac{p}{P_{tc}} \quad (6-9)$$

$$s = C_v \ln \frac{p}{P_{tc}} + a_p \ln \frac{v}{V_{tc}} \quad (6-10)$$

Độ biến thiên entropi mà chất khí biến đổi từ trạng thái 1 đến trạng thái 2 trong quá trình thuận nghịch:

Khi nhiệt dung riêng phụ thuộc nhiệt độ theo quan hệ đường thẳng.

$$\Delta s = s_2 - s_1 = a_v \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{v_2}{v_1} + b (T_2 - T_1) \quad (6-11)$$

$$\Delta s = s_2 - s_1 = a_p \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{P_2}{P_1} + b (T_2 - T_1) \quad (6-12)$$

$$\Delta s = s_2 - s_1 = a_v \ln \frac{P_2}{P_1} + a_p \ln \frac{v_2}{v_1} + b (T_2 - T_1) \quad (6-13)$$

Khi nhiệt dung riêng là hằng số:

$$s_2 - s_1 = C_v \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (6-14)$$

$$s_2 - s_1 = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{P_2}{P_1} \quad (6-15)$$

$$s_2 - s_1 = C_v \ln \frac{P_2}{P_1} + a_p \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (6-16)$$

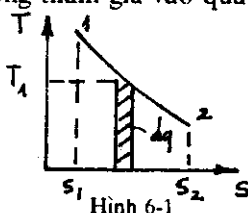
Dưới đây ta sẽ biểu diễn các quá trình nhiệt động trong hệ thống tọa độ T - s.

Giống như đồ thị P - v biểu diễn công của quá trình thực hiện, trong đồ thị T - s sẽ biểu diễn nhiệt lượng tham gia vào trong quá trình.

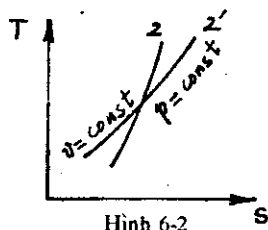
Theo công thức (7-2) ta có:

$$q = \int_1^2 T ds \quad (6-17)$$

thì diện tích bao bởi đường cong quá trình, hai đường thẳng hạ từ hai điểm đầu và cuối của quá trình xuống trục hoành và trục hoành (h.6-1) là nhiệt lượng tham gia vào quá trình.



Hình 6-1



Hình 6-2

1. Quá trình đẳng tích

$$\Delta s_v = C_v \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (6-18)$$

2. Quá trình đẳng áp:

$$\Delta s_p = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (6-19)$$

Từ (6-18) và (6-19) ta thấy rằng quá trình đẳng tích và đẳng áp được biểu diễn bằng những đường lôgarit trên đồ thị $T - s$, nhưng độ dốc của đường đẳng tích sẽ lớn hơn đường đẳng áp vì $C_v < C_p$ (h.6-2).

3. Quá trình đẳng nhiệt.

Độ biến thiên entropi trong quá trình đẳng nhiệt:

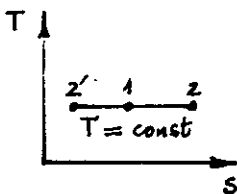
$$\Delta s_T = R \ln \frac{v_2}{v_1} = R \ln \frac{p_1}{p_2} \quad (6-20)$$

4. Quá trình đoạn nhiệt:

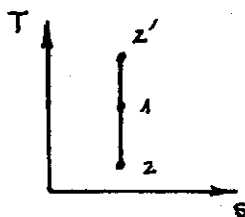
$$\Delta s = 0 \rightarrow s = \text{const} \quad (6-21)$$

Đường biểu diễn song song trục tung.

Quá trình đẳng nhiệt và đoạn nhiệt trên đồ thị $T - s$ được biểu diễn bằng hình 6-3 và 6-4.



Hình 6-3



Hình 6-4

5. Quá trình đa biến:

$$\Delta s = C \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (6-22)$$

Trong đó

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

Như vậy quá trình đa biến trên đồ thị $T - s$ cũng được biểu diễn bằng đường lôgarit.

Công lớn nhất.

Công có ích lớn nhất được xác định theo công thức sau:

$$l_{\max} = u_1 - u_2 - T_0(s_2 - s_1) - p_0(v_2 - v_1) \text{ kJ/kg}$$

Trong công thức này chỉ số 1 và 2 tương ứng với trạng thái đầu và cuối của nguồn công tác, còn các thông số với chỉ số 0 là của môi trường.

Như vậy các biểu thức:

$$u_1 - u_2 \text{ và } T_0(s_1 - s_2)$$

là giá trị công tuyệt đối của quá trình đoạn nhiệt (l_k) và đẳng nhiệt (l_T).

Công thức (6-23) có thể viết dưới dạng sau:

$$l_{\max} = l_k - l_T - p_0(v_2 - v_1) \text{ kJ/kg.} \quad (6-24)$$

BÀI TẬP

Bài 6-1 — Tìm entropi của 1 kg không khí khi $p = 3,1 \text{ at}$ và $T = 1365^\circ\text{K}$.

[Handwritten signature]

a) Khi $C = \text{const}$. Theo công thức (6-9)

$$s = C_p \ln \frac{T}{273} - R \ln \frac{p}{p_{tc}} =$$

$$s = \frac{7}{29} \cdot 2,303 \lg \frac{1365}{273} - \frac{287}{1000 \cdot 4,186} \lg \frac{3,1}{1,033}$$

$$s = 0,39 - 0,076 = 0,314 \text{ kcal/kg.độ}$$

b) Khi $C \neq \text{const}$, phụ thuộc vào nhiệt độ theo quan hệ đường thẳng

$$C = f(T) = 0,2378 + 0,0000444 (T - 273) = 0,2257 + 0,0000444T$$

Theo công thức (6-6) ta có:

$$s = a \ln \frac{T}{273} + b (T - 273) - R \ln (p/p_{tc}).$$

$$s = 0,2257 \cdot 2,3031 \lg \frac{1365}{273} + 0,0000444 \cdot 1092 -$$

$$- \frac{287}{1000 \cdot 4,186} \cdot 2,3031 \lg \frac{3,1}{4,033}$$

$$s = 0,32 \text{ kcal/kg.độ}$$

✱ **Bài 6-2** — Xác định độ biến thiên entropi của 3 kg khí nitơ trong quá trình đa biến khi nhiệt độ thay đổi từ $t_1 = 100^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 300^\circ\text{C}$. Chỉ số đa biến $n = 1,2$, nhiệt dung riêng bằng hằng số. Biểu diễn các quá trình trong đồ thị $p - v$ và $T - s$.

Trả lời: $\Delta S = - 0,956 \text{ kJ/độ}$

Bài 6-3 — Xác định entropi của 5m^3 tc không khí ở 500°C nếu biết trạng thái đầu ở điều kiện tiêu chuẩn, còn quá trình thay đổi trạng thái như sau:

a) đẳng tích; b) đẳng áp; c) đoạn nhiệt; d) đa biến với số mũ đa biến $n = 2$.

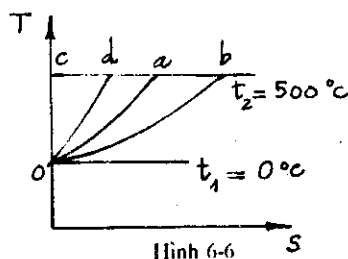
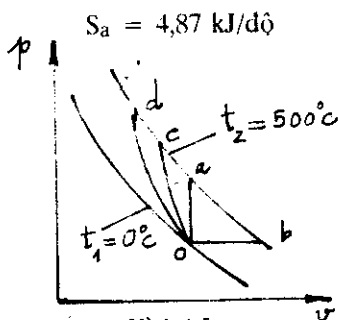
Biểu diễn tất cả các quá trình ấy trên đồ thị $p-v$ và $T-S$.

Giải:

a) Quá trình đẳng tích:

$$S_a = V_{tc} \cdot C_v \ln \frac{T}{273}$$

$$= 5 \frac{20,9}{22,4} 2,303 \lg \frac{773}{273}$$



b) Quá trình đẳng áp:

$$S_b = V_{tc} \cdot C'_p \ln \frac{T}{273}$$

$$= 5 \frac{29,3}{22,4} 2,303 \lg \frac{773}{273}$$

$$S_b \approx 7 \text{ kJ/dộ}$$

c) Quá trình đoạn nhiệt:

$$\Delta S = 0$$

hoặc

$$S_c = S_o = 0$$

d) Quá trình đa biến:

$$S_d = V_{tc} \cdot C' \ln \frac{T}{273}$$

$$= 5 \frac{\mu C}{22,4} 2,303 \lg \frac{773}{273}$$

ở đây:

$$\mu C = \mu C_v \frac{n - k}{n - 1} = 20,9 \frac{2 - 1,4}{2 - 1}$$

$$\mu_C = 12,54 \text{ kJ/kmol.độ}$$

$$S_d = 5 \frac{12,54}{22,4} \cdot 2,303 \lg \frac{773}{273}$$

$$S_d = 2,92 \text{ kJ/độ}$$

Bài 6-4 — 20kg sản phẩm cháy được làm lạnh đẳng áp từ 1600°C đến 200°C.

Hãy tính độ biến thiên entropi của sản phẩm cháy trong quá trình làm lạnh: nếu ta coi sản phẩm cháy chỉ gồm khí hai nguyên tử và lấy nhiệt dung riêng là không đổi.

$$\text{Trả lời: } \Delta S = 23 \text{ kJ/độ}$$

Bài 6-5 — Tính độ biến thiên entropi của 3kg không khí:

- Khi đốt nóng đẳng áp từ 0 đến 400°C
- Khi đốt nóng đẳng tích từ 0 đến 880°C
- Khi giãn nở đẳng nhiệt làm thể tích tăng lên 16 lần

Khi tính toán coi $C = \text{const}$. Biểu diễn các quá trình trên đồ thị p-v và T-s.

$$\text{Trả lời: a) } \Delta S_p = 2,74 \text{ kJ/độ}$$

$$\text{b) } \Delta S_v = 3,13 \text{ kJ/độ}$$

$$\text{c) } \Delta S_T = 2,43 \text{ kJ/độ}$$

Bài 6-6 — 1kg không khí được nén theo đa biến từ 0,98 bar và $t = 20^\circ\text{C}$ đến 7,84 bar với chỉ số đa biến $n = 1,2$

Xác định nhiệt độ cuối, độ biến thiên entropi, nhiệt lượng nhả ra và công tiêu hao.

$$\text{Trả lời: } t_2 = 141^\circ\text{C}; \Delta s = -0,248 \text{ kJ/kg.độ}$$

$$q = -83,8 \text{ kJ/kg}; l = -173,8 \text{ kJ/kg}$$

Bài 6-7 — 2kg không khí ở trạng thái đầu có $t_1 = 25^\circ\text{C}$ và $p_1 = 3,92$ bar được giãn nở đa biến đến $t_2 = -37^\circ\text{C}$.

Tính độ biến thiên entropi của quá trình nếu nhiệt lượng cung cấp cho chất khí trong quá trình ấy là 89,24KJ. Coi nhiệt dung riêng là hằng số.

$$\text{Trả lời: } \Delta s = 1,257 \text{ kJ/độ}$$

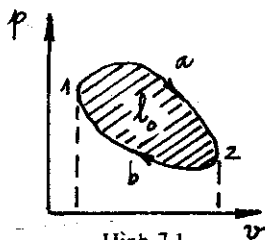
Bài 6-8 1kg không khí được nén đoạn nhiệt làm thể tích của nó giảm đi 6 lần. Sau đó lại đốt nóng đẳng tích để áp suất tăng lên 1,5 lần. Hãy xác định độ biến thiên entropi trong cả hai quá trình đó nếu coi nhiệt dung riêng không đổi.

Trả lời: $\Delta s = 0,2933 \text{ kJ/kg.độ}$

Chương 7

CÁC CHU TRÌNH

Chất môi giới thay đổi trạng thái một cách liên tục rồi trở về trạng thái ban đầu, như vậy ta nói rằng chất môi giới thực hiện được một chu trình hay quá trình kín.



Hình 7-1

Trên đồ thị p-v hình 7-1, công của chu trình được biểu thị bằng diện tích 1 - a - 2 - b - 1. Công là dương nếu chu trình tiến hành theo chiều kim đồng hồ và gọi là chu trình thuận chiều. Ngược lại công là âm nếu tiến hành theo chiều ngược kim đồng hồ và gọi là chu trình ngược chiều.

Chu trình thuận chiều ($l_0 > 0$) là chu trình của các động cơ nhiệt. Chu trình ngược chiều ($l_0 < 0$) là chu trình của các thiết bị làm lạnh.

Công của chu trình tính bằng công thức

$$l_0 = |q_1| - |q_2|$$

Trong đó: q_1 - lượng nhiệt chất môi giới nhận được từ một nguồn nhiệt bên ngoài truyền cho.

q_2 - lượng nhiệt chất môi giới thải đi.

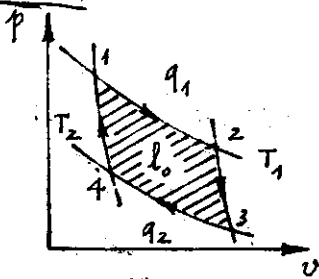
Để biểu thị mức độ hoàn thiện của quá trình, biến nhiệt thành công trong các chu trình, người ta dùng một đại lượng gọi là hiệu suất nhiệt

$$\eta_t = \frac{|q_1| - |q_2|}{q_1} = \frac{l_0}{|q_1|}$$

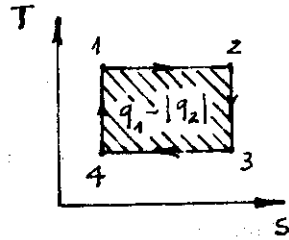
BÀI TẬP

Bài 7-1 — Chu trình cacô tiến hành giữa 2 nhiệt độ, $T_1 = 900^\circ\text{K}$; $T_2 = 300^\circ\text{K}$. Áp suất lớn nhất mà chu trình đạt được $p_1 = 60 \text{ bar}$, áp suất nhỏ nhất $p_3 = 1 \text{ bar}$. Hãy tính: 1) Các thông số trạng thái ở các điểm đặc biệt của chu trình. 2) Lượng nhiệt chất môi giới nhận và thải. 3) Công chu trình. 4) Hiệu suất nhiệt.

Hãy diễn diễn chu trình trên đồ thị $p - v$ và $T - s$. Tính với 1 kg chất môi giới, $k = 1,4$.



Hình 7-2



Hình 7-3

Giải:

1. Xét quá trình 2-3

$$\frac{T_2}{T_3} = \frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{p_2}{p_3} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\frac{p_2}{p_3} = \left(\frac{T_1}{T_2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \rightarrow p_2 = p_3 \left(\frac{T_1}{T_2} \right)^{\frac{k}{k-1}}$$

$$p_2 = 1 \cdot \frac{900}{300}^{\left(\frac{1,4}{1,4-1} \right)} = 46,76 \text{ bar}$$

Xét quá trình 1-4

$$\frac{T_1}{T_4} = \frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{p_1}{p_4} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$\frac{P_1}{P_4} = \left(\frac{T_1}{T_2} \right)^{\frac{k}{k-1}} = 46,76$$

$$p_4 = \frac{P_1}{46,76} = \frac{60}{46,76} = 1,284 \text{ bar}$$

$$p_1 v_1 = RT_1$$

$$v_1 = \frac{RT_1}{p_1} = \frac{287.900}{60.10^5} = 0,0431 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_3 = \frac{RT_2}{p_3} = \frac{287.300}{1.10^5} = 0,861 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_2 = \frac{RT_1}{p_2} = \frac{287.900}{46,76.10^5} = 0,0553 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_4 = \frac{RT_2}{p_4} = \frac{287.300}{1,284} = 0,670 \text{ m}^3/\text{kg}$$

2. Nhiệt chất môi giới nhận được:

$$q_1 = q_{12} = RT_1 \ln \frac{p_1}{p_2}$$

$$q_1 = 287.900 \cdot \ln \frac{60}{46,76}$$

$$q_1 = 64200 \text{ J/kg}$$

Nhiệt chất môi giới nhả đi

$$q_2 = q_{34} = RT_2 \ln \frac{p_3}{p_4}$$

$$q_2 = 287.300 \cdot \ln \frac{1}{1,284}$$

$$q_2 = -21400 \text{ J/kg}$$

3. Công của chu trình

$$l_o = |q_1| - |q_2| = 64200 - 21400 = 42800 \text{ J/kg}$$

4. Hiệu suất nhiệt của chu trình:

$$\eta_t = 1 - \frac{q_2}{q_1} = 1 - \frac{T_2}{T_1}$$

$$\eta_t = 1 - \frac{300}{900} = 0,666$$

Bài 7-2 — 1 kg không khí thực hiện chu trình cacnô giữa nhiệt độ $t_1 = 250^\circ\text{C}$, $t_2 = 30^\circ\text{C}$. Áp suất cao nhất của chu trình $p_1 = 10 \text{ bar}$; áp suất thấp nhất $p_3 = 1,2 \text{ bar}$. Hãy tính thông số trạng thái tại các điểm đặc biệt, lượng nhiệt chất môi giới thu vào và nhả ra, công và hiệu suất nhiệt của chu trình.

$$\text{Trả lời: } v_1 = 0,15 \text{ m}^3/\text{kg}; \quad v_2 = 0,185 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_3 = 0,724 \text{ m}^3/\text{kg}; \quad v_4 = 0,582 \text{ m}^3/\text{kg}$$

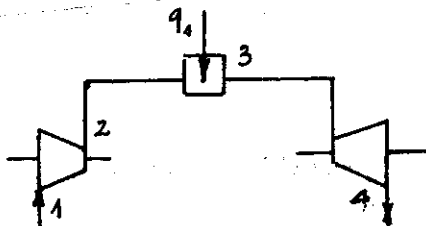
$$p_2 = 8,1 \text{ bar}; \quad p_4 = 1,49 \text{ bar}.$$

$$q_1 = 32,3 \text{ kJ/kg}; \quad q_2 = -18,6 \text{ kJ/kg};$$

$$l_o = 13,7 \text{ kJ/kg}; \quad \eta_t = 0,424$$

Bài 7-3 — Sơ đồ chu trình thiết bị tuốcbin khí với quá trình cấp nhiệt đẳng áp như hình 8-4.

Hãy tính: 1. Các thông số trạng thái tại các điểm đặc biệt của chu trình. Nếu không khí đi vào máy nén có nhiệt độ $t_1 = 27^\circ\text{C}$, áp suất $p_1 = 1 \text{ bar}$. Sau khi nén $p_2 = p_3 = 10 \text{ bar}$ và nhiệt độ không khí sau khi ra khỏi buồng cháy $t_3 = 700^\circ\text{C}$.



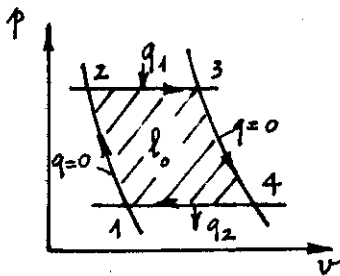
Hình 7-4

2. Nhiệt không khí nhận được và nhả ra.

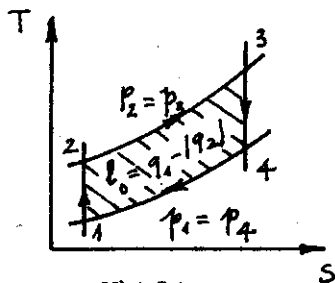
3. Công của chu trình.

4. Hiệu suất nhiệt của chu trình.

Hãy biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v, T-s. Nhiệt dung riêng của không khí coi là hằng số.



Hình 7-5



Hình 7-6

Giải

$$1. v_1 = \frac{RT_1}{p_1} = \frac{287 \cdot 300}{1 \cdot 10^5} = 0,861 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Xét quá trình 1-2. *đẳng nhiệt*

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

$$T_2 = 300 \cdot 10^{\frac{0,4}{1,4}} = 582^\circ\text{K} = 309^\circ\text{C}$$

$$v_2 = \frac{RT_2}{p_2} = \frac{287 \cdot 582}{10 \cdot 10^5} = 0,167 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Xét quá trình 2-3.

$$\frac{v_3}{v_2} = \frac{T_3}{T_2} \rightarrow v_3 = v_2 \cdot \frac{T_3}{T_2}$$

$$v_3 = 0,167 \cdot \frac{937}{582} = 0,279 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Xét quá trình 3-4

$$\frac{T_3}{T_4} = \left(\frac{p_3}{p_4} \right)^{\frac{k-1}{k}} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} = \frac{T_2}{T_1}$$

$$T_4 = T_3 \cdot \frac{T_1}{T_2} = 973 \cdot \frac{300}{582} = 500 \text{ K} = 229^\circ\text{C}$$

*Đẳng nhiệt
đẳng áp*

$$v_4 = \frac{RT_4}{p_4} = \frac{287 \cdot 502}{1 \cdot 10^5} = 1,39 \text{ m}^3/\text{kg}$$

2. Nhiệt mà chất môi giới nhận được:

$$q_1 = q_{23} = C_p (T_3 - T_2)$$

$$q_1 = \frac{7 \cdot 4,18}{29} \cdot 391 = 394,9 \text{ kJ/kg}$$

Nhiệt mà chất môi giới thải ra:

$$q_2 = q_{41} = C_p (T_1 - T_4)$$

$$q_2 = \frac{-7 \cdot 4,18}{29} \cdot 202 = -204 \text{ kJ/kg}$$

3. Công chu trình

$$l_0 = q_1 - |q_2| = 394,9 - 204 = 190,9 \text{ kJ/kg}$$

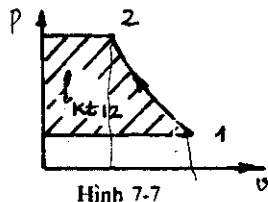
4. Hiệu suất nhiệt của chu trình

$$\eta_t = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} = 1 - \frac{204}{394,9} = 0,484$$

Bài 7-4 — Hãy xác định thông số trạng thái tại các điểm đặc biệt, lượng nhiệt mà chất môi giới nhận và nhả ra, công và hiệu suất nhiệt của chu trình thiết bị tuốcbin khí với sự cháy đẳng áp. Nếu cho biết: $p_1 = 1 \text{ bar}$; $t_1 = 17^\circ\text{C}$; $t_3 = 600^\circ\text{C}$; $p_2 = 8 \text{ bar}$. Tính với 1kg không khí, nhiệt dung riêng không khí coi là hằng số.

Trả lời: $v_1 = 0,832 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_2 = 0,188 \text{ m}^3/\text{kg}$
 $v_3 = 0,316 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_4 = 1,38 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $q_1 = 352 \text{ kJ/kg}$; $q_2 = -194 \text{ kJ/kg}$
 $l_0 = 158 \text{ kJ/kg}$; $\eta = 45\%$

Bài 7-5 — Máy nén một cấp lý tưởng hút lượng không khí $100 \text{ m}^3/\text{h}$ với áp suất $p_1 = 1 \text{ at}$, nhiệt độ $t_1 = 27^\circ\text{C}$. Áp suất cuối của không khí $p_2 = 8 \text{ at}$. Hãy xác định công suất lý thuyết của máy nén và lượng nước làm mát nếu nhiệt độ của nước tăng lên 13°C .



Hình 7-7

Coi nén đa biến $n = 1,2$ và nhiệt dung riêng coi là hằng số.

Giải:

Công máy nén bằng công kỹ thuật của quá trình 12. Hình 7-7

$$L_{mn} = L_{kt12} = nL_{12} = - \frac{n}{n-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

$$= - \frac{1,2}{0,2} 1,0,98 \cdot 10^5 \cdot 100 \cdot 8^{0,2/1,2} - 1 = - 2,44 \cdot 10^7 \text{ J/h}$$

Công suất máy nén:

$$N = \frac{L_{mn}}{3600} = \frac{2,44 \cdot 10^7}{3,6 \cdot 10^3} = 6,78 \cdot 10^3 \text{ W} = 6,78 \text{ kW}$$

Nhiệt không khí thải đi

$$Q_{12} = GC_v \frac{n-k}{n-1} (t_2 - t_1)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} = 8^{0,2/1,2} = 1,415$$

$$T_2 = T_1 \cdot 1,415 = (27 + 273) \cdot 1,415 = 424^\circ\text{K}$$

$$t_2 = 424 - 273 = 151^\circ\text{C}$$

$$p_1 V_1 = GRT_1 \rightarrow G = \frac{p_1 V_1}{RT_1} = \frac{1,0,98 \cdot 10^5 \cdot 100}{287 \cdot 300} = 114 \text{ kg/h}$$

$$Q_{12} = 114 \cdot \frac{5,418}{29} \cdot 10^3 \cdot \frac{1,2 - 1,4}{1,2 - 1} (151 - 27)$$

$$Q_{12} = - 1,02 \cdot 10^7 \text{ J/h} \quad C_v$$

Lượng nước cần để làm mát:

$$Q_{12} = Q_{\text{nước}} = G_{\text{nước}} \cdot C \cdot \Delta t$$

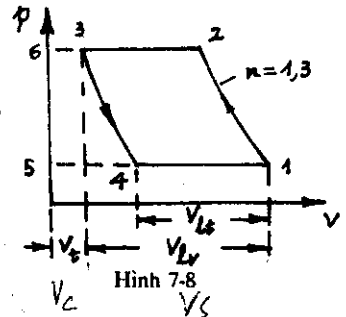
$$G_{\text{nước}} = \frac{Q_{12}}{C \cdot \Delta t} = \frac{1,02 \cdot 10^7}{4,18 \cdot 10^3 \cdot 13} = 187 \text{ kg/h} = 187 \text{ lít/h}$$

* **Bài 7-6** — Máy nén lý tưởng hút lượng không khí $250 \text{ m}^3/\text{h}$ với áp suất $p_1 = 0,9 \text{ at}$; $t_1 = 25^\circ\text{C}$. Không khí sau khi nén có áp suất $p_2 = 8 \text{ at}$. Hỏi cần 1 lượng nước làm mát bao nhiêu trong 1 giờ nếu nén là quá trình đa biến $n = 1,3$, nhiệt độ nước tăng 15°C , nhiệt dung riêng không khí coi là hằng số.

Trả lời: 175 lít/h

Bài 7-7 — Máy nén một cấp có tỷ số giữa thể tích thừa V_1 và thể tích làm việc V_1 là $a = \frac{V_1}{V_1} = 0,05$. Nén lượng không khí $400 \text{ m}^3/\text{h}$ từ áp suất và

nhiệt độ $p_1 = 1 \text{ bar}$; $t_1 = 20^\circ\text{C}$ đến $p_2 = 7 \text{ bar}$. Quá trình nén và giãn nở không khí là các quá trình đa biến với $n = 1,3$. Hãy xác định công suất của động cơ phát động máy nén và hiệu suất thể tích của máy nén. Nếu hiệu suất hiệu dụng máy nén $\eta_{mn} = 0,7$.



Giải:

Công cung cấp cho máy nén L_0 xác định bởi diện tích hình 1234. Diện tích này có thể tính bằng hiệu hai diện tích 1265 và 4356. Vậy ta có:

$$L_0 = |L_{1265}| - |L_{4356}|$$

$$L_0 = \frac{n}{n-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] - \frac{n}{n-1} p_4 V_4 \left[\left(\frac{p_3}{p_4} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

Vì $p_3 = p_2$; $p_4 = p_1$ nên ta có

$$\begin{aligned} L_0 &= \frac{n}{n-1} p_1 (V_1 - V_4) \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \\ &= \frac{1,3}{0,3} 1 \cdot 10^5 \cdot 400 \left[7^{\frac{0,3}{1,3}} - 1 \right] \end{aligned}$$

$$= 9,8 \cdot 10^7 \text{ J/h} = 98000 \text{ kJ/h}$$

Công suất tiêu thụ của động cơ

$$N = \frac{98000}{3600 \cdot 0,7} = 38,8 \text{ kW}$$

Hiệu suất thể tích của máy nén

$$\eta_v = \frac{V_{lt}}{V_{lv}} = \frac{v_1 - v_4}{v_1 - v_t}$$

V_{lt} : thể tích làm việc thực

V_1 : thể tích làm việc lý thuyết

$$v_1 = \frac{RT_1}{p_1} = \frac{287 \cdot 293}{1 \cdot 10^5} = 0,858 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_{lv} = v_1 - v_t = v_1 - 0,05v_{lv}$$

$$v_{lv}(1 + 0,05) = v_1, v_{lv} = \frac{v_1}{1,05} = \frac{0,858}{1,05} = 0,817 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_t = v_3 = 0,05 \cdot v_{lv} = 0,05 \cdot 0,817 = 0,041 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Xét quá trình 3-4

$$\frac{v_4}{v_3} = \left(\frac{p_3}{p_4} \right)^{\frac{1}{n}}$$

$$v_4 = v_3 \left(\frac{p_3}{p_4} \right)^{\frac{1}{n}} = v_4 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{n}}$$

$$v_4 = 0,041 \cdot 7^{\frac{1}{1,3}} = 0,183 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Vậy

$$\eta_v = \frac{0,858 - 0,183}{0,817} = 0,826 = 82,6\%$$

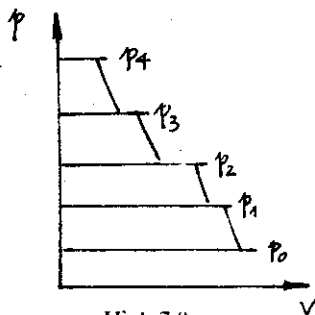
Hiệu suất thể tích η_v của máy nén có thể tính bằng cách khác theo công thức

$$\begin{aligned}\eta_v &= 1 - a \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \\ &= 1 - 0,05 \left(7^{1,3} - 1 \right) = 1 - 0,05 (4,467 - 1) \\ &= 0,827 = 82,7\%\end{aligned}$$

✧ **Bài 7-8** — Tỷ số giữa thể tích thừa và thể tích làm việc của máy nén một cấp $a = 0,05$. Máy nén hút lượng không khí với $p_1 = 1$ bar; $t_1 = 27^\circ\text{C}$. Áp suất sau khi nén $p_2 = 9$ bar. Nén và giãn nở là quá trình đa biến $n = 1,3$. Xác định công tiêu thụ đối với 1m^3 không khí khi vào máy nén và hiệu suất thể tích của máy nén.

Trả lời: $l_0 = 28,6 \text{ kJ/m}^3$; $\eta_v = 80\%$.

✧ **Bài 7-9** — Tỷ số giữa thể tích thừa và thể tích làm việc của máy nén một cấp $a = 0,05$. Áp suất không khí vào máy nén $p_1 = 1$ bar. Hãy xác định áp suất không khí lớn nhất sau khi nén để khi đó sản lượng máy nén bằng không. Nén và giãn nở coi là các quá trình đoạn nhiệt.



Hình 7-9

Trả lời: 70,8 bar.

Bài 7-10 — Cần chọn máy nén bao nhiêu cấp, nếu áp suất vào $p_0 = 1$ bar và áp suất ra khỏi cấp cuối cùng $p_y = 120$ bar. Giả thiết là nén đa biến với $n = 1,3$. Nhiệt độ khí vào tất cả các cấp chọn giống nhau $t_0 = 20^\circ\text{C}$. Nhiệt độ lớn nhất sau khi nén của tất cả các cấp $t_{\max} = 120^\circ\text{C}$. Hãy xác định nhiệt độ thực sau khi nén và tỷ số nén thực ở mỗi cấp.

Giai:

Tỷ số nén ở mỗi cấp khi đạt giá trị $t_{\max}$

$$x = \frac{p_1}{p_0} = \left(\frac{T_{\max}}{T_0} \right)^{\frac{n}{n-1}}$$

$$= \left(\frac{393}{293} \right)^{\frac{1,3}{1,3-1}} = 3,568$$

$$x = \frac{p_1}{p_0} = \frac{p_2}{p_1} = \frac{p_3}{p_2} = \dots = \frac{p_y}{p_{y-1}}$$

$$p_1 = x \cdot p_0$$

$$p_2 = x \cdot p_1 = x^2 p_0$$

$$p^y = x^y p_0$$

$$x^y = \frac{p^y}{p_0}$$

$$y = \frac{\lg \frac{p_y}{p_0}}{\lg x} = \frac{\lg 120}{\lg 3,568} = 3,76$$

Ta chọn 4 cấp ($y = 4$) vậy tỷ số nén thực

$$x = \sqrt[y]{\frac{p_y}{p_0}} = \sqrt[4]{120} = 3,31$$

$$p_1 = x \cdot p_0 = 3,31 \cdot 1 = 3,31 \text{ bar}$$

$$p_2 = x^2 \cdot p_0 = 3,31^2 \cdot 1 = 10,95 \text{ bar}$$

$$p_3 = x^3 \cdot p_0 = 3,31^3 \cdot 1 = 36,22 \text{ bar}$$

$$p_4 = x^4 \cdot p_0 = 3,31^4 \cdot 1 = 120 \text{ bar}$$

Nhiệt độ thực sau khi ra khỏi cấp

$$t'_1 = t'_2 = t'_3 = t'_4$$

$$T'_1 = T_0 \cdot x^{\frac{n-1}{n}} = 293,3,31^{\frac{0,3}{1,3}} = 293,1,318$$

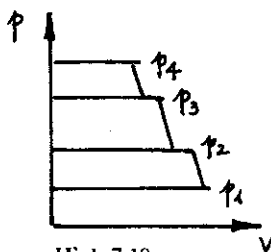
$$T'_1 = 386,5^\circ\text{K}; \quad t'_1 = 113,5^\circ\text{C}$$

Bài 7-11 — Máy nén 3 cấp hút lượng không khí 250 kg/h với áp suất ban đầu $p_1 = 0,95$ bar; nhiệt độ $t_1 = 17^\circ\text{C}$. Áp suất sau khi nén $p_4 = 80$ bar. Hãy tính công suất lý thuyết của máy nén nếu giả thiết nén là quá trình đoạn nhiệt.

Giải:

Tỷ số nén trong mỗi lần nén:

$$x = \sqrt[3]{\frac{80}{0,95}} = 4,38$$



Hình 7-10

Vậy ta có:

$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{p_3}{p_2} = \frac{p_4}{p_3} = 4,38$$

$$p_2 = p_1 \cdot 4,38 = 0,95 \cdot 4,38 = 4,16 \text{ bar}$$

$$p_3 = p_2 \cdot 4,38 = 4,16 \cdot 4,38 = 18,25 \text{ bar}$$

Công tiêu thụ trong mỗi cấp với 1 kg không khí

$$\begin{aligned} l_{01} &= -\frac{n}{n-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \\ &= -\frac{n}{n-1} RT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \\ &= -\frac{1,4}{0,4} \cdot 287 \cdot 290 \left[4,38^{\frac{0,4}{1,4}} - 1 \right] = -153 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Công tiêu thụ máy nén 3 cấp với 1 kg

$$l_0 = 3 \cdot l_{01} = -3 \cdot 153 = -459 \text{ kJ/kg}$$

Công suất lý thuyết của máy nén:

$$N = \frac{459 \cdot 250}{3600} = 31,8 \text{ kW}$$

Bài 7-12— Động cơ đốt trong làm việc theo chu trình lý tưởng với sự cháy đẳng tích. Thể tích công tác $v_h = 0,006 \text{ m}^3$, nhiệt độ vào $t_1 = 20^\circ\text{C}$, áp suất vào $p_1 = 1 \text{ bar}$. Thể tích thừa lớn nhất $V_t = V_2 = 0,001 \text{ m}^3$. Áp suất lớn nhất của chu trình $p_3 = 17 \text{ bar}$. Hãy tính:

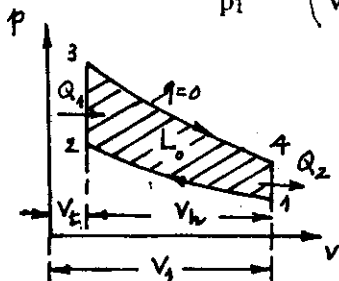
1. Những thông số trạng thái tại những điểm đặc trưng.
2. Nhiệt mà chất môi giới nhận và thải ra (coi nhiệt dung riêng là hằng số).
3. Công của chu trình.
4. Hiệu suất nhiệt của chu trình.

Giải:

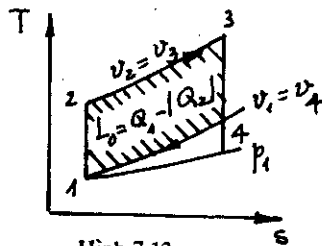
$$1. V_1 = V_t + V_h = 0,007 \text{ m}^3$$

Xét quá trình 1-2

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{V_1}{V_2} \right)^k$$



Hình 7-11



Hình 7-12

$$p_2 = p_1 \left(\frac{V_1}{V_2} \right)^k = 1.7^{1.4} = 15,24 \text{ bar}$$

$$p_1 V_1 = GRT_1$$

$$G = \frac{p_1 V_1}{RT_1} = \frac{1 \cdot 10^5 \cdot 0,007}{287 \cdot 293} = 0,00832 \text{ kg}$$

$$p_2 V_2 = GRT_2$$

$$T_2 = \frac{p_2 V_2}{GR} = \frac{15,24 \cdot 10^5 \cdot 0,001}{0,00832 \cdot 287} = 640^\circ\text{K} = 367^\circ\text{C}$$

Xét quá trình 2-3

$$\frac{p_3}{p_2} = \frac{T_3}{T_2} \rightarrow T_3 = T_2 \frac{p_3}{p_2} = 640 \frac{25}{15,24} = 1050^\circ\text{K}$$

$$t_3 = 777^\circ\text{C}$$

Từ hình vẽ ta thấy:

$$\frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{V_2}{V_1} \right)^{k-1} = \left(\frac{V_3}{V_4} \right)^{k-1} = \frac{T_4}{T_3}$$

$$T_4 = T_3 \cdot \frac{T_1}{T_2} = 1050 \frac{293}{640} = 481^\circ\text{K} = 208^\circ\text{C}$$

$$\frac{p_4}{p_3} = \left(\frac{T_4}{T_3} \right)^{\frac{k}{k-1}} = \left(\frac{T_1}{T_2} \right)^{\frac{k}{k-1}} = \frac{p_1}{p_2}$$

$$p_4 = p_3 \cdot \frac{p_1}{p_2} = 25 \frac{1}{15,24} = 1,64 \text{ bar}$$

	p, bar	V, m ³	t, °C
1	1	0,007	20
2	15,24	0,001	367
3	25	0,001	777
4	1,64	0,007	208

2. Nhiệt mà chất môi giới nhận được

$$Q_1 = GC_v (t_3 - t_2) = 0,00832 \frac{5,418}{29} 10^3 (777 - 367)$$

$$= 2,46 \cdot 10^3 \text{ J} = 2,46 \text{ kJ}$$

Nhiệt mà chất môi giới thải đi

$$Q_2 = GC_v(t_1 - t_4) = 0,00832 \cdot \frac{5,4,18}{29} \cdot 10^3 (20 - 208)$$

$$= -1,13 \cdot 10^3 \text{ J} = -1,13 \text{ kJ}$$

3. Công chu trình

$$L_o = Q_1 - |Q_2| = 2,46 - 1,13 = 1,33 \text{ kJ}$$

4. Hiệu suất nhiệt chu trình:

$$\eta_t = 1 - \frac{|Q_2|}{Q_1} = 1 - \frac{1,13}{2,46} = 0,54 = 54\%$$

* **Bài 7-13** — Hãy xác định hiệu suất nhiệt của chu trình lý tưởng động cơ đốt trong với sự cháy đẳng tích. Nếu biết thể tích thừa lớn nhất $V_t = 0,002 \text{ m}^3$, thể tích công tác $V_h = 0,00754 \text{ m}^3$.

Trả lời: 46,5%

✓ **Bài 7-14** — Chu trình lý tưởng động cơ đốt trong với sự cháy đẳng tích có $p_1 = 1 \text{ bar}$; $t_1 = 20^\circ\text{C}$, tỷ số nén $\varepsilon = 3,6$, tỷ số tăng áp suất $\lambda = 3,33$.

1. Xác định các thông số trạng thái tại các điểm đặc biệt của chu trình.
2. Tính lượng nhiệt chất môi giới thu vào và nhả ra.
3. Tính công và hiệu suất nhiệt của chu trình. Nếu lượng chất môi giới là 1 kg không khí, nhiệt dung riêng coi là hằng số.

$$\varepsilon = \frac{v_1}{v_2} \quad \text{Trả lời: } \lambda = \frac{p_4}{p_1}$$

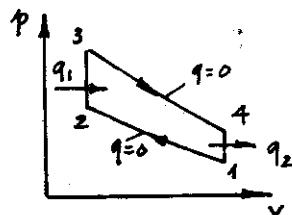
1.

	P, bar	v, m ³ /kg	t, °C
1	1	0,84	20
2	6,01	0,233	216
3	20	0,233	1357
4	3,33	0,84	704

$$2. q_1 = 822 \text{ kJ/kg} ; q_2 = - 493 \text{ kJ/kg}$$

$$3. l_o = 329 \text{ kJ/kg} ; \eta_t = 40\%$$

Bài 7-15 — Xác định hiệu suất nhiệt và công của chu trình với sự cấp nhiệt đẳng tích (h. 7-13).
Nếu cho $p_1 = 1 \text{ bar}$, $t_1 = 0^\circ\text{C}$; $p_3 = 53 \text{ bar}$; $p_4 = 3,5 \text{ bar}$; lượng chất môi giới: 1kg không khí.
Nhiệt dung riêng coi không thay đổi.

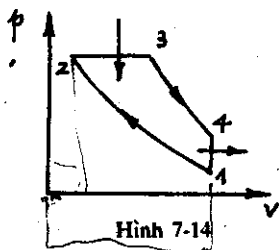


Hình 7-13

$$\text{Trả lời: } l_o = 568 \text{ kJ/kg}$$

$$\eta_t = 54\%$$

Bài 7-16 — Chu trình động cơ đốt trong với sự cấp nhiệt đẳng áp được biểu diễn như hình 7-14.



Hình 7-14

1. Xác định các thông số trạng thái tại các điểm đặc trưng.
 2. Lượng chất môi giới nhận và nhả ra.
 3. Công và hiệu suất nhiệt của chu trình.
- Nếu cho trước:

$$p_1 = 1 \text{ bar}; t = 20^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 12,7; \rho = 2; k = 1,4$$

Chất môi giới: 1kg không khí, nhiệt dung riêng coi là hằng số.

Giải:

1. Điểm 1:

$$p_1 = 1 \text{ bar}; t_1 = 20^\circ\text{C}$$

$$v_1 = \frac{RT_1}{p_1} = \frac{287 \cdot 293}{1 \cdot 10^5} = 0,84 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Điểm 2:

$$\text{Tỷ số nén } \varepsilon = \frac{v_1}{v_2} = 12,7$$

$$v_2 = \frac{v_1}{\varepsilon} = \frac{0,84}{12,7} = 0,066 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

q + doan nhiet
Xét quá trình 1-2

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{\kappa-1}$$

$$T_2 = T_1 \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{\kappa-1} = 293 \cdot 12,7^{0,4} = 810^\circ\text{K} = 537^\circ\text{C}$$

$$p_2 = \frac{RT_2}{v_2} = \frac{287 \cdot 810}{0,066} = 3,52 \cdot 10^6 \text{ N/m}^2 = 35,2 \text{ bar}$$

Điểm 3:

$$p_3 = p_2 = 35,2 \text{ bar}$$

Xét quá trình 2-3:

$$\frac{v_3}{v_2} = \frac{T_3}{T_2} = \rho = 2$$

$$v_3 = 2 \cdot v_2 = 2 \cdot 0,066 = 0,132 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

$$T_3 = 2 \cdot T_2 = 2 \cdot 810 = 1620^\circ\text{K} = 1347^\circ\text{C}.$$

Điểm 4:

$$v_4 = v_1 = 0,84 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

Xét quá trình 3-4

$$\frac{p_3}{p_4} = \left(\frac{v_4}{v_3} \right)^{\kappa} = \left(\frac{0,84}{0,132} \right)^{1,4} = 13,4$$

$$p_4 = \frac{p_3}{13,4} = \frac{35,2}{13,4} = 2,62 \text{ bar}$$

Xét quá trình 4-1

$$\frac{p_4}{p_1} = \frac{T_4}{T_1} \rightarrow T_4 = T_1 \frac{p_4}{p_1}$$

$$T_4 = 293 \cdot \frac{2,62}{1} = 767^\circ\text{K}$$

$$t_4 = 767 - 273 = 494^\circ\text{C}$$

2. Lượng nhiệt chất môi giới nhận

$$q_1 = C_p (T_3 - T_2) = \frac{7 \cdot 4,18}{29} (1620 - 810) = 818 \text{ kJ/kg}$$

Lượng nhiệt chất môi giới nhả

$$q_2 = -C_v(t_4 - t_1) = -\frac{5 \cdot 4,18}{29} (494 - 20) = -341 \text{ kJ/kg}$$

3. Công chu trình

$$l_o = q_1 - |q_2| = 818 - 341 = 477 \text{ kJ/kg}$$

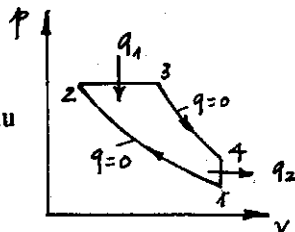
Hiệu suất nhiệt

$$\eta_1 = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} = \frac{l_o}{q_1} = \frac{477}{818} = 0,584$$

Bài 7-17 — Xác định hiệu suất nhiệt của chu trình với sự cấp nhiệt đẳng áp (h.7-15). Nếu cho

$$p_1 = 1 \text{ bar}; t_1 = 0^\circ\text{C}$$

$$p_4 = 3,5 \text{ bar}; p_3 = 55 \text{ bar}$$



Hình 7-15

Chất môi giới: 1kg không khí, nhiệt dung riêng là hằng số.

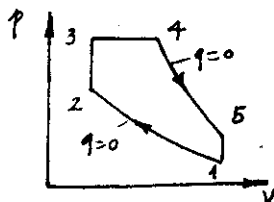
Trả lời: 62%.

Bài 7-18 — Chu trình động cơ đốt trong với quá trình cấp nhiệt hỗn hợp như hình 7-16. Cho biết các thông số

$$p_1 = 1 \text{ bar}; t_1 = 30^\circ\text{C}; \varepsilon = 7; \lambda = 2; \rho = 1,2$$

Hãy xác định:

1. Các thông số trạng thái tại các điểm đặc biệt.
2. Lượng nhiệt cấp và thải của chu trình.
3. Công và hiệu suất nhiệt của chu trình.



Hình 7-16

Trả lời: 1. $v_1 = 0,87 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_2 = 0,124 \text{ m}^3/\text{kg}$
 $v_4 = 0,149 \text{ m}^3/\text{kg}$; $p_2 = 15,2 \text{ bar}$;
 $p_3 = 30,5 \text{ bar}$; $p_5 = 2,6 \text{ bar}$; $t_2 = 387^\circ\text{C}$;
 $t_3 = 1047^\circ\text{C}$; $t_4 = 1311^\circ\text{C}$; $t_5 = 511^\circ\text{C}$.

2. $q_1 = 744,2 \text{ kJ/kg}$; $q_2 = -378,2 \text{ kJ/kg}$.

3. $l_o = 396 \text{ kJ/kg}$; $\eta_t = 53,2\%$.

* Bài 7-19 Chu trình động cơ đốt trong với quá trình cấp nhiệt hỗn hợp (h. 7-16). Cho các thông số $p_1 = 0,9 \text{ bar}$, $t_1 = 67^\circ\text{C}$; $\varepsilon = 10$.

Lượng nhiệt cấp cho chu trình $q_1 = 1090 \text{ kJ/kg}$, áp suất lớn nhất $p_3 = 45 \text{ bar}$. Coi chất môi giới là không khí, nhiệt dung riêng coi là hằng số. Tính phần cấp nhiệt đẳng tích so với lượng nhiệt cấp toàn bộ cho chu trình.

Trả lời: $\frac{q_v}{q_1} = 0,675$

Chương 8

HƠI NƯỚC VÀ PHƯƠNG TRÌNH CLAPÂYRÔN CLÔZIUT

I

1. HƠI NƯỚC

1. Hơi bão hòa ẩm.

a) Độ khô và độ ẩm.

Hơi ẩm (bão hòa) là hỗn hợp giữa nước và hơi ở nhiệt độ bão hòa (sôi). Nước và hơi của hỗn hợp trong một thể tích đã cho có thể không hỗn hợp với nhau (trạng thái trong bao hơi của lò hơi) hoặc là hỗn hợp với nhau (trạng thái trong bình ngưng tuabin hơi). Độ khô được định nghĩa bằng biểu thức:

$$x = \frac{G_h}{G_h + G_n}$$

Trong đó: G_h (kg) - khối lượng hơi bão hòa khô.

G_n (kg) - khối lượng nước bão hòa.

Độ khô x là thông số trạng thái cơ bản của hơi ẩm. Nó cho ta biết lượng hơi bão hòa khô trong 1 kg hơi ẩm. Độ khô x thay đổi từ $x = 0$ (đường giới hạn dưới) đến $x = 1$ (đường giới hạn trên).

Giá trị $y = (1 - x)$ gọi là độ ẩm của hơi ẩm. Nó cho ta biết lượng nước bão hòa trong 1 kg hơi ẩm.

b) Các thông số trạng thái của hơi ẩm.

Các thông số trạng thái của hơi ẩm được xác định trên các đường giới hạn dưới và trên. Ta sẽ đọc được những giá trị đó ở các bảng nước và hơi nước theo áp suất hoặc nhiệt độ bão hòa đã cho.

$$v_x = (1 - x)v' + xv'' = v' + x(v'' - v')$$

Từ công thức nếu biết v_x ta có thể tìm được x

$$x = \frac{v_x - v'}{v'' - v'}$$

Với áp suất $p \leq 30$ bar và $x \geq 0,8$ thì v' rất nhỏ so với v'' nên ta có thể bỏ qua v' và có

$$v_x = v''x$$

Khối lượng riêng:

$$\rho_x = \frac{1}{v_x} = \frac{1}{xv'' + (1 - x)v'}$$

hoặc gần đúng

$$\rho_x = \frac{1}{xv''}$$

Ngoài ra ta có:

$$s_x = (1 - x)s' + xs'' = s' + x(s'' - s') = s' + x \frac{r}{T_s}$$

r : nhiệt hóa hơi.

T_s : nhiệt độ bão hòa (sôi).

$$u_x = (1 - x)u' + xu'' = u' + x(u'' - u')$$

Nếu trong bảng không có các giá trị u'' và u' thì nội năng được tính bằng biểu thức sau:

$$u_x = i_x - pv_x$$

Trạng thái hơi ẩm được xác định khi biết 2 thông số trạng thái bất kỳ độc lập với nhau, thông thường là áp suất p và độ khô x . Trong vùng hơi ẩm đường đẳng áp và đường đẳng nhiệt trùng nhau. Điều đó có nghĩa là áp suất bão hòa p_s và nhiệt độ bão hòa t_s là hai thông số trạng thái phụ thuộc với nhau, biết một cái này có thể tìm ra được cái kia và ngược lại. Quan hệ phụ thuộc giữa p_s và t_s được nêu lên trong các bảng nước và hơi nước, hoặc với công thức gần đúng sau đây ta có thể biết được quan hệ đó

$$t_s \approx 100 \sqrt[4]{p_s}$$

2. Nước và hơi nước bão hòa.

Trạng thái của nước và hơi nước bão hòa được xác định khi biết nhiệt độ hoặc áp suất của chúng. Từ bảng nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ hoặc theo áp suất ta có thể tìm được tất cả các thông số còn lại.

3. Hơi quá nhiệt.

Ở cùng áp suất, hơi quá nhiệt có nhiệt độ t cao hơn nhiệt độ của hơi bão hòa khô t_s . Trạng thái của hơi quá nhiệt được xác định khi biết hai thông số, ví dụ áp suất và nhiệt độ. Từ bảng nước và hơi quá nhiệt hoặc từ đồ thị $i - s$ ta sẽ dễ dàng tìm được các thông số khác khi biết áp suất và nhiệt độ.

II

2. CÁC QUÁ TRÌNH CỦA HƠI NƯỚC

1. Quá trình đẳng tích:

a) Nếu trạng thái đầu là hơi quá nhiệt, trạng thái cuối là hơi ẩm, ta có:

$$v_1 = v_2 = v_2'' x_2 + (1 - x_2) v_2'$$

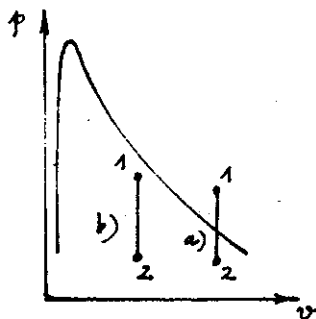
bé hơi quá nhiệt

Thành phần cuối cùng thường rất nhỏ nên ta có thể bỏ qua và có:

$$v_1 = v_2 = v''_2 \quad x_2$$

Từ đó:

$$x_2 = \frac{v_1}{v''_2}$$



Hình 8-1

b) Nếu trạng thái đầu và cuối là hơi ẩm bão hòa, ta có:

$$v''_1 x_1 + (1 - x_1)v'_1 = v''_2 x_2 + (1 - x_2)v'_2$$

Nếu ở mỗi vế phương trình trên ta đều bỏ qua thành phần thứ hai thì:

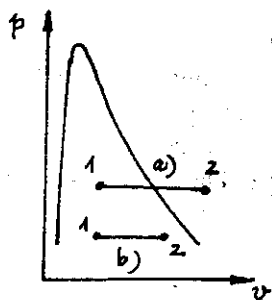
$$\frac{x_2}{x_1} = \frac{v''_1}{v''_2}$$

Nhiệt lượng trong quá trình đẳng tích

$$q_v = u_2 - u_1$$

$$Q = G(u_2 - u_1)$$

2. Quá trình đẳng áp.



Hình 8-2

a) Nếu trạng thái đầu là hơi ẩm bão hòa và trạng thái cuối là hơi quá nhiệt ta có

$$v_1 = v'' x_1 + v'(1 - x_1)$$

b) Nếu trạng thái đầu và cuối đều là hơi ẩm bão hòa và nếu bỏ qua thành phần $(1 - x_1)v'$, ta có

$$\frac{x_1}{x_2} = \frac{v_1}{v_2}$$

Nhiệt lượng trong quá trình đẳng áp

$$q_p = i_2 - i_1$$

Công giãn nở

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

3. Quá trình đẳng nhiệt

Trong vùng hơi ẩm đường đẳng nhiệt và đường đẳng áp trùng nhau nên quá trình đẳng nhiệt và đẳng áp xảy ra giống nhau. Vậy tương tự như trên (ở trường hợp b) ta có công thức:

$$\frac{x_1}{x_2} = \frac{v_1}{v_2}$$

Nhiệt lượng trong quá trình đẳng nhiệt ta xác định dễ dàng từ đồ thị T - s.

$$q_t = T(s_2 - s_1)$$

Công giãn nở

$$l_{12} = q_t - \Delta u = T(s_2 - s_1) - (u_2 - u_1)$$

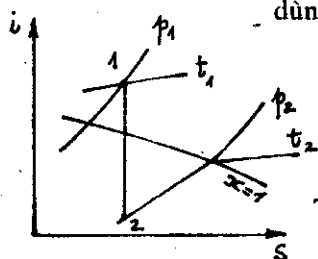
4. Quá trình đoạn nhiệt.

Với độ chính xác tương đối cao ta có thể dùng quan hệ phụ thuộc sau đây đối với hơi nước.

$$pv^k = \text{const}$$

Ở đây k xác định bằng thực nghiệm. Đối với hơi bão hòa khô $k = 1,135$, với hơi ẩm $k = 1,035 + 0,1x$ (x: độ khô), với hơi quá nhiệt $k = 1,3$

Để xác định độ khô x ở trạng thái cuối ta có thể dùng đẳng thức sau đây:



Hình 8-3

$$s_1 = s_2 = s'_2 + \frac{r_2 x_2}{T_{s_2}}$$

T_{s_2} : nhiệt độ bão hòa ứng với trạng thái 2.

Từ đó ta có:

$$x_2 = \frac{s_2 - s'_2}{s''_2 - s'_2}$$

Công giãn nở trong quá trình đoạn nhiệt.

$$l_{12} = u_1 - u_2 - \Delta u$$

BÀI TẬP

Bài 8-1 — Manômet bao hơi của lò hơi chỉ $p_t = 2,2$ bar trong khi đó barômet chỉ $p_{kt} = 757$ mmHg. Hỏi nhiệt độ hơi bão hòa khô khi ra khỏi bao hơi là bao nhiêu?

Giải:

Áp suất trong bao hơi:

$$p = p_t + p_{kt} = 2,2 + \frac{757}{750} = 3,21 \text{ bar}$$

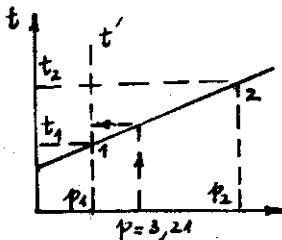
Từ bảng ta có $p_1 = 3,2$ bar $t_1 = 135,75^\circ\text{C}$

$p_2 = 3,3$ bar $t_2 = 136,82^\circ\text{C}$

Ở đây p của ta nằm trong khoảng giữa p_1 và p_2 nên ta phải nội suy.

Phương pháp nội suy:

Cho quan hệ giữa 1 và 2 (xem h. 8-4) là quan hệ đường thẳng. Vậy sau khi rời trục tung sang phải một đoạn bằng p_1 ; ta có phương trình đường thẳng 1-2 ở hệ tọa độ mới t' , p dưới dạng.



Hình 8-4

$$\begin{aligned} t' &= t_1 + \frac{t_2 - t_1}{p_2 - p_1} (p - p_1) \\ &= 135,75 + \frac{136,82 - 135,75}{3,3 - 3,2} (p - 3,2) \\ &= 135,75 + \frac{1,07}{0,1} (p - 3,2) \end{aligned}$$

CT nội suy

Với áp suất $p = 3,21$ bar ta có nhiệt độ

$$t' = 135,75 + \frac{1,07}{0,1} (3,21 - 3,2) = 135,857^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ hơi bão hòa khô $t = 135,857^\circ\text{C}$.

Bài 8-2 — Trạng thái H_2O có những thông số sau

a) $p = 60 \text{ at}$ $t = 320^\circ\text{C}$

b) $p = 5 \text{ bar}$ $v = 0,30 \text{ m}^3/\text{kg}$

c) $p = 30 \text{ bar}$ $t = 230^\circ\text{C}$

Hãy xác định nước đó ở trạng thái nào và có được xác định hay không.

Trả lời: a) hơi quá nhiệt

b) hơi ẩm

c) không được xác định (nước chưa sôi)

Bài 8-3 — Xác định nhiệt độ, thể tích riêng, khối lượng riêng, entanpi, entrôpi của hơi nước bão hòa khô ở áp suất $p = 10 \text{ bar}$.

Trả lời: $t = 179,88^\circ\text{C}$; $v'' = 0,1946 \text{ m}^3/\text{kg}$

$\rho'' = 5,139 \text{ kg/m}^3$; $i'' = 2778 \text{ kJ/kg}$;

$s'' = 6,587 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$

Bài 8-4 — Nước trong bình sôi ở nhiệt độ $t = 110^\circ\text{C}$. Hãy xác định áp suất khi nước sôi.

Trả lời: $p_s = 1,4326 \text{ bar}$.

Bài 8-5 — Hãy xác định nhiệt độ của hơi ẩm ở áp suất $p = 4 \text{ bar}$.

Trả lời: $t_s = 143,62^\circ\text{C}$

Bài 8-6 — Nước được đun tới nhiệt độ 190°C dưới áp suất 15 bar . Hỏi nước đó đã sôi chưa?

Trả lời: Chưa sôi

Bài 8-7 — Dùng đồ thị $i - s$ để xác định ẩn nhiệt hóa hơi r của nước ở áp suất $p = 20 \text{ bar}$. Hãy so sánh kết quả đó với bảng.

Giải:

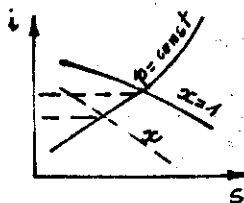
Trên đường $p = \text{const}$ lấy một điểm A bất kỳ ứng với độ khô x nào đó.

Với quá trình đẳng áp ta có:

$$q = i'' - i_x = i'' - [i''x + (1-x)i']$$

$$q = (1-x)i'' - (1-x)i' = (1-x)(i'' - i') = (1-x)r$$

$$r = \frac{q}{1-x} = \frac{i'' - i_x}{1-x}$$



Hình 8-5

Nếu chọn điểm A với $x = 0,9$ từ đồ thị $i - s$ ta có :

$$i'' = 2801 \text{ kJ/kg}, \quad i_x = 2612 \text{ kJ/kg}$$

$$r = \frac{2801 - 2612}{1 - 0,9} = 1890 \text{ kJ/kg}$$

Từ bảng với $p = 20 \text{ bar}$, $r = 1891 \text{ kJ/kg}$

Bài 8-8 — Hơi ẩm có áp suất $p = 16 \text{ bar}$, độ khô $x = 0,96$. Hãy xác định các thông số trạng thái còn lại bằng đồ thị.

Trả lời: $i_x = 2716 \text{ kJ/kg}$; $s_x = 6,26 \text{ kJ/kg.độ}$

$$v_x = 0,121 \text{ m}^3/\text{kg}; \quad t = 200^\circ\text{C}$$

Bài 8-9 — Hơi quá nhiệt có áp suất $p = 100 \text{ bar}$, nhiệt độ $t = 500^\circ\text{C}$. Hãy xác định các thông số trạng thái còn lại bằng đồ thị $i - s$.

Trả lời: $i = 3376 \text{ kJ/kg}$; $s = 6,6 \text{ kJ/kg.độ}$

$$v = 0,035 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Bài 8-10 — Hơi bão hòa khô có áp suất $p = 3 \text{ bar}$. Hãy xác định các thông số trạng thái còn lại bằng đồ thị $i - s$.

Trả lời: $i'' = 2730 \text{ kJ/kg}$; $s'' = 7 \text{ kJ/kg.độ}$

$$v'' = 0,6 \text{ m}^3/\text{kg} \quad ; \quad t = 135^\circ\text{C}.$$

Bài 8-11 — Hơi ẩm có áp suất $p = 2 \text{ bar}$; độ khô $x = 0,9$. Hãy xác định bằng tính toán thể tích riêng v_x , entanpi i_x , entropi s_x , và nội năng u_x . Hãy kiểm tra các giá trị đã tính toán bằng đồ thị $i - s$.

Giải:

Từ bảng nước và hơi nước bão hòa theo áp suất ta có:

$$v' = 0,0010605 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v'' = 0,8854 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$i' = 504,8 \text{ kJ/kg}$$

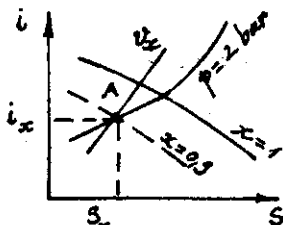
$$i'' = 2707 \text{ kJ/kg}$$

$$s' = 1,5302 \text{ kJ/kg.độ}$$

$$s'' = 7,127 \text{ kJ/kg.độ}$$

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

$$= 0,0010605 + 0,9(0,8854 - 0,0010605) = 0,797 \text{ m}^3/\text{kg}$$



Hình 8-6

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

$$= 504,8 + 0,9(2707 - 504,8) = 2486,8 \text{ kJ/kg}$$

$$s_x = s' + x(s'' - s')$$

$$= 1,5302 + 0,9(7,127 - 1,5302) = 6,567 \text{ kJ/kg.độ.}$$

$$u_x = i_x - p v_x = 2486.10^3 - 2.10^5 \cdot 0,797 = 2,3266.10^6 \text{ J/kg} = 2326,6 \text{ kJ/kg.}$$

Trên đồ thị i - s điểm A là giao điểm của đường đẳng áp $p = 2 \text{ bar}$ và đường độ khô $x = 0,9$ ứng với điểm đó ta đọc được giá trị i_x, s_x, v_x .

Bài 8-12— Xác định entanpi và nội năng của hơi ẩm khi $p = 13 \text{ bar}$, độ khô $x = 0,98$.

$$\text{Trả lời: } i_x = 2748,5 \text{ kJ/kg}$$

$$u_x = 2541,3 \text{ kJ/kg}$$

Bài 8-13— Một bình thể tích $V = 0,035 \text{ m}^3$ có chứa $G = 5 \text{ kg}$ hơi bão hòa ẩm. Nhiệt độ trong bình $t = 310^\circ\text{C}$. Hãy xác định độ khô của hơi nước x .

Giải:

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

$$x = \frac{v_x - v'}{v'' - v'}$$

$$\left[v_x = \frac{V}{G} \right] = \frac{0,035}{5} = 0,007 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Từ bảng với $t = 310^\circ\text{C}$ ta tìm được

$$v' = 0,001447 \text{ m}^3/\text{kg}; v'' = 0,01832 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Vậy độ khô:

$$x = \frac{0,007 - 0,001447}{0,01832 - 0,001447} = 0,33$$

$$x = \frac{v_x - v'}{v'' - v'}$$

Bài 8-14— Xác định độ khô của hơi bão hòa ẩm ở áp suất $p = 6 \text{ bar}$; $v = 0,3 \text{ m}^3/\text{kg}$.

$$\text{Trả lời: } x = 0,95$$

Bài 8-15 — Bao hơi có thể tích $V = 9\text{m}^3$. Hai phần ba thể tích đó chứa đầy nước bão hòa. Áp suất trong bao hơi $p = 100 \text{ bar}$. Hãy xác định lượng nước bão hòa G_n , lượng hơi bão hòa khô G_h và độ khô x .

Giải:

Lượng nước trong bao hơi:

$$G_n = \rho_n \cdot V_n = \frac{1}{v'} V_n = \frac{2}{3} V \frac{1}{v'} = \frac{2}{3} \frac{9}{0,0014521} = 4130 \text{ kg}$$

Lượng hơi trong bao hơi:

$$G_h = \rho_h \cdot V_h = \frac{1}{v''} V_h = \frac{1}{3} V \frac{1}{v''} = \frac{1}{3} \frac{9}{0,01803} = 166 \text{ kg}$$

Từ bảng $p = 100 \text{ bar}$ ta có $v' = 0,0014521 \text{ m}^3/\text{kg}$

$$v'' = 0,01803 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Độ khô x :

$$x = \frac{G_h}{G_n + G_h} = \frac{166}{4230 + 166} = 0,0386$$

Bài 8-16 — Một lượng hơi ẩm $G = 1,4 \text{ kg/s}$ ở áp suất $p = 20 \text{ bar}$, độ khô $x = 0,96$, chuyển động trong ống với tốc độ $\omega = 40 \text{ m/s}$. Hãy xác định đường kính trong của ống.

Giải:

Từ phương trình liên tục ta có:

$$G = V\rho_x = \frac{\pi d^2}{4} \omega \cdot \rho_x = \frac{\pi d^2}{4} \omega \frac{1}{v_x}$$

Từ đó suy ra đường kính d của ống:

$$d = \sqrt{\frac{4G \cdot v_x}{\pi \cdot \omega}}$$

Từ bảng với $p = 20 \text{ bar}$ ta có: $v'' = 0,09958$

$$v_x = xv'' = 0,96 \cdot 0,09958 = 0,0956 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$d = \frac{4 \cdot 1,4 \cdot 0,0956}{\pi \cdot 40} = 0,0652 \approx 65 \text{ mm}$$

Bài 8-17 — Một lượng hơi $G = 1,2 \text{ kg/s}$ ở áp suất $p = 16 \text{ bar}$ chuyển động trong ống với tốc độ $\omega = 30 \text{ m/s}$. Hãy xác định đường kính trong của ống nếu:

a) $x = 0,9$

b) $t = 350^\circ\text{C}$

Trả lời: a) $d = 75,4 \text{ mm}$

b) $d = 94,4 \text{ mm}$

Bài 8-18 — Xác định lượng nhiệt cần để nung 1 kg hơi bão hòa khô ở áp suất $p = 90 \text{ bar}$ đến nhiệt độ $t = 500^\circ\text{C}$.

Trả lời: 643 kJ/kg

Bài 8-19 — Xác định lượng nhiệt cần để nung 1 kg hơi ẩm ở áp suất $p = 100 \text{ bar}$, độ khô $x = 0,98$ đến nhiệt độ $t = 480^\circ\text{C}$.

Trả lời: $q = 621 \text{ kJ/kg}$.

Bài 8-20 — Một lượng hơi ẩm $G = 500 \text{ kg/h}$ có độ khô $x = 0,99$, áp suất $p = 100 \text{ bar}$. Sau khi qua bộ quá nhiệt, nhiệt độ tăng lên là $t = 550^\circ\text{C}$. Bỏ qua sự mất mát về áp suất. Hãy tính lượng nhiệt cần cung cho bộ quá nhiệt đó nếu hiệu suất của bộ quá nhiệt $\eta = 0,984$.

Trả lời: $Q = 4 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$

Bài 8-21 — Độ chân không của chân không kế ở bình ngưng tuốcbin là $p_{ck} = 720 \text{ tor}$. Barômet chỉ $p_{kt} = 1,001 \text{ bar}$. Một lượng hơi ẩm $G_h = 200 \text{ kg/s}$ với độ khô $x = 0,872$ từ tuốcbin đi vào bình ngưng. Hãy xác định thể tích hơi ẩm V_x đi vào bình ngưng. Thể tích của hơi ẩm lớn hơn bao nhiêu lần so với thể tích của nước ngưng?

Giải:

Áp suất tuyệt đối trong bình ngưng

$$p = p_{kt} - p_{ck} = 1,001 - \frac{720}{750} = 0,041 \text{ bar}$$

Thể tích hơi ẩm $V_x = G \cdot v_x$

Từ bảng với $p = 0,041$ bar sau khi đã nội suy ta có

$$v'' = 34,25 \text{ m}^3/\text{kg}; v' = 0,0010042 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_x \approx xv'' = 0,872 \cdot 34,25 = 29,87 \text{ m}^3/\text{kg}$$

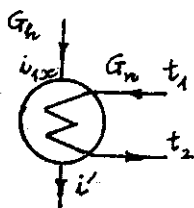
$$V_x = 200 \cdot 29,87 = 5970 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\frac{v_h}{v'} = \frac{v_x}{v'} = \frac{29,87}{0,0010042} = 29.700$$

Vậy thể tích hơi ẩm lớn hơn 29.700 lần thể tích nước ngưng.

Bài 8-22 — Một lượng hơi ẩm $G_h = 25 \text{ kg/s}$ ở áp suất $p = 0,05$ bar và độ khô $x_1 = 0,83$ đi vào bình ngưng. Hơi trong bình ngưng ngưng tụ trong điều kiện áp suất không thay đổi tạo thành nước bão hòa và chảy ra khỏi bình ngưng. Hãy xác định lượng nước làm mát cần thiết cho bình ngưng. Nếu nước làm mát khi vào có $t_1 = 12^\circ\text{C}$, khi ra có $t_2 = 23^\circ\text{C}$.

Giải:



Hình 8-7

Phương trình cân bằng nhiệt

$$G_h \cdot q = G_n \cdot C_n(t_2 - t_1)$$

Từ đó ta suy ra

$$G_n = \frac{G_h \cdot q}{C_n(t_2 - t_1)}$$

C_n : nhiệt dung riêng của nước, $C_n = 1 \text{ kcal/kg} \cdot \text{độ} = 4,186 \text{ kJ/kg} \cdot \text{độ}$

$$q = i_{1x} - i'$$

$$q = (i' + x_1 r) - i' = x_1 r$$

Từ bảng với $p = 0,05$ bar ta có $r = 2423 \text{ kJ/kg}$

$$q = 0,83 \cdot 2423 = 2011 \text{ kJ/kg}$$

Vậy lượng nước làm mát cần là:

$$G_n = \frac{25 \cdot 2011}{4,186,11} = 1090 \text{ kg/s}$$



Bài 8-23 — Một lượng hơi ẩm $G = 30 \text{ kg/s}$ với $x = 0,89$ đi vào bình

ngưng. Áp suất trong bình ngưng $p = 0,045$ bar. Hơi trong bình ngưng ngưng tụ trong điều kiện áp suất không thay đổi. Hãy xác định lượng nước làm mát cần cho bình ngưng. Nếu nhiệt độ nước làm mát tăng lên $\Delta t = 11^\circ\text{C}$

Trả lời: $G_n = 1410$ kg/s

Bài 8-24 — Bao hơi lò hơi có thể tích $V = 12 \text{ m}^3$ chứa lượng nước và hơi $G = 1800$ kg ở áp suất $p = 110$ bar và nhiệt độ bão hòa. Hãy xác định lượng nước bão hòa và lượng hơi bão hòa khô ở trong bao hơi.

Giải:

$$\text{Thể tích nước } V_n = G_n \cdot v'$$

$$\text{Thể tích hơi } V_h = G_h \cdot v''$$

Và ta có:

$$V = V_n + V_h = G_n \cdot v' + G_h \cdot v''$$

$$G = G_n + G_h ; G_n = G - G_h$$

Sau khi thế vào ta có

$$V = (G - G_h)v' + G_h v'' = Gv' + G_h(v'' - v')$$

Lượng hơi sẽ là:

$$G_h = \frac{V - Gv'}{v'' - v'}$$

Từ bảng với $p = 110$ bar ta tra được $v' = 0,001489 \text{ m}^3/\text{kg}$

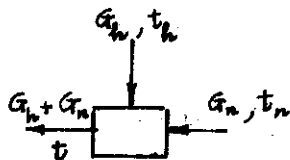
$$v'' = 0,01598 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$G_h = \frac{12 - 1800 \cdot 0,001489}{0,01598 - 0,001489} = 643,2 \text{ kg}$$

Lượng nước bão hòa khô:

$$G_n = 1800 - 643,2 = 1156,8 \text{ kg}$$

Bài 8-25 — Hơi ẩm ở áp suất $p = 0,1$ bar, $x = 0,86$ đi vào bình ngưng hỗn hợp (h. 8-8). Nước làm mát khi vào có nhiệt độ $t_n = 15^\circ\text{C}$ khi ra khỏi bình

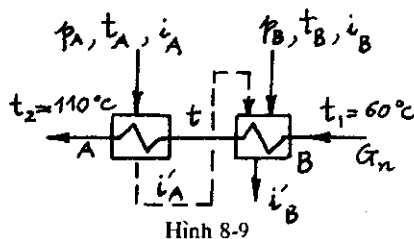


Hình 8-8

ngưng cũng có nhiệt độ bão hòa ts như nước ngưng. Hãy xác định lượng nước làm mát cần thiết nếu lượng hơi ẩm khi vào bình ngưng $G_h = 580$ kg/h

Trả lời: $G_n = 9240$ kg/h

Bài 8-26 — Có hai bình gia nhiệt A và B như hình 9-6. Bình A được nung nóng bằng hơi có áp suất $p_A = 6$ bar và nhiệt độ $t_A = 260^\circ\text{C}$. Bình B được nung nóng bằng hơi ở áp suất $p_B = 1,2$ bar, nhiệt độ $t_B = 140^\circ\text{C}$ và nước ngưng từ bình A chuyển sang. Hãy xác định lượng hơi khi vào hai bình A và B nếu biết:



Hình 8-9

1. Lượng nước cần được nung nóng qua A và B: $G_n = 8$ kg/s và nung từ nhiệt độ $t_1 = 60^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 110^\circ\text{C}$.

2. Nhiệt độ nước cần nung nóng giữa A và B là $t = 96,8^\circ\text{C}$.

3. Hiệu suất của bình gia nhiệt $\eta_A = \eta_B = 98\%$

Giải:

Entanpi hơi ở $p_A = 6$ bar, $t_A = 260^\circ\text{C}$ là

$$i_A = 2975 \text{ kJ/kg}$$

Entanpi của nước ngưng ở $p_A = 6$ bar là

$$i'_A = 670,5 \text{ kJ/kg}$$

Lượng hơi cần đi vào A là:

$$G_A = \frac{G_n(t_2 - t) \cdot 4,186}{\eta_A(i_A - i'_A)} = \frac{8(110 - 96,8)4,186}{0,98(2975 - 670,5)} = 0,195 \text{ kg/s}$$

Entanpi hơi vào bình B ở $p_B = 1,2$ bar, $t_B = 140^\circ\text{C}$ là

$$i_B = 2755 \text{ kJ/kg}$$

Entanpi nước ngưng ra khỏi B ở $p_B = 1,2$ bar là

$$i'_B = 439,4 \text{ kJ/kg}$$

Lượng nhiệt do nước ngưng từ A sang B là:

$$Q_A = \eta_B \cdot G_A (i'_A - i'_B) = 0,98 \cdot 0,195(670,5 - 439,4) = 44,16 \text{ kJ/s}$$

Ký hiệu lượng nhiệt sinh ra do hơi đi vào B là q_B , ta có phương trình cân bằng nhiệt của B như sau:

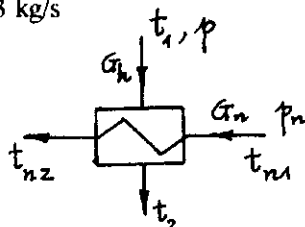
$$q_A + q_B = G_n (t - t_1) 4,186$$

$$q_B = G_n (t - t_1) 4,186 - q_A = 8(96,8 - 60) 4,186 - 44,16 = 1188,4 \text{ kJ/s}$$

Lượng hơi cần đi vào bình B là:

$$G_B = \frac{1188,4}{0,98(2755 - 439,4)} = 0,523 \text{ kg/s}$$

Bài 8-27 — Hơi từ tuôcbin đi vào bình gia nhiệt có áp suất $p = 6,5 \text{ bar}$, độ khô $x = 0,94$ (h. 8-10). Nước ngưng ra khỏi bình có nhiệt độ t_2 nhỏ hơn nhiệt độ bão hòa 2°C . Nước cấp có áp suất $p_n = 100 \text{ bar}$, và nhiệt độ vào $t_{n1} = 110^\circ\text{C}$, nhiệt độ ra $t_{n2} = 155^\circ\text{C}$.



Hình 8-10

Hãy xác định lượng hơi G_h cần thiết để ngưng 1 kg nước cấp.

Trả lời: $G_h = 0,098 \text{ kg hơi/kg nước}$.

Bài 8-28 — Một bình có thể tích $V = 0,5 \text{ m}^3$ chứa đầy hơi bão hòa khô ở áp suất $p_s = 1,5 \text{ bar}$. Khi để ra ngoài không khí vật đó nguội đi và có nhiệt độ $t_2 = 30^\circ\text{C}$. Hãy xác định lượng nhiệt nhả ra và trạng thái cuối của hơi trong vật đó.

Giải:

Đây là quá trình làm nguội đẳng tích nên ta có:

$$V_1 = V''_1 = V_2 = V$$

$$v_1 = v''_1 = v_2 = v$$

Từ định luật I với $v = \text{const}$ ta có nhiệt lượng Q:

$$Q = G(u_2 - u_1)$$

Trong đó

$$G = \frac{V}{v} = \frac{V}{v''_1}$$

$$\Delta u = u_2 - u_1 = i_2 - i_1 + v(p_1 - p_2)$$

trong đó

$$i_1 = i''_1$$

$$i_2 = i'_2 + x_2(i''_2 - i'_2)$$

Từ bảng với $p = 1,5 \text{ bar}$ ta tra được:

$$v''_1 = 1,159 \text{ m}^3/\text{kg}; i''_1 = 2693 \text{ kJ/kg}$$

Từ bảng với $t_2 = 30^\circ\text{C}$ ta tìm được:

$$p_2 = 0,0424 \text{ bar}; i'_2 = 125,71 \text{ kJ/kg};$$

$$i''_2 = 2556 \text{ kJ/kg}; v''_2 = 32,92 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Từ đó thay số vào ta có:

$$G = \frac{0,5}{1,159} = 0,431 \text{ kg}$$

$$v''_1 = v_2 = v'_2 + x_2(v''_2 - v'_2) \approx x_2 v''_2$$

$$x_2 = \frac{v''_1}{v''_2} = \frac{1,159}{32,93} = 0,0352$$

$$i_2 = 125,71 + 0,0352(2556 - 125,71) = 211,25 \text{ kJ/kg}$$

$$u_2 - u_1 = 211,25 \cdot 10^3 - 2693 \cdot 10^3 + 1,159(1,5 - 0,0424) \cdot 10^3$$

$$u_2 - u_1 = -2313 \cdot 10^3 \text{ J/kg} = -2313 \text{ kJ/kg}$$

Vậy nhiệt lượng Q là:

$$Q = 0,431(-2313) = -997 \text{ kJ}$$

Bài 8-29 — Người ta làm ngưng tụ 1 kg hơi nước ở áp suất $p_1 = 10 \text{ bar}$, nhiệt độ $t_1 = 300^\circ\text{C}$ đến nhiệt độ $t_2 = 100^\circ\text{C}$ trong điều kiện thể tích không thay đổi. Hãy xác định lượng nhiệt do hơi nhả ra.

Trả lời: $q_v = -2051 \text{ kJ/kg}$

Bài 8-30 — Một bình kín $V = 1 \text{ m}^3$ chứa hơi bão hòa khô ở áp suất $p = 10 \text{ bar}$. Hãy xác định trạng thái cuối của hơi (x_2, p_2) và lượng nhiệt nhả ra nếu hơi trong bình ngưng đến $t_2 = 60^\circ\text{C}$.

Trả lời: $x_2 = 0,0253; p_2 = 0,19917 \text{ bar};$

$$q = -2276 \text{ kJ/kg}$$

Bài 8-31 — Nồi hơi chứa lượng hơi ẩm $G_x = 8000 \text{ kg}$ ở áp suất $p_1 = 4 \text{ bar}$, độ khô $x_1 = 0,0015$. Người ta cung cho nó một lượng nhiệt $Q = 300 \text{ kW}$ trong điều kiện đóng tất cả các van thì áp suất tăng lên $p_2 = 10 \text{ bar}$. Hãy xác định thời gian cần thiết để nâng áp suất lên đến $p_2 = 10 \text{ bar}$ và xác định độ khô x_2 .

Giải:

Nhiệt mà hơi ẩm nhận được trong điều kiện $v = \text{const}$ sẽ nâng áp suất từ 4 bar lên 10 bar.

Ta có:

$$Q_v = G (u_{x2} - u_{x1}) = G \cdot \Delta u_x$$

Lượng thay đổi nội năng

$$\Delta u_x = i_{x2} - i_{x1} + v_x (p_1 - p_2)$$

$$v_{1x} = v_{2x} = v_x = \text{const}$$

$$v_{1x} = v'_1 + x_1 (v''_1 - v'_1).$$

Từ bảng với $p_1 = 4 \text{ bar}$ ta tìm được $v'_1 = 0,0010836 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v''_1 = 0,4624 \text{ m}^3/\text{kg}$

$$v_{1x} = 0,0010836 + 0,0015 (0,4624 - 0,0010836)$$

$$v_{1x} = 0,001776 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

Tương tự như vậy ta có:

$$v_{2x} = v'_2 + x_2 (v''_2 - v'_2)$$

và độ khô x_2 :

$$x_2 = \frac{v_{2x} - v'_2}{v''_2 - v'_2}$$

Từ bảng với $p_2 = 10 \text{ bar}$ ta tìm được:

$$v'_2 = 0,001273 \text{ m}^3/\text{kg}; v''_2 = 0,1946 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$x_2 = \frac{0,001776 - 0,00127}{0,1946 - 0,00127} = 0,00335$$

Entanpi i_{x1} :

$$i_{x1} = i'_1 + x_1 r_1$$

Từ bảng với $p_1 = 4$ bar ta có $i'_1 = 604,7$ kJ/kg; $r_1 = 2133$ kJ/kg

$$i_{x1} = 604,7 + 0,0015 \cdot 2133 = 607,9 \text{ kJ/kg}$$

Entanpi i_{x2} :

$$i_{x2} = i'_2 + x_2 r_2$$

Từ bảng với $p_2 = 10$ bar ta có: $i'_2 = 762,7$ kJ/kg; $r_2 = 2015$ kJ/kg

$$i_{x2} = 762,7 + 0,00335 \cdot 2015 = 769,4 \text{ kJ/kg}$$

Vậy lượng thay đổi nội năng:

$$\Delta u_x = 769,4 - 607,9 + 0,001776 (4 - 10) \cdot 10^5 \cdot 10^{-3} = 160,4 \text{ kJ/kg}$$

Vậy nhiệt hơi nhận được Q_v

$$Q_v = 8000 \cdot 160,4 = 1,283 \cdot 10^6 \text{ kJ} = 1,283 \cdot 10^9 \text{ J.}$$

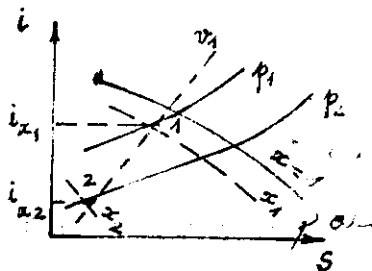
Thời gian cần thiết:

$$\tau = \frac{Q_v}{Q''} = \frac{1,283 \cdot 10^9}{300 \cdot 10^3 \cdot 60} = 71,3 \text{ phút}$$

Bài 8-32— 6 kg hơi ẩm có thể tích $V = 0,6 \text{ m}^3$ áp suất $p_1 = 6$ bar. Hãy xác định lượng nhiệt cần để nâng áp suất hơi ẩm lên $p_2 = 10$ bar trong điều kiện $v = \text{const}$, tìm độ khô x_2 .

Trả lời: $x_2 = 0,505$; $Q_v = 2570 \text{ kJ}$

Bài 8-33 — Nồi hơi thể tích $V = 7 \text{ m}^3$ chứa hơi ẩm dưới áp suất $p_1 = 20$ bar, độ khô $x_1 = 0,9$. Sau một thời gian nhất định nghi việc trong điều kiện đóng tất cả các van người ta đo áp suất khi đó được $p_2 = 16$ bar. Hãy xác định lượng nhiệt nhả cho môi trường và độ khô của hơi ở trạng thái cuối cùng (dùng đồ thị $i - s$).



Hình 8-11

Giải:

Đây là quá trình đẳng tích $v = \text{const}$ nên nhiệt lượng sẽ là:

$$Q_v = G(u_{x2} - u_{x1}) = G \cdot \Delta u_x$$

Trong đó lượng thay đổi nội năng

$$\Delta u_x = i_{x2} - i_{x1} + v(p_1 - p_2)$$

Trên đồ thị i - s đường đẳng áp p_1 cắt đường x_1 tại điểm 1. Từ điểm đó ta tìm được:

$$v_1 = 0,09 \text{ m}^3/\text{kg}; \quad i_{x1} = 2610 \text{ kJ/kg}$$

Đường đẳng tích v_1 cắt đường p_2 tại điểm 2. Từ điểm này ta tìm được:

$$x_2 = 0,78; \quad i_{x2} = 2380 \text{ kJ/kg}$$

Vậy

$$\Delta u_x = 2380 - 2610 + 0,09(20 - 16)10^5 \cdot 10^{-3} = -194 \text{ kJ/kg}$$

Lượng hơi ẩm: **-230**

$$G = \frac{V}{v} = \frac{7}{0,09} = 77,9 \text{ kg}$$

Từ đó lượng nhiệt nhả cho môi trường

$$Q_v = -77,9 \cdot 194 = -1,51 \cdot 10^4 \text{ kJ}$$

Bài 8-34— Một bình kín thể tích $V = 0,2 \text{ m}^3$ chứa một lượng hơi ẩm ở nhiệt độ $t = 180^\circ\text{C}$, độ ẩm $y = 5\%$. Sau một thời gian nhất định để ra ngoài không khí người ta đo được áp suất $p_2 = 9 \text{ bar}$. Hãy xác định độ khô của hơi ở trạng thái cuối và lượng nhiệt nhả ra ngoài môi trường (dùng đồ thị i - s).

Trả lời: $x_2 = 0,85$; $Q_v = 298 \text{ kJ}$.

Bài 8-35— Người ta nung 1 kg hơi nước ở áp suất $p_1 = 10 \text{ bar}$, nhiệt độ $t_1 = 240^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 320^\circ\text{C}$ trong điều kiện áp suất không thay đổi. Hãy xác định lượng nhiệt hơi nhận được, công giãn nở và lượng thay đổi nội năng của hơi.

Giải:

Từ định luật I ta có:

$$dq = di - vdp$$

Với quá trình đẳng áp

$$q_p = \Delta i = i_2 - i_1$$

Từ bảng hơi nước ứng với $p = 10$ bar nhiệt độ bão hòa $t_s = 179,88^\circ\text{C}$ vì $t_1 > t_s$ nên hơi ở đầu bài đã cho là hơi quá nhiệt. Dùng bảng nước chưa sôi và hơi nước quá nhiệt

với $p = 10$ bar và $t_1 = 240^\circ\text{C}$ ta có: $i_1 = 2918$ kJ/kg

với $p = 10$ bar, $t_2 = 320^\circ\text{C}$ ta có $i_2 = 3091$ kJ/kg

Lượng nhiệt hơi nhận được

$$q_p = 3091 - 2918 = 173 \text{ kJ/kg}$$

Công giãn nở

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

Từ bảng nước và hơi nước quá nhiệt

với $p_1 = 10$ bar; $t_1 = 240^\circ\text{C}$ ta có $v_1 = 0,2274 \text{ m}^3/\text{kg}$;

với $p_2 = 10$ bar; $t_2 = 320^\circ\text{C}$ ta có $v_2 = 0,2677 \text{ m}^3/\text{kg}$.

Vậy

$$l_{12} = 10 \cdot 10^5 (0,2677 - 0,2274) = 40300 \text{ J/kg} = 40,3 \text{ kJ/kg}$$

Từ phương trình định luật I ta có lượng thay đổi nội năng $\Delta u = q_p - l_{12}$

$$\Delta u = 173 - 40,3 = 132,7 \text{ kJ/kg}$$

Bài 8-36 — Hãy xác định lượng nhiệt cần thiết để sản xuất 1 kg hơi nước nhiệt độ $t_2 = 600^\circ\text{C}$ từ nước ở $t_1 = 0^\circ\text{C}$, trong điều kiện áp suất không thay đổi $p = 20$ bar.

Giải:

Nhiệt lượng trong quá trình đẳng áp

$$q_p = i_2 - i_1$$

i_1 là entapi của nước ở 0°C ; $i_1 = C_n$. $t_1 = 0$

Từ bảng nước và hơi bão hòa với $p = 20$ bar ta thấy nhiệt độ bão hòa $t_s = 212,37^\circ\text{C}$. Vì $t_2 = 600^\circ\text{C} > t_s$ nên hơi của ta sau khi nung nóng là hơi quá nhiệt. Từ bảng cho hơi quá nhiệt với $p = 20$ bar, $t_2 = 600^\circ\text{C}$ ta tìm được $i_2 = 3690$ kJ/kg.

Vậy:

$$q_p = i_2 = 3690 \text{ kJ/kg}$$

Bài 8-37 — Hơi ẩm ở áp suất $p = 15 \text{ bar}$ có độ khô $x = 0,8$. Cần một lượng nhiệt bao nhiêu để nâng độ khô của 1 kg hơi ẩm đến $x_2 = 0,95$ trong điều kiện áp suất không thay đổi.

Trả lời: 292 kJ/kg

Bài 8-38 — Một lượng nước cấp $G_n = 900 \cdot 10^3 \text{ kg/h}$ đưa vào lò hơi ở áp suất $p_1 = 200 \text{ bar}$, $t_1 = 320^\circ\text{C}$. Sau khi nhận lượng nhiệt $Q = 1609 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$ ở buồng lửa nước biến thành hơi và ra khỏi lò. Hãy xác định nhiệt độ của hơi khi ra khỏi lò. Nếu bỏ qua sự mất mát áp suất do quá trình chuyển động của nước và hơi.

Trả lời: 498°C

Bài 8-39 — Một lượng hơi ẩm $G_h = 2500 \text{ kg/h}$ ở áp suất $p = 20 \text{ bar}$ độ khô $x = 0,98$ chuyển vào bộ quá nhiệt. Nhiệt độ hơi sau khi ra khỏi bộ quá nhiệt $t_2 = 400^\circ\text{C}$. Hãy xác định lượng nhiệt mà hơi nhận được ở bộ quá nhiệt và tỷ số giữa đường kính của ống dẫn hơi khi vào và khi ra khỏi bộ quá nhiệt. Nếu giả thiết tốc độ hơi khi vào và khi ra khỏi bộ quá nhiệt bằng nhau và không có mất mát áp suất.

Trả lời: $Q_p = 1,25 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$; $\frac{d_1}{d_2} = 0,81$

Bài 8-40 — Hơi bão hòa khô ở áp suất $p_1 = 10 \text{ bar}$ sau khi giãn nở đẳng nhiệt áp suất $p_2 = 1 \text{ bar}$. Hãy xác định lượng nhiệt cần cung cấp cho hơi và công giãn nở.

Giải:

Nhiệt lượng trong quá trình đẳng nhiệt

$$q_t = T(s_2 - s_1)$$

Từ định luật I ta suy ra công giãn nở

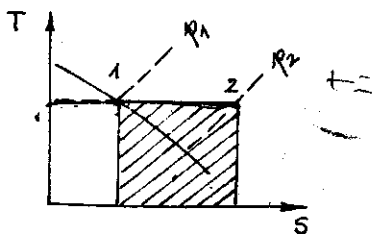
$$l_{12} = q_t - \Delta u$$

$$\Delta u = u_2 - u_1; u_1 = i_1 - p_1 v_1; u_2 = i_2 - p_2 v_2$$

Ở đây ta có $s_1 = s''_1$, $i_1 = i''_1$

Từ bảng với $p = 10 \text{ bar}$ ta có

$$t_1 = t_2 = t = 179,88^\circ\text{C} \approx 180^\circ\text{C}; v''_1 = 0,1946 \text{ m}^3/\text{kg} = v_2$$



Hình 8-12

$$i''_1 = 2778 \text{ kJ/kg}; s''_1 = 6,587 \text{ kJ/kg.độ}$$

Từ bảng với $p_2 = 1 \text{ bar}$; $t_2 = 180^\circ\text{C}$ ta có

$$v_2 = 2,078 \text{ m}^3/\text{kg}; i_2 = 2835 \text{ kJ/kg}; s_2 = 7,743 \text{ kJ/kg.độ}$$

$$q_t = 453 (7,743 - 6,587) = 524 \text{ kJ/kg}$$

$$u_1 = 2778 - 10 \cdot 10^5 \cdot 0,1946 \cdot 10^{-3} = 2583,4 \text{ kJ/kg}$$

$$u_2 = 2835 - 1 \cdot 10^5 \cdot 2,078 \cdot 10^{-3} = 2627,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta u = u_2 - u_1 = 2627,2 - 2583,4 = 43,8 \text{ kJ/kg}$$

$$l_{12} = 524 - 43,8 = 480,2 \text{ kJ/kg}$$

X Bài 8-41 — Hơi ẩm ở trạng thái đầu $p_1 = 30 \text{ bar}$, $x_1 = 0,97$ sau khi giãn nở đẳng nhiệt áp suất hạ xuống $p_2 = 1,5 \text{ bar}$. Hãy xác định: a) Các thông số trạng thái sau khi giãn nở. b) Nhiệt cung cấp cho 1 kg hơi và công giãn nở.

$$\text{Trả lời: a) } i_2 = 2942 \text{ kJ/kg}; v_2 = 1,54 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$s_2 = 7,78 \text{ kJ/kg.độ}$$

$$\text{b) } q_t = 864 \text{ kJ/kg}; l_{12} = 712 \text{ kJ/kg}$$

Bài 8-42 — Hơi nước ở áp suất $p_1 = 6 \text{ bar}$, $t_1 = 200^\circ\text{C}$. Sau khi nén đẳng nhiệt thể tích là $v_2 = 0,11 \text{ m}^3/\text{kg}$. Hãy xác định các thông số trạng thái cuối và lượng nhiệt thải trong quá trình nén.

Giải:

Từ bảng với áp suất $p_1 = 6 \text{ bar}$ ta tìm được nhiệt độ bão hòa $t_s = 158,84^\circ\text{C}$. Vì $t_1 = 200^\circ\text{C} > t_s$ nên hơi nước đã cho là hơi quá nhiệt. Ở nhiệt độ $t_2 = t_1 = 200^\circ\text{C}$ ta có $v'' = 0,1272 \text{ m}^3/\text{kg} > v_2 = 0,11 \text{ m}^3/\text{kg}$ nên trạng thái cuối là hơi ẩm.

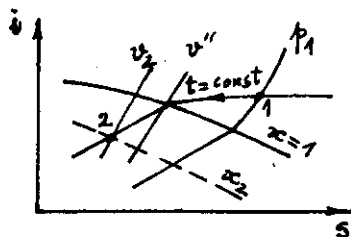
Vì vậy từ bảng hơi bão hòa ứng với $t_2 = 200^\circ\text{C}$ ta tìm được $p_2 = 15,551 \text{ bar}$.

$$\text{Ta có } v_2 = x_2 v''$$

$$x_2 = \frac{v_2}{v''} = \frac{0,11}{0,1272} = 0,86$$

Lượng nhiệt thải

$$q_t = T(s_2 - s_1)$$



Hình 8-13

Từ bảng hơi quá nhiệt với 6 bar và 200°C ta có

$$s_1 = 6,963 \text{ kJ/kg.độ}$$

Giá trị s_2 hoặc tìm được từ đồ thị i-s hoặc tính từ bảng

$$s_2 = 5,8576 \text{ kJ/kg.độ}$$

$$q_1 = 473 (5,8576 - 6,963) = - 522,9 \text{ kJ/kg}$$

Bài 8-43 — 2 kg hơi nước chiếm thể tích $V_1 = 0,15 \text{ m}^3$ ở $p_1 = 8 \text{ bar}$ giãn nở đẳng nhiệt đến $V_2 = 0,35 \text{ m}^3$. Xác định độ khô, công giãn nở, lượng nhiệt cần cung cấp, lượng thay đổi nội năng.

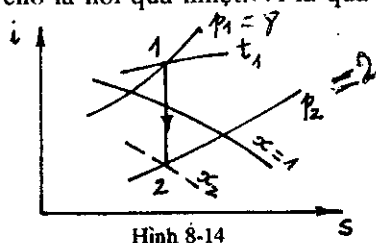
$$\text{Trả lời: } x_1 = 0,312; x_2 = 0,726; h_2 = 160 \text{ kJ}$$

$$Q = 1690 \text{ kJ}; \Delta u = 1530 \text{ kJ}$$

Bài 8-44 — Hơi nước ở trạng thái đầu $p_1 = 8 \text{ bar}$; $t_1 = 240^\circ\text{C}$; giãn nở đoạn nhiệt đến $p_2 = 2 \text{ bar}$. Hãy xác định trạng thái của hơi sau khi giãn nở và công giãn nở.

Giải:

Từ bảng ứng với $p_1 = 8 \text{ bar}$ ta có $t_s = 170,42^\circ\text{C}$. Vì $t_1 > t_s$ nên hơi đã cho là hơi quá nhiệt. Vì là quá trình đoạn nhiệt nên



Hình 8-14

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

$$s_2 = s'_2 + x_2 (s''_2 - s'_2)$$

$$x_2 = \frac{s_2 - s'_2}{s''_2 - s'_2}$$

Công trong quá trình đoạn nhiệt

$$h_2 = - \Delta u = u_1 - u_2$$

$$u_1 = i_1 - p_1 v_1; u_2 = i_2 - p_2 v_2$$

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

$$i_1 = 2926 \text{ kJ/kg}$$

$$v_1 = 0,2867 \text{ m}^3/\text{kg}; s_1 = 6,991 \text{ kJ/kg.độ} = s_2$$

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

$$s'_2 = 1,530 \text{ kJ/kg.độ}; s''_2 = 7,127 \text{ kJ/kg.độ}$$

Sau khi thế số vào các công thức ta có:

$$x_2 = \frac{6,991 - 1,530}{7,127 - 1,530} = \frac{5,461}{5,597} = 0,977$$

Giá trị i_2 , v_2 được tính toán từ bảng hoặc đồ thị $i - s$: $i_2 = 2656$ kJ/kg; $v_2 = 0,85 \text{ m}^3/\text{kg}$

$$u_1 = 2926 - 8 \cdot 10^5 \cdot 0,2867 \cdot 10^{-3} = 2696 \text{ kJ/kg}$$

$$u_2 = 2656 - 2 \cdot 10^5 \cdot 0,85 \cdot 10^{-3} = 2486 \text{ kJ/kg}$$

$$i_{12} = u_1 - u_2 = 2696 - 2486 = 210 \text{ kJ/kg}$$

Bài 8-45 — Hơi ẩm ở áp suất $p_1 = 8 \text{ bar}$, $x_1 = 0,95$. Sau khi giãn nở đoạn nhiệt $p_2 = 0,4 \text{ bar}$. Hãy xác định độ khô của hơi sau khi giãn nở.

Trả lời: $x_2 = 0,83$

Bài 8-46 — 1 kg hơi nước giãn nở đoạn nhiệt từ trạng thái ban đầu $p_1 = 30 \text{ bar}$; $t_1 = 300^\circ\text{C}$ đến $p_2 = 0,5 \text{ bar}$. Hãy tìm các giá trị v_2 , x_2 và công giãn nở.

Trả lời: $v_2 = 2,76 \text{ m}^3/\text{kg}$; $x_2 = 0,837$

$i_{12} = 613 \text{ kJ/kg}$

CHƯƠNG 9

KHÔNG KHÍ ẨM

Không khí ẩm là hỗn hợp của không khí khô và hơi nước với phân áp suất rất nhỏ. Không khí ngoài trời bao giờ cũng chứa một phần hơi nước vì vậy nó là không khí ẩm.

Không khí ẩm có thể xem là hỗn hợp khí lý tưởng và tuân theo phương trình trạng thái của khí lý tưởng.

$$pV = GRT$$

và tuân theo định luật Đantông:

$$p = p_k + p_h$$

Ở đây: p - áp suất của không khí ẩm.

p_k - phân áp suất của không khí khô.

p_h - phân áp suất của hơi nước.

Do đó nhiệt độ của không khí ẩm cũng là nhiệt độ của không khí khô và nhiệt độ của hơi nước chứa trong không khí ẩm. Ta có:

$$t = t_k = t_h$$

Thể tích của không khí ẩm bằng thể tích không khí khô và bằng thể tích của hơi nước chứa trong không khí ẩm.

$$V = V_k = V_h$$

Các thông số đặc trưng của không khí ẩm

1. Độ ẩm tuyệt đối - là lượng hơi nước chứa trong 1m^3 không khí ẩm hoặc là khối lượng riêng của hơi ở phân áp suất của nó và nhiệt độ của không khí.

$$\rho = \frac{G_h}{V_h} = \frac{G_h}{V} \text{ kg/m}^3$$

2. Độ ẩm tương đối - là tỷ số giữa độ ẩm tuyệt đối của không khí chưa bão hòa với độ ẩm tuyệt đối của không khí bão hòa ở nhiệt độ ấy. Ta có:

$$\varphi = \frac{\rho_h}{\rho_{\max}} = \frac{p_h}{p_{\max}}$$

p_h - phân áp suất của hơi nước lúc không khí chưa bão hòa có độ ẩm tuyệt đối ρ_h .

$p_{\max}$ - phân áp suất của hơi nước lúc không khí bão hòa có độ ẩm tuyệt đối $\rho_{\max}$.

3. Độ chứa hơi d - là khối lượng của hơi nước chứa trong 1kg không khí khô.

$$d = \frac{G_h}{G_k} \text{ (g hơi nước/kg không khí khô)}$$

G_h - khối lượng hơi nước chứa trong không khí ẩm.

G_k - khối lượng không khí khô chứa trong không khí ẩm

Công thức này có thể biểu diễn dưới dạng sau:

$$d = \frac{G_h}{G_k} = \frac{R_k}{R_h} \cdot \frac{p_h}{p_k} = \frac{R_k}{R_h} \cdot \frac{p_h}{p - p_h}$$

$$d = 622 \frac{p_h}{p - p_h} \text{ (g hơi nước/kg không khí khô)}$$

4. Entanpi

Entanpi I của không khí ẩm được xác định bằng tổng entanpi của không khí khô và hơi nước. Vậy entanpi của không khí ẩm tương ứng với 1 kg không khí khô hay $(1 + d)$ kg không khí ẩm là:

$$I = i_k + d \cdot i_h$$

hoặc

$$I = i_k + \frac{d \cdot i_h}{1000}$$

nếu d tính theo g hơi nước/kg không khí khô.

Entanpi của 1kg không khí khô được xác định từ biểu thức:

$$i_k = 1,0t \text{ kJ/kg}$$

Entanpi của 1kg hơi nước:

$$i_h \approx 2500 + 2t \text{ kJ/kg}$$

Khi đó giá trị gần đúng entanpi của không khí ẩm là:

$$I \approx t + d (2500 + 2t) \text{ kJ/kg không khí khô}$$

5. Nhiệt độ bão hòa đoạn nhiệt τ .

Khi sấy những sản phẩm khác nhau bằng không khí nóng, độ chứa hơi của nó sẽ tăng lên vì nước bốc hơi. Quá trình đó gọi là bốc hơi đoạn nhiệt nếu nhiệt lượng cần để bốc hơi chỉ lấy từ không khí xung quanh. Nhiệt độ không khí khi ấy giảm xuống, đến lúc không khí bão hòa hoàn toàn thì nhiệt độ lúc đó gọi là nhiệt độ bão hòa đoạn nhiệt τ .

6. Nhiệt độ điểm sương

Nhiệt độ điểm sương (t_s) là nhiệt độ mà tại đó không khí chưa bão hòa trở thành không khí bão hòa khi phân áp suất của hơi nước trong đó không đổi.

BÀI TẬP

Bài 9-1— Xác định độ ẩm tuyệt đối của không khí nếu phân áp suất của hơi trong đó $p_h = 0,14$ at và nhiệt độ $t = 60^\circ\text{C}$. Áp suất khí trời bằng 760 mmHg.

Giải:

Khi nhiệt độ $t = 60^\circ\text{C}$ thì áp suất của hơi bão hòa là $p_{\max} = 0,2031$ at. Do đó khi phân áp suất $p = 0,14$ at thì không khí chưa bão hòa và hơi là hơi quá nhiệt.

Theo bảng của hơi quá nhiệt khi $p = 0,14$ at và $t = 60^\circ\text{C}$ ta có $v = 11,16$ m³/kg.

Vậy độ ẩm tuyệt đối của không khí là:

$$\rho = \frac{1}{v} = \frac{1}{11,16} = 0,0897 \text{ kg/m}^3$$

Mặt khác nếu xem hơi nước trong không khí ẩm là khí lý tưởng thì theo phương trình trạng thái ta có:

$$\rho = \frac{p_h}{R_h \cdot T} = \frac{0,14 \cdot 0,98 \cdot 10^5}{\frac{8314}{18} \cdot 333} = 0,0895 \text{ m}^3/\text{kg}$$

★ ♡ **Bài 9-2—** Trạng thái của không khí ẩm có các thông số: $t = 25^\circ\text{C}$; và độ ẩm tương đối $\varphi = 0,6$. Hãy xác định phân áp suất của hơi nước trong không khí ẩm.

Trả lời: $p_h = 0,019$ bar

Bài 9-3— Nhiệt độ không khí ẩm trong trường hợp thứ nhất $t = 80^\circ\text{C}$ và trong trường hợp thứ hai $t = 120^\circ\text{C}$ khi áp suất khí trời bằng 745 mmHg. Hãy xác định nếu phân áp suất hơi nước $p_h = 120$ mmHg.

Giải:

Đối với trường hợp thứ nhất $t = 80^{\circ}\text{C} < t_s = 99^{\circ}\text{C}$ nên $p_{\max} = 0,483$ at = 355 mmHg.

Do đó

$$\varphi = \frac{120}{355} = 0,34$$

Đối với trường hợp thứ hai $t = 120^{\circ}\text{C} > t_s = 99^{\circ}\text{C}$ và $p_{\max} = p = 745$ mmHg.

Do đó:

$$\varphi = \frac{120}{745} = 0,16$$

Bài 9-4 — Nhiệt độ của không khí ẩm là 20°C , nhiệt độ điểm đọng sương của nó đo bằng áp kế $t_s = 10^{\circ}\text{C}$.

Hãy xác định độ ẩm tương đối φ , độ chứa hơi d và entanpi của không khí ẩm.

Trả lời: $\varphi = 52\%$; $d = 7,8\text{g}$ hơi nước/kg không khí khô.

$$I = 39,76 \text{ kJ/kg không khí khô}$$

Bài 9-5 — Trong một thiết bị tổng hợp để làm lạnh không khí, sản lượng của nó là 100.000m^3 không khí trong một giờ khi áp suất $p = 10^5\text{N/m}^2$, nhiệt độ $t = 4^{\circ}\text{C}$ và độ ẩm tương đối $\varphi = 80\%$.

Không khí đi qua máy làm lạnh được làm lạnh đến 0°C .

Xác định nhiệt lượng cần thiết lấy đi để làm lạnh không khí và lượng hơi nước bị ngưng tụ trên bề mặt làm lạnh.

Giải

1. Xác định phân áp suất của hơi nước chứa trong không khí trước khi làm lạnh:

$$P_{h1} = \varphi P_{1\max}$$

$P_{1\max}$ - áp suất của hơi nước bão hòa ở nhiệt độ của hỗn hợp được xác định theo bảng của hơi nước.

Từ bảng ta có khi $t = 4^{\circ}\text{C}$

$$p_{\max} = 0,008129 \text{ bar} = 812,9 \text{ N/m}^2$$

Từ đó:

$$p_{h1} = 0,8 \cdot 812,9 = 650,3 \text{ N/m}^2$$

2. Tìm độ chứa hơi của không khí trước khi vào máy làm lạnh: p_{h1}

$$d_1 = 0,622 \frac{p_{h1}}{p - p_{h1}}$$

$$d_1 = 0,622 \cdot \frac{650,3}{10^5 - 650,3} = 0,00408 \text{ kg hơi nước/kg không khí}$$

Entanpi của không khí ẩm trước khi vào máy làm lạnh:

$$I_1 = i_{k1} + d_1 \cdot i_{h1} \text{ kJ/kg không khí khô}$$

$$I_1 = t_1 + (250 + 2t_1) d_1$$

$$I_1 = 4 + (2500 + 2 \cdot 4) 0,00408 \approx 14,25 \text{ kJ/kg}$$

3. Để xác định các thông số của không khí ẩm ra khỏi máy làm lạnh cần tìm độ chứa hơi của không khí bão hòa d'_2 khi $t_2 = 0^{\circ}\text{C}$.

Ta có:

$$d'_2 = 0,622 \frac{p_{2\max}}{p - p_{2\max}} = 0,622 \frac{610,8}{10^5 - 610,8}$$

$$d'_2 = \frac{380}{99389,2} \approx 0,00383 \text{ kg hơi nước/kg không khí khô}$$

$p_{2\max}$ - áp suất của hơi nước bão hòa khi $t_2 = 0^{\circ}\text{C}$ lấy từ bảng hơi nước:

$p_{2\max} = 610,8 \text{ N/m}^2$. Đại lượng d'_2 cũng có thể xác định theo đồ thị I-d.

4. Xác định lượng nước giảm xuống Δd của 1kg không khí khô.

$$\Delta d = d_1 - d_2 = 0,00408 - 0,00383 = 0,00025 \text{ kg hơi/kg không khí khô}$$

5. Tìm lượng không khí khô đi qua:

$$G = \frac{p_k V}{RT} = \frac{(10^5 - 650,3) 100000}{\frac{8314,4}{\mu} 277}$$

$$G = \frac{99349,7.100000.28,96}{8314,4.277} \approx 125000 \text{ kg/h} = 34,7 \text{ kg/s}$$

R - hằng số chất khí của không khí khô

μ - khối lượng phân tử của không khí khô

6. Xác định entanpi của không khí ẩm ra khỏi máy làm lạnh khi nhiệt độ 0°C .

$$\begin{aligned} I_2 &= i_{k2} + d'_{2h2} + \Delta d \cdot t_2 \\ &= t_2 + (2500 + 2t_2) d'_2 + \Delta d \cdot t_2 \\ &= 0 + (2500 + 2.0) 0,00383 + 0,00025.0 \\ &= 2500.0,00383 \approx 9,57 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

7. Xác định độ biến thiên entanpi của không khí ẩm ứng với 1kg không khí khô khi làm lạnh nó trong máy làm lạnh.

$$\Delta I = I_2 - I_1 = 9,57 - 14,20 = 4,63 \text{ kJ/kg}$$

8. Tìm nhiệt lượng tỏa ra của toàn bộ không khí khi đi qua máy làm lạnh trong 1 giây.

$$Q = G_s(I_2 - I_1) = 34,7(-4,63) \approx -161 \text{ kJ/kg}$$

9. Xác định lượng nước rơi xuống bề mặt bộ phận làm lạnh:

$$G_{nc} = G_s \Delta d = 34,7.0,00025 = 0,00867 \text{ kg/s} = 31,2 \text{ kg/h.}$$

Bài toán này có thể giải nhờ đồ thị I - d

➤ **Bài 9-6** — Trạng thái của không khí ẩm được xác định bằng các thông số sau: áp suất khí trời $p = 10^5 \text{ N/m}^2$, nhiệt độ $t = 15^\circ\text{C}$, phân áp suất của hơi nước $P_h = 1270 \text{ N/m}^2$ ($\approx 9,5 \text{ mmHg}$).

Xác định độ ẩm tương đối φ , độ ẩm tuyệt đối ρ_h , mật độ không khí khô ρ_k , mật độ của hơi ρ_h , mật độ của không khí ẩm ρ , nhiệt độ điểm sương t_s , hằng số chất khí của không khí ẩm R, độ chứa hơi d và entanpi I.

$$\begin{aligned} \text{Trả lời: } \varphi &= 0,746 \quad ; \quad \rho_h = 0,0096 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_h &= 0,0096 \text{ kg/m}^3 ; \rho_k = 1,2 \text{ kg/m}^3 \\ t_s &= 10,5^\circ\text{C} \quad \rho = 1,2096 \text{ kg/m}^3 \\ d &= 0,00798 \text{ kg hơi/kg không khí; } R = 287 \text{ kJ/kg. độ} \\ I &= 35,1 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

✧ ✧ Bài 9-7 — Nhiệt độ của không khí ẩm $t = 25^{\circ}\text{C}$ và nhiệt độ điểm sương $t_s = 20^{\circ}\text{C}$.

Xác định độ ẩm tương đối của không khí φ , entanpi I , độ ẩm tuyệt đối ρ_h , độ chứa hơi d , phân áp suất của hơi p_h . Khi giải có thể dùng đồ thị I-d.

Trả lời $\varphi = 75\%$; $I = 63 \text{ kJ/kg}$;

$\rho_h = 0,01725 \text{ kg/m}^3$; $d = 0,015 \text{ kg hơi nước/kg không khí khô}$;

$p_h = 2337 \text{ N/m}^2$

Bài 9-8 — Trong buồng hỗn hợp có hai dòng không khí hỗn hợp với nhau. Dòng thứ nhất có khối lượng $G_1 = 10.000 \text{ kg}$ không khí có các thông số $t_1 = 20^{\circ}\text{C}$ và $\varphi_1 = 60\%$, dòng thứ hai $G_2 = 30.000 \text{ kg}$ không khí với các thông số $t_2 = 50^{\circ}\text{C}$ và $\varphi_2 = 50\%$. Xác định các thông số của không khí trong buồng sau khi hỗn hợp. Khi giải sử dụng đồ thị I-d.

Giải:

Theo đồ thị I-d đối với không khí khi $t_1 = 20^{\circ}\text{C}$ và $\varphi_1 = 60\%$ ta có:

$I_1 = 41,87 \text{ kJ/kg}$ (10 kcal/kg) và $d = 0,009 \text{ kg hơi/kg không khí khô}$.

Khi $t_2 = 50^{\circ}\text{C}$ và $\varphi_2 = 50\%$ ta có:

$I_2 = 159 \text{ kJ/kg}$ (38 kcal/kg) và $d = 0,042 \text{ kg hơi/kg không khí khô}$.

Theo điều kiện của bài toán ta có:

$$a = \frac{G_2}{G_1} = \frac{30000}{10000} = 3$$

Độ chứa hơi của không khí sau khi hỗn hợp là:

$$d_{hh} = \frac{d_1 + a d_2}{1 + a} = \frac{(9 + 3 \cdot 42) 10^{-3}}{1 + 3} = 0,0338 \text{ kg hơi/kg không khí khô}$$

Entanpi của không khí sau khi hỗn hợp:

$$I_{hh} = \frac{I_1 + a I_2}{1 + a} = \frac{41,87 + 3 \cdot 159}{1 + 3} = 130 \text{ kJ/kg}$$

Khi đã có giá trị của các đại lượng d_{hh} và I_{hh} theo đồ thị I-d ta tìm được các thông số:

$t_{hh} = 42,5^{\circ}\text{C}$ và $\varphi = 60\%$

Giải bằng đồ thị:

Theo các trị số I_1 , d_1 , I_2 và d_2 trên đồ thị I-d tương ứng với các điểm 1 và 2 (h. 9-1).

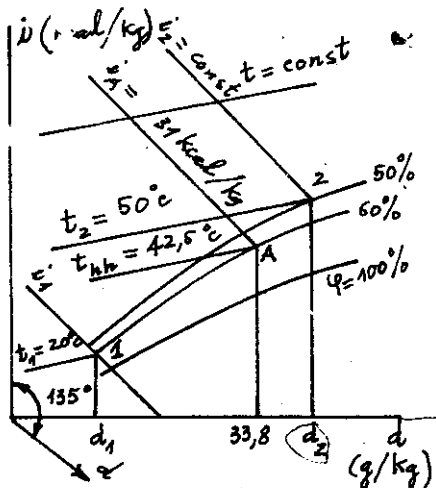
Nối các điểm tìm được bằng đường thẳng và theo quy tắc cánh tay đòn:

Khối lượng của không khí sau khi hỗn hợp sẽ là

$$10000 + 30000 = 40000 \text{ kg}$$

Khí đó

$$\frac{A - 2}{1 - 2} = \frac{10000}{40000} = \frac{1}{4}$$



Hình 9-1

Chia đoạn thẳng 1-2 làm bốn phần, ta được điểm A ứng với trạng thái của không khí sau khi hỗn hợp hai dòng.

$$t_{hh} = 42,5^\circ\text{C}; \quad \varphi_{hh} = 60\%; \quad I_{hh} = 130 \text{ kJ/kg}$$

★ Bài 9-9 — Không khí ở trạng thái 1' với các thông số: $t_1 = 30^\circ\text{C}$, $\varphi_1 = 80\%$ được làm lạnh đến nhiệt độ đọng sương t_2 và sau đó làm lạnh đến $t_3 = 10^\circ\text{C}$.

- Xác định các thông số còn lại ở trạng thái 1, 2, 3 (dùng đồ thị I-d), lượng nước ngưng được $\Delta d = d_2 - d_3$.

- Nếu gia nhiệt cho không khí từ trạng thái 3 ($t_3 = 10^\circ\text{C}$) lên đến $t_4 = 65^\circ\text{C}$ thì độ ẩm tương đối φ_4 bằng bao nhiêu? Nếu từ trạng thái 1 gia nhiệt để đến trạng thái 5 có độ ẩm tương đối $\varphi_5 = \varphi_4$ thì nhiệt độ là bao nhiêu? Biểu diễn trên đồ thị I-d.

Trả lời:

$$- d_1 = 22 \text{ g/kg không khí khô} \quad I_1 = 88,8 \text{ kJ/kg.}$$

$$- t_2 = t_{3s} \approx 26^\circ\text{C} \quad d_2 = d_1.$$

$$- d_3 = 8 \text{ g/kg không khí khô} \quad I_3 = 29,3 \text{ kJ/kg.}$$

$$- \varphi_4 = 65^\circ\text{C} \quad I_4 = 88,8 \text{ kJ/kg} \quad d_4 = d_3.$$

$$- t_5 = 84^\circ\text{C} \quad I_5 \approx 133,8 \text{ kJ/kg.}$$

Bài 9-10 — Ở trạng thái 1 nhiệt độ khô $t_{1k} = 30^\circ\text{C}$ và nhiệt độ ướt $t_{1u} = 25^\circ\text{C}$.

- Xác định độ ẩm φ_1 và các thông số của trạng thái

1. Nếu gia nhiệt cho không khí ở trạng thái 1 đến nhiệt độ $t_2 = 85^\circ\text{C}$ thì φ_5 bằng bao nhiêu.

Trả lời:

$$- I_1 = 75,2 \text{ kJ/kg} \quad d_1 = 4,3 \text{ g/kg.}$$

$$- t_2 = 85^\circ\text{C} \quad d_1 = d_2 \quad I_2 = 136 \text{ kJ/kg}$$

Bài 9-11 — Không khí ngoài trời có nhiệt độ $t_1 = 20^\circ\text{C}$ và độ chứa hơi $\varphi_1 = 60\%$ hơi/kg không khí khô, được đốt nóng đến nhiệt độ 45°C .

Xác định độ ẩm tương đối của không khí trước và sau khi đốt nóng.

$$\text{Trả lời: } \varphi_1 = 40\%; \varphi_2 = 9,8\%$$

Bài 9-12 — Để sấy khô vật liệu người ta dùng không khí ở $t_1 = 20^\circ\text{C}$ và $\varphi_1 = 60\%$. Không khí được đốt nóng đến nhiệt độ $t_2 = 95^\circ\text{C}$ và đưa vào buồng sấy. Sau khi sấy xong nhiệt độ không khí giảm xuống đến $t_3 = 35^\circ\text{C}$.

Hãy tính độ chứa hơi cuối cùng của không khí, lượng không khí tiêu hao và nhiệt lượng cần thiết làm bốc hơi 1 kg nước ở vật sấy.

Giải:

Trong đồ thị $I-d$ ta có điểm 1 là giao điểm của các đường $t_1 = 20^\circ\text{C}$ và $\varphi_1 = 60\%$. Từ đó ta xác định được $d_1 = 8,9 \text{ g hơi/kg không khí khô}$ và $I_1 = 10,2 \text{ kcal/kg}$.

Trạng thái 2 của không khí sau khi đốt nóng là giao điểm của đường $d = \text{const}$ và đường nhiệt độ t_2 (vì quá trình đốt nóng độ chứa hơi của không khí không đổi). Do đó tìm được $I_2 = 28,5 \text{ Kcal/ kg}$

Trạng thái 3 của không khí sau khi sấy là giao điểm của đường $I_2 = \text{const}$ và t_3 (vì quá trình sấy entanpi của không khí không đổi). Đối với điểm 3 ta có: $I_3 = I_2 = 28,5 \text{ kcal/kg}$; $d_3 = 32,8 \text{ g hơi/kg không khí khô}$.

Do đó khí qua buồng sấy sẽ tải được một lượng ẩm là:

$$\Delta d = d_3 - d_1 = 32,8 - 8,9 = 23,9 \text{ g hơi/kg không khí khô}$$

Muốn làm bốc hơi 1 kg nước thì lượng không khí khô cần thiết là :

$$\frac{1000}{23,9} = 41,8 \text{ kg không khí khô}$$

Lượng nhiệt tiêu hao để đốt nóng 1 kg không khí là:

$$\Delta I = I_2 - I_1 = 28,5 - 10,2 = 18,3 \text{ kcal/kg}$$

Lượng nhiệt cần thiết để làm bốc hơi 1kg nước (ứng với 41,8 kg không khí khô) là:

$$q = 18,3 \cdot 41,8 = 765 \text{ kcal/kg nước}$$

✶ Bài 9-13 — Không khí ẩm ở trạng thái ban đầu có $t_1 = 20^\circ\text{C}$. Độ ẩm tương đối $\varphi = 70\%$ được đốt nóng đến $t_2 = 90^\circ\text{C}$ để đem vào sấy. Sau khi sấy xong độ ẩm tương đối của không khí tăng lên đến $\varphi_3 = 95\%$.

Tính lượng không khí cần dùng và nhiệt lượng cần thiết để làm bốc hơi 1kg nước ở vật muốn sấy.

$$P_h = G \cdot P_{\text{nước}}$$

Trả lời: 44,8 kg không khí ẩm

$$q = 755 \text{ kcal/kg}$$

✶ Bài 9-14 — Không khí ẩm có $\varphi = 70\%$ và $t = 50^\circ\text{C}$. Dùng đồ thị I - d xác định độ chứa hơi d, entanpi I, phân áp suất của hơi p_h và nhiệt độ điểm sương t_s . Nếu đem đốt nóng đến $t_2 = 90^\circ\text{C}$ thì cần bao nhiêu nhiệt lượng cho 1 kg không khí khô?

Trả lời: I = 48 kcal/kg không khí khô

$$d = 60 \text{ g hơi/kg không khí khô}$$

$$t_s = 42^\circ\text{C}; p_h = 65 \text{ mmHg}$$

$$q = 10 \text{ kcal/kg không khí khô}$$

✶ Bài 9-15 — Để sấy nhiên liệu người ta dùng không khí ngoài trời có trạng thái đầu $t_1 = 20^\circ\text{C}$ và độ ẩm tương đối $\varphi = 40\%$. Không khí được đốt nóng sơ bộ đến nhiệt độ bằng 80°C và đưa vào buồng sấy, trong quá trình sấy nhiên liệu nhiệt độ giảm xuống đến 35°C .

Tính nhiệt lượng cần thiết q để làm bốc hơi 1 kg nước, xác định các thông số của không khí khi ra khỏi buồng sấy và lượng nước lấy của nhiên liệu ứng với 1 kg không khí khô.

Trả lời: q = 812 kcal/kg nước

$$G = 18 \text{ g/kg không khí khô}$$

Các thông số ra của không khí sau khi sấy:

$$d = 23,9 \text{ hơi/kg không khí khô}; \varphi = 66\%; I = 22,9 \text{ kcal/kg}$$

Chương 10

LƯU ĐỘNG VÀ TIẾT LƯU CỦA KHÍ VÀ HƠI

1. LƯU ĐỘNG CỦA KHÍ VÀ HƠI

Khi nghiên cứu sự lưu động của dòng khí qua ống phun thì điều quan trọng trước hết là xác định tốc độ lưu động và lưu lượng của dòng khí trong một đơn vị thời gian. Muốn vậy ta phải tìm tỷ số $\frac{p_2}{p_1}$.

Ở đây p_2 - áp suất của môi trường tại cửa ra của miệng ống phun.

p_1 - áp suất của môi trường tại cửa vào miệng ống phun.

Khi tốc độ lưu động của dòng khí bằng tốc độ âm thanh ($\omega = a$) thì áp suất tại điểm đó đạt trị số tới hạn p_k và tỷ số $\frac{p_k}{p_1} = \beta$. Gọi là tỷ số áp suất tới hạn.

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

$$\beta = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}$$

- Đối với khí 1 nguyên tử, khi $k = 1,67$ thì $\beta = 0,487$

- Đối với khí 2 nguyên tử, khi $k = 1,4$ thì $\beta = 0,528$

- Đối với các khí 3 và nhiều nguyên tử, khi $k = 1,29$ thì $\beta = 0,546$

1. Nếu dòng khí lưu động đoạn nhiệt xảy ra khi $\frac{p_2}{p_1} > \beta$ thì tốc

độ lý thuyết của dòng khí tại miệng ống phun nhỏ dần được xác định theo công thức:

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

Ở đây:

k - số mũ đoạn nhiệt.

v_1 - thể tích riêng của khí đi vào ống phun.

Đối với khí lý tưởng thay $p_1 v_1 = RT_1$ ta được

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

Tốc độ lý thuyết của dòng khí cũng có thể tìm được theo công thức:

$$\omega = \sqrt{2 (i_1 - i_2)} \text{ m/s}$$

Ở đây: i_1 và i_2 là entanpi của khí ở trạng thái đầu và trạng thái cuối (J/kg).

Khi tính $i = \text{kJ/kg}$ thì

$$\omega = \sqrt{2 (i_1 - i_2) 1000} = 44,76 \sqrt{i_1 - i_2}$$

Nếu i tính bằng kcal/kg thì

$$\omega = \sqrt{2 (i_1 - i_2) 1000 \cdot 4,1868} = 91,53 \sqrt{i_1 - i_2}$$

Lưu lượng của dòng khí được xác định theo công thức:

$$G = f \sqrt{2 \frac{k}{k-1} \cdot \frac{p_1}{v_1} \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{2}{k}} - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right]} \text{ kg/s}$$

Ở đây: f - tiết diện ra của ống phun (m^2).

2. Nếu dòng khí cũng lưu động đoạn nhiệt mà xảy ra khi $\frac{p_2}{p_1} \leq \beta$ thì

tốc độ lý thuyết của dòng khí ở miệng ra của ống phun nhỏ dần, sẽ bằng tốc độ tới hạn ω_K , tức là bằng tốc độ âm thanh ($\omega_K = a$) và được xác định theo công thức sau:

$$\omega_K = \sqrt{2 \frac{k}{k+1} p_1 v_1} \text{ m/s}$$

Tốc độ tới hạn khi lưu động chỉ phụ thuộc vào trạng thái đầu của chất khí và số mũ đoạn nhiệt k .

Đối với khí 2 nguyên tử ($k = 1,4$) ta có:

$$\omega_K = 1,08 \sqrt{p_1 v_1} \text{ (m/s)}$$

hoặc

$$\omega_K = 1,08 \sqrt{RT_1} \text{ (m/s)}$$

Tốc độ tới hạn cũng có thể xác định theo một trong các công thức sau:

$$\omega_K = \sqrt{2 (i_1 - i_K)} \text{ (m/s)}$$

- Khi i tính theo kJ/kg thì:

$$\omega_K = 44,76 \sqrt{i_1 - i_K} \text{ (m/s)}$$

- Khi i tính theo kcal/kg thì:

$$\omega_K = 91,53 \sqrt{i_1 - i_K} \text{ (m/s)}$$

Ở đây: i_K - entanpi của khí ở áp suất tới hạn p_K .

Lưu lượng của dòng khí trong trường hợp này sẽ đạt trị số lớn nhất và xác định theo công thức:

$$G_{\max} = f \sqrt{2 \frac{k}{k+1} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{2}{k-1}} \frac{p_1}{v_1}} \text{ (kg/s)}$$

Nếu thay $k = 1,4$ đối với khí 2 nguyên tử:

$$G_{\max k} = 0,686 f \sqrt{\frac{p_1}{v_1}} \text{ (kg/s)}$$

Thay $k = 1,29$ đối với khí 3 và nhiều nguyên tử

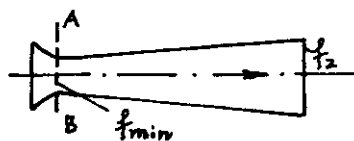
$$G_{\max k} = 0,687 f \sqrt{\frac{p_1}{v_1}} \text{ (kg/s)}$$

Trong tất cả các công thức đã nêu trên ta lấy p theo N/m^2 , v theo m^3/kg .

Muốn cho dòng khí lưu động đạt được tốc độ cao hơn tốc độ tới hạn (tốc độ vượt âm) ta phải dùng ống phun hỗn hợp hoặc ống phun Lavan

(h.10-1).

Tại tiết diện nhỏ nhất của ống phun Lavan tốc độ chuyển động của dòng khí bằng tốc độ tới hạn hoặc tốc độ âm thanh, được xác định bằng các thông số p_K và v_K .



Hình 10-1

Diện tích tiết diện nhỏ nhất của ống phun được xác định theo công thức:

$$f_{\min} = \frac{G_{\max} \cdot v_K}{\omega_K}$$

Đối với khí 2 nguyên tử cũng có thể xác định theo công thức:

$$f_{\min} = \frac{G_{\max}}{0,686 \sqrt{\frac{p_1}{v_1}}}$$

Đối với các khí 3 và nhiều nguyên tử

$$f_{\min} = \frac{G_{\max}}{0,667 \sqrt{\frac{p_1}{v_1}}}$$

Diện tích tiết diện ra của ống phun

$$f_2 = f_{\min} \times \frac{\omega_K \cdot v_2}{\omega_c \cdot v_K}$$

Vì $v_2 = v_1 \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{1}{k}}$ - thể tích riêng của khí ở áp suất môi trường p_2 .

Chiều dài của phần ống phun lớn dần được xác định theo công thức

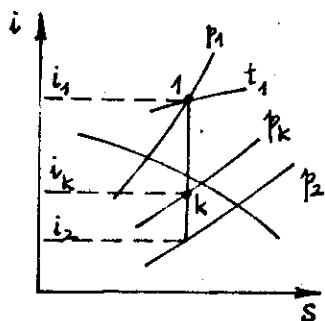
$$l = \frac{d_c \cdot d_{\min}}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}$$

Ở đây: d và $d_{\min}$ - tương ứng với đường kính ở cửa ra và ở tiết diện nhỏ

nhất.

α - góc hình nón phần lớn dần của ống phụ. Thường $\alpha = 10 - 12^\circ$.

Đối với hơi nước khi lưu động thì dạng công thức đã thiết lập vẫn đúng, nhưng đại lượng k chỉ lấy giá trị gần đúng vì k thay đổi theo quá trình.



Hình 10-2

Do đó để tính toán được chính xác hơn cho hơi nước lưu động ta dùng các công thức sau:

1. Khi $\frac{p_2}{p_1} \geq \beta$

Tốc độ lưu động $\omega = \sqrt{2(i_1 - i_2)}$

Lưu lượng của dòng hơi $G = \frac{f\omega}{v_2}$

2. Khi $\frac{p_2}{p_1} \leq \beta$

$$\begin{aligned}\omega_K &= \sqrt{2(i_1 - i_K)} \\ &= 44,76 \sqrt{i_1 - i_K} \quad \text{khi } i - \text{kJ/kg.} \\ &= 91,53 \sqrt{i_1 - i_K} \quad \text{khi } i - \text{kcal/kg.}\end{aligned}$$

Lưu lượng lớn nhất của dòng hơi được xác định theo một trong các công thức sau:

$$\begin{aligned}G_{\max} &= \frac{f \sqrt{2(i_1 - i_K)}}{v_K} \\ G_{\max} &= \frac{44,76 \cdot f \cdot \sqrt{i_1 - i_K}}{v_K} \\ G_{\max} &= \frac{91,53 \cdot f \cdot \sqrt{i_1 - i_K}}{v_K}\end{aligned}$$

Các giá trị của entanpi, thể tích riêng v được xác định nhờ đồ thị $i - s$ (h. 10-2).

Diện tích tiết diện nhỏ nhất và tiết diện ra của ống phun được xác định theo công thức.

$$f_{\min} = \frac{G_{\max} \cdot v_K}{\omega_K}$$

và

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

Chiều dài của ống phun:

$$l = \frac{d - d_{\min}}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}$$

Lưu động có tính đến trở lực

Tốc độ lưu động thực tế luôn luôn nhỏ hơn tốc độ lý thuyết vì quá trình lưu động bao giờ cũng có ma sát. Nếu ký hiệu tốc độ lưu động thực tế là ω_t thì tổn thất động năng của dòng là:

$$\frac{\omega^2 - \omega_t^2}{2} = \xi \cdot \frac{\omega^2}{2}$$

Từ đó:

$$\omega_t = \omega \sqrt{1 - \xi}$$

Ký hiệu $\sqrt{1 - \xi} = \varphi$ ta có $\omega_t = \omega' = \varphi \cdot \omega$

Hệ số φ gọi là hệ số tốc độ của ống phun, còn hệ số

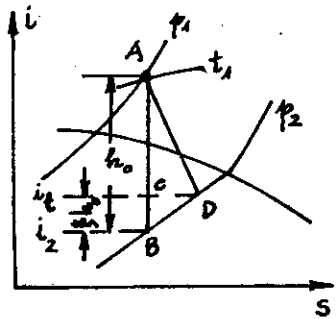
$$\xi = 1 - \varphi^2$$

là hệ số tổn thất năng lượng trong ống phun.

Phần động năng do ma sát được biến thành nhiệt, khi không trao đổi nhiệt với bên ngoài, phần nhiệt này làm tăng entanpi và entropi của chất môi giới khi ra khỏi ống phun. Do đó trạng thái của chất khí hoặc hơi ở cuối quá trình lưu động thực tế, trên đồ thị $i - s$, được biểu diễn bằng một điểm luôn luôn nằm ở phía phải của điểm đặc trưng trạng thái cuối của chất môi giới trong quá trình lưu động đoạn nhiệt.

Dùng đồ thị $i - s$ có thể xác định được các thông số ở cuối quá trình giãn nở. Nếu cho điểm đầu tiên A (h. 10-3) và hệ số ξ (hoặc φ) thì trên

đường đoạn nhiệt AB lấy từ điểm B lên phía trên đoạn BC = $i_2 - i_1$. Kẻ đường nằm ngang qua C thì giao điểm của đường nằm ngang với đường p_2 là điểm D đặc trưng cho trạng thái của chất môi giới ở cuối quá trình lưu động thực tế. Từ điểm đó có thể xác định được các thông số cần thiết của hơi: thể tích riêng, độ khô...



Hình 10-3

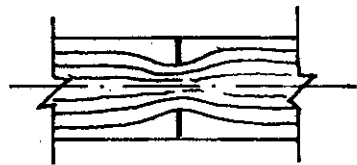
Nếu đã biết trạng thái đầu và trạng thái cuối, nghĩa là điểm A và điểm D, thì có thể dễ dàng biểu diễn tổn thất công dưới dạng đoạn thẳng bằng cách kẻ qua D đường nằm ngang thì giao điểm của nó với đường đoạn nhiệt là điểm C.

Tỷ số đoạn thẳng $\frac{CB}{AB}$ cho giá trị của hệ số tổn thất năng lượng và do đó tìm được hệ số tốc độ

2. TIẾT LƯU CỦA KHÍ VÀ HƠI

Khi chất khí hoặc hơi chảy qua tiết diện hẹp thì áp suất của nó giảm xuống (h. 10-4). Quá trình ấy gọi là tiết lưu.

Trong quá trình tiết lưu của khí hoặc hơi, đồng thời với sự giảm áp suất là thể tích riêng tăng lên. Nhiệt độ của khí lý tưởng khi tiết lưu không thay đổi còn đối với các khí thực chỉ không đổi ở một nhiệt độ ban đầu xác định gọi là nhiệt độ chuyển biến. Giá trị gần đúng của nhiệt độ này được xác định từ biểu thức



Hình 10-4

$$T_{cb} \approx 6,75T_K$$

Ở đây T_K - nhiệt độ tới hạn của khí hoặc hơi, °K.

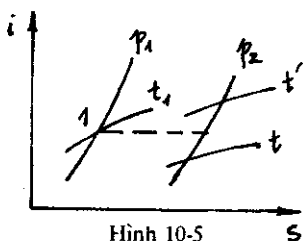
Nếu nhiệt độ của chất khí trước tiết lưu khác nhiệt độ chuyển biến thì nhiệt độ của nó sẽ thay đổi: giảm xuống nếu nhiệt độ của nó nhỏ hơn nhiệt độ chuyển biến và tăng lên nếu nhiệt độ của nó lớn hơn nhiệt độ chuyển biến.

Entanpi của chất khí hoặc hơi trước và sau tiết lưu như nhau, nghĩa là:

$$i_1 = i_2$$

Tiết lưu là quá trình không thuận nghịch, do không thể biểu diễn nó trong đồ thị nhiệt động.

Các bài toán liên quan với sự tiết lưu của hơi thường phải đi tới xác định các thông số của hơi sau tiết lưu nhờ đồ thị $i - s$. Vì ở các trạng thái đầu và cuối entanpi của hơi như nhau nên trạng thái cuối của hơi được xác định bằng giao điểm của đường nằm ngang đi qua trạng thái đầu (h. 10-5) với đường đẳng áp áp suất cuối p_2 . Điểm 2 xác định tất cả các thông số sau tiết lưu.



Hình 10-5

BÀI TẬP

Bài 10-1 — Khí ôxy có áp suất và nhiệt độ ban đầu bằng $p_1 = 60 \text{ at}$; $t_1 = 100^\circ\text{C}$ chảy qua ống phun nhỏ dần vào môi trường có áp suất $p_2 = 36 \text{ at}$.

Xác định tốc độ lưu động và lưu lượng của khí ôxy nếu diện tích tiết diện ra $f_2 = 20 \text{ mm}^2$.

Giải:

Trước tiên ta cần xét chế độ lưu động của dòng khí tức là so sánh tỷ số áp suất $\frac{p_2}{p_1}$ với trị số áp suất tới hạn. Ta có:

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

Do đó thấy rằng tại cửa ra của ống phun, tốc độ của dòng khí nhỏ hơn tốc độ âm thanh và áp suất p_2 tại tiết diện ra bằng áp suất của môi trường.

Tốc độ lưu động của dòng khí là:

$$\begin{aligned} \omega_2 &= \sqrt{2 \frac{k}{k-1} RT_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]} = \\ &= \sqrt{2 \frac{1,4}{1,4-1} \cdot \frac{8314}{32} \cdot 373 \left[1 - \left(\frac{36}{60} \right)^{0,2857} \right]} = 304 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Lưu lượng của dòng khí:

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

Ở đây

$$v_1 = \frac{RT_1}{p_1} = \frac{8314}{32} \cdot \frac{373}{60,0,98 \cdot 10^5} = 0,01647 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Thay vào ta được:

$$G = 20 \cdot 10^{-6} \sqrt{2 \frac{1,4}{1,4-1} \cdot \frac{60,0,98 \cdot 10^5}{0,01647} \left[\left(\frac{36}{60} \right)^{\frac{2}{1,4}} - \left(\frac{36}{60} \right)^{\frac{1,4+1}{1,4}} \right]}$$

$$G = 0,256 \text{ kg/s}$$

hoặc có thể tính theo công thức:

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

Vì lưu động đoạn nhiệt nên

$$v_2 = v_1 \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{1/k} = 0,01647 \left(\frac{60}{36} \right)^{\frac{1}{1,4}} = 0,02375 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Do đó:

$$G = \frac{20 \cdot 10^{-6} \cdot 304}{0,02375} = 0,256 \text{ kg/s}$$

Bài 10-2 — Không khí từ bể chứa có áp suất không đổi $p_1 = 100 \text{ bar}$ và nhiệt độ $t_1 = 15^\circ\text{C}$ chảy ra ngoài trời qua ống có đường kính trong bằng 10mm.

Xác định tốc độ lưu động và lưu lượng giây của không khí. Biết áp suất khí trời bằng 1 bar và quá trình giãn nở của không khí xem là đoạn nhiệt.

Giải:

Ta tìm tỷ số áp suất $\frac{p_2}{p_1}$

Ở đây: $\frac{p_2}{p_1} = \frac{1}{100}$ nhỏ hơn tỷ số áp suất tới hạn $\beta = 0,58$ do đó tốc độ

lưu động sẽ bằng tốc độ tới hạn và được xác định theo công thức:

$$\omega_K = 1,08 \sqrt{RT_1} = 1,08 \sqrt{287.288} = 310 \text{ m/s}$$

Lưu lượng giây được xác định theo công thức

$$G_{\max} = 0,686 f \sqrt{\frac{p_1}{v_1}}$$

Ở đây
$$f = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,01^2}{4} = 0,0000785 \text{ m}^2$$

và
$$v_1 = \frac{RT_1}{p_1} = \frac{287 \cdot 288}{100 \cdot 10^5} = 0,00827 \text{ m}^3/\text{kg}.$$

Do đó:

$$G_{\max} = 0,686 \cdot 0,0000785 \sqrt{\frac{100 \cdot 10^5}{0,00827}} = 1,87 \text{ kg/s}$$

Bài 10-3 — Khí 2 nguyên tử có $R = 294,3 \text{ J/kg} \cdot \text{độ}$ trước khi vào ống phun nhỏ dần có thông số: $p_1 = 63,7 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$ và $T_1 = 300^\circ\text{K}$, chảy qua ống phun vào môi trường có áp suất $p_2 = 35,4 \text{ bar}$.

Xác định tốc độ lưu động và lưu lượng giây nếu đường kính cửa ra bằng 5 mm. Xem lưu động là đoạn nhiệt và không có ma sát.

Trả lời: $\omega_2 = 310 \text{ m/s}$

$$G = 0,257 \text{ kg/s}$$

Bài 10-4 — Không khí nén có các thông số $p_1 = 50 \text{ bar}$ và $t_1 = 27^\circ\text{C}$ được đưa qua vòi phun của động cơ đốt trong có máy nén để phun nhiên liệu vào trong xilanh động cơ. Không khí nén trong xilanh của động cơ có áp suất là 35 bar.

Hãy xác định tốc độ lý thuyết của không khí lưu động đoạn qua vòi phun.

Trả lời: $\omega_2 = 241 \text{ m/s}$

✶ Bài 10-5 — Không khí có áp suất $p_1 = 1 \text{ bar}$ và nhiệt độ $t_1 = 15^\circ\text{C}$ từ thùng chảy vào một thùng khác có áp suất p_2

Tìm trị số p_2 để tốc độ lý thuyết của lưu động đoạn nhiệt bằng tốc độ tới hạn. Xác định giá trị của tốc độ này.

Trả lời: $p_2 = p_K = 0,528 \text{ bar}$

$\omega_2 = \omega_K = 310 \text{ m/s}$

Bài 10-6 — Hơi quá nhiệt có áp suất $p_1 = 30 \text{ at}$ và nhiệt độ $t_1 = 400^\circ\text{C}$ chảy từ ống phun nhỏ dần vào môi trường có áp suất bằng 1 at.

Xác định trạng thái, các thông số và tốc độ của hơi cuối quá trình lưu động.

Giải:

Ta tìm tỷ số áp suất $\frac{p_2}{p_1} = \frac{1}{30} = 0,33$

(đối với hơi quá nhiệt $\beta = 0,55$) nên hơi khi lưu động sẽ chỉ đạt trị số áp suất tới hạn.

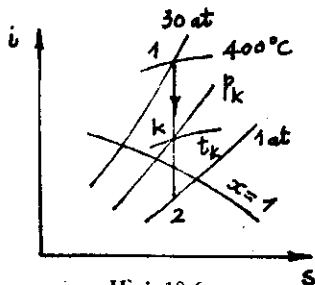
$p_K = \beta p_1 = 0,55 \cdot 30 = 16,5 \text{ at}$

Trong trường hợp này hơi sẽ giãn nở theo đường 1 - K (h. 10-6) có nhiệt độ $t_K = 313^\circ\text{C}$.

Tốc độ lưu động của hơi sẽ đạt tốc độ tới hạn và xác định theo công thức

$$\omega_K = 91,53 \sqrt{i_1 - i_K}$$

$$= 91,53 \sqrt{771 - 731} = 579 \text{ m/s}$$



Hình 10-6

✶ Bài 10-7 — Hơi có áp suất ban đầu $p_1 = 10 \text{ at}$ và nhiệt độ đầu $t_1 = 300^\circ\text{C}$ chảy từ ống phun nhỏ dần vào môi trường trong hai trường hợp: 1) $p_2 = 6 \text{ at}$; 2) $p_2 = 2 \text{ at}$

Xác định tốc độ lưu động và lưu lượng giây trong hai trường hợp trên nếu tiết diện ra của ống là $f_2 = 30 \text{ cm}^2$.

Trả lời: 1 - $\omega_2 = 502 \text{ m/s}$; $G = 3,85 \text{ kg/s}$

2 - $\omega_K = 543 \text{ m/s}$; $G_{\max} = 3,88 \text{ kg/s}$

Bài 10-8 — Không khí có áp suất $p_1 = 10$ at, và nhiệt độ $t_1 = 300^\circ\text{C}$ chảy vào môi trường có $p_2 = 1$ at qua ống phun Lavan. Lưu lượng của không khí bằng 4 kg/s. Xác định tốc độ lưu động của không khí và kích thước cơ bản của ống.

Giải:

Áp suất tới hạn là:

$$p_K = \beta p_1 \approx 0,53 \cdot 10 = 5,3 \text{ at}$$

Tốc độ tới hạn

$$\omega_K = 1,08 \sqrt{RT_1} = 1,08 \sqrt{\frac{8314}{29} \cdot 573} = 438 \text{ m/s}$$

Diện tích tiết diện nhỏ nhất là:

$$f_{\min} = \frac{G}{0,686 \sqrt{\frac{p_1}{v_1}}}$$

Ở đây

$$v_1 = \frac{RT_1}{p_1} = \frac{8314}{29} \cdot \frac{573}{9,8 \cdot 10^5}$$

$$v_1 = 0,168 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$f_{\min} = \frac{4}{0,686 \sqrt{\frac{0,98 \cdot 10^6}{0,168}}} = 0,00241 \text{ m}^2$$

Đường kính ống tại tiết diện nhỏ nhất:

$$d_{\min} = 2 \sqrt{\frac{f_{\min}}{\pi}} = 2 \sqrt{\frac{0,00241}{3,14}}$$

$$d_{\min} = 5,5 \text{ cm}$$

Tốc độ tại tiết diện ra của ống phun:

$$\omega_2 = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}$$

$$\Rightarrow \sqrt{2 \frac{1,4}{0,4} 0,98 \cdot 10^6 \cdot 0,168 \left[1 - \left(\frac{1}{10} \right)^{\frac{0,4}{1,4}} \right]}$$

$$\omega_2 = 746 \text{ m/s}$$

Thể tích riêng của không khí tại tiết diện nhỏ nhất và tiết diện ra là:

$$v_k = v_1 \left(\frac{p_1}{p_k} \right)^{\frac{1}{k}} = 0,168 \left(\frac{10}{5,3} \right)^{\frac{1}{1,4}} = 0,264 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_2 = v_1 \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{1}{k}} = 0,168 (10)^{\frac{1}{1,4}} = 0,86 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Diện tích tiết diện ra:

$$f_2 = f_{\min} \frac{\omega_K}{\omega_2} \cdot \frac{v_2}{v_K} = 0,00241 \frac{438}{746} \cdot \frac{0,86}{0,264}$$

$$f_2 = 0,00461 \text{ m}^2$$

Đường kính tiết diện ra:

$$d_2 = 2 \sqrt{\frac{f_2}{\pi}} = 2 \sqrt{\frac{0,00461}{3,14}} = 0,077 \text{ m} = 7,7 \text{ cm}$$

Chiều dài phần lớn dần của ống phun nếu lấy $\alpha = 10^\circ$ là:

$$l = \frac{d_2 - d_{\min}}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} = \frac{7,7 - 5,5}{2 \operatorname{tg} \frac{10}{2}} = 12,6 \text{ cm}$$

Bài 10-9 — Hơi quá nhiệt có áp suất ban đầu $p_1 = 16 \text{ bar}$ và nhiệt độ $t_1 = 400^\circ \text{C}$ giãn nở đoạn nhiệt trong ống phun đến $p_2 = 1 \text{ bar}$. Lưu lượng giây của hơi chảy từ ống phun ra $G = 4,5 \text{ kg/s}$.

Xác định tiết diện nhỏ nhất của ống phun và tiết diện ra của nó:

Giải:

Tiết diện nhỏ nhất của ống phun xác định theo công thức:

$$f_{\min} = \frac{G_{\max}}{0,667 \sqrt{\frac{p_1}{v_1}}} \quad \text{m}^2$$

Thể tích riêng v_1 (từ bảng của hơi quá nhiệt khi $p_1 = 16 \text{ bar}$ và $t_1 = 400^\circ\text{C}$) bằng $0,1899 \text{ m}^3/\text{kg}$

Do đó

$$f_{\min} = \frac{4,5}{0,667 \sqrt{\frac{16 \cdot 10^5}{0,1899}}} = 0,00233 \text{ m}^2 = 23,3 \text{ cm}^2$$

Tiết diện cửa ra của ống xác định theo công thức:

$$f_2 = \frac{G \cdot v_2}{\omega_2} = \frac{G \cdot v_2}{44,76 \sqrt{i_1 - i_2}}$$

Ở đây v_2 - thể tích riêng ở tiết diện cửa ra.

Ứng dụng đồ thị i - s ta có:

$$i_1 - i_2 = 607 \text{ kJ/kg}, \quad x_2 = 0,988$$

$$\omega_2 = 44,76 \sqrt{607} = 1100 \text{ m/s}$$

Trị số v_2 tính từ biểu thức: $v_2 = x v''$

$$v_2 = 0,98 \cdot 1,614 = 1,66 \text{ m}^3/\text{kg}$$

(v'' tra theo bảng hơi nước bão hòa)

Do đó:

$$f_2 = \frac{4,5 \cdot 1,66}{1100} = 0,00685 \text{ m}^2 = 68,5 \text{ cm}^2$$

Bài 10-10 — Tìm tốc độ lưu động của không khí ở cửa ra của ống phun và kích thước đặc trưng của ống phun Lavan nếu lưu lượng giây của không khí $G = 2,9 \text{ kg/s}$, áp suất và nhiệt độ của không khí ở cửa vào $p_1 = 8 \text{ at}$

và $t_1 = 127^\circ\text{C}$. Áp suất của môi trường $p_2 = 1 \text{ at}$. Tiết diện của ống phun tròn, góc hình nón của phần lớn dần $\alpha = 12^\circ$. Bỏ qua tốc độ của vào và tổn thất ma sát.

Trả lời: $d_{\min} = 48 \text{ mm}$, $d_2 = 63 \text{ mm}$,

Chiều dài phần lớn dần $l = 70 \text{ mm}$,

$\omega_2 = 600 \text{ m/s}$

✕ Bài 10-11 — Xác định tốc độ lý thuyết của không khí lưu động đoạn nhiệt qua ống phun Lavan, nếu áp suất $p_1 = 8 \text{ bar}$; $t_1 = 20^\circ\text{C}$, còn áp suất của môi trường từ ống phun chảy ra $p_2 = 1 \text{ bar}$.

So sánh tốc độ lưu động nhận được với tốc độ tới hạn.

Trả lời: $\omega_2 = 514 \text{ m/s}$

$\omega_K = 313 \text{ m/s}$

✕ Bài 10-12 — Hơi nước có áp suất $p_1 = 20 \text{ at}$ và $t_1 = 400^\circ\text{C}$ được giãn nở đoạn nhiệt qua ống phun Lavan đến áp suất $p_2 = 2 \text{ at}$.

Xác định tiết diện nhỏ nhất và tiết diện ra của ống phun. Tìm tốc độ lưu động tại các tiết diện ấy nếu lưu lượng giây của hơi $G = 4 \text{ kg/s}$.

Trả lời: $f_{\min} = 16 \text{ cm}^2$, $f_{\max} = 36 \text{ cm}^2$

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

✕ Bài 10-13 — Xác định tốc độ lưu động, lưu lượng giây và tiết diện ra của ống phun Lavan đối với hơi nước lưu động đoạn nhiệt có các thông số sau: $p_1 = 16 \text{ at}$, $t_1 = 300^\circ\text{C}$, $p_2 = 1 \text{ at}$ và tiết diện nhỏ nhất $f_{\min} = 6 \text{ cm}^2$.

Trả lời: $\omega_2 = 1040 \text{ m/s}$; $G = 1,25 \text{ kg/s}$

$f_2 = 19,1 \text{ cm}^2$

Bài 10-14 — Hơi bão hòa ẩm có $p_1 = 16 \text{ at}$ và $x_1 = 0,95$ chảy vào môi trường có áp suất $p_2 = 2 \text{ at}$ qua ống phun Lavan. Lưu lượng giây của hơi là $G = 6 \text{ kg/s}$. Xác định tốc độ lưu động thực tế của hơi, tính tiết diện ra và tiết diện nhỏ nhất của ống phun. Nếu hệ số tốc độ của ống phun $\varphi = 0,95$.

Gidi:

Theo đồ thị i-s từ p_1 và x_1 ta có:

$i_1 = 644 \text{ kcal/kg}$, $i_2 = 562 \text{ kcal/kg}$

Nhiệt gián đoạn nhiệt lý thuyết:

$$h_o = i_1 - i_2 = 644 - 562 = 82 \text{ kcal/kg}$$

Hệ số tổn thất năng lượng

$$\xi = 1 - \varphi^2 = 1 - 0,95^2 = 0,1$$

Tổn thất động năng vì ma sát

$$\xi h_o = 0,1.82 \approx 8 \text{ kcal/kg}$$

Entanpi thực tế của hơi sau khi lưu lượng động:

$$i_{2t} = i_2 + \xi h_o = 562 + 8 = 570 \text{ kcal/kg}$$

Tốc độ lưu động thực tế ở miệng ra của ống phun:

$$\omega_{2t} = 91,53 \varphi \sqrt{i_1 - i_2} = 91,53.0,95 \sqrt{644 - 562} = 787 \text{ m/s}$$

hoặc

$$\omega_{2t} = 91,53 \sqrt{i_1 - i_{2t}} = 91,53 \sqrt{644 - 570} = 787 \text{ m/s}$$

Diện tích tiết diện ra:

$$f_2 = \frac{G \cdot v_2}{\omega_{2t}}$$

Ở đây: $v_2 = v''_{2x2} = 0,857.0,902 = 0,77 \text{ m}^3/\text{kg}$

Thay vào ta có:

$$f_2 = \frac{6.0,77}{787} = 0,00587 \text{ m}^2 = 58,7 \text{ cm}^2$$

Để xác định v_K và ω_K ta cần biết áp suất tới hạn p_K , áp suất này được xác định theo tỷ số áp suất tới hạn đối với trạng thái hơi đang khảo sát. Vì hơi có độ khô cao nên tỷ số áp suất lấy tới hạn bằng 0,577.

Ta có:

$$p_K = 16.0,577 = 9,23 \text{ at}$$

Thể tích riêng $v_K = x \cdot v''$

Ở đây $x = 0,91$ (theo đồ thị i-s), còn v'' đối với áp suất $p_K = 9,23$ bằng $0,2137 \text{ m}^3/\text{kg}$.

Do đó:

$$v_K = 0,91.0,2137 = 0,194 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Tốc độ tới hạn:

$$\omega_K = 91,53 \sqrt{i_1 - i_K}$$

Cũng từ đồ thị ta có:

$$i_K = 620 \text{ kcal/kg}$$

Nên

$$\omega_K = 91,53 \sqrt{644 - 620} = 448 \text{ m/s}$$

Tiết diện nhỏ nhất của ống phun

$$f_{\min} = \frac{G \cdot \sqrt{\kappa}}{\omega_K} = \frac{6.0,194}{448} = 26 \text{ cm}^2$$

Bài 10-15 — Hơi quá nhiệt có $p_1 = 60 \text{ at}$ và $t_1 = 400^\circ\text{C}$ chảy từ ống phun Lavan vào môi trường có $p_2 = 1 \text{ at}$. Lưu lượng của hơi $G = 3 \text{ kg/s}$. Xác định tốc độ lưu động và tiết diện nhỏ nhất của ống phun. Nếu biết hệ số tổn thất năng lượng $\xi = 0,1$.

Trả lời: $\omega_2 = 1200 \text{ m/s}$, $f_{\min} = 4,1 \text{ cm}^2$

Bài 10-16 — Xác định tốc độ của dòng hơi tại miệng ra của ống phun Lavan và tổn thất năng lượng do ma sát, nếu trạng thái của hơi ở miệng vào của ống phun được xác định bằng áp suất $p_1 = 58,80 \text{ bar}$ và nhiệt độ $t_1 = 450^\circ\text{C}$. Áp suất ở cửa ra của ống phun $p_2 = 11,76 \text{ bar}$. Hệ số tốc độ của ống phun $\varphi = 0,95$. Biểu diễn quá trình giãn nở trên đồ thị $i-s$. Bỏ qua tốc độ cửa vào.

Trả lời: $\omega_{2t} = 850 \text{ m/s}$; $\xi_{h_0} = 9,6 \text{ kcal/kg}$

Bài 10-17 — Không khí chuyển động qua ống do trở lực cục bộ mà áp suất của nó giảm từ $p_1 = 8 \text{ bar}$ đến $p_2 = 6 \text{ bar}$, nhiệt độ ban đầu của không khí $t_1 = 20^\circ\text{C}$.

Xác định độ biến thiên nhiệt độ và độ biến thiên entropi trong quá trình đang khảo sát. Nhiệt độ không khí cuối quá trình tiết lưu là bao nhiêu?

Giải:

Vì trong tiết lưu entanpi ở trạng thái đầu và cuối như nhau ($i_1 = i_2$) nên nhiệt độ của không khí ở hai trạng thái tương ứng cũng bằng nhau nghĩa là:

$$t_2 = t_1 = 20^\circ\text{C}$$

Độ biến thiên entropi có thể xác định theo công thức:

$$\Delta s = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{p_2}{p_1}$$

Vì trong quá trình khảo sát $T_1 = T_2$ nên

$$\Delta s = - R \ln \frac{p_2}{p_1} = R \ln \frac{p_1}{p_2} = 287,2,3 \lg \frac{8}{6} = 82,6 \text{ kJ/kg.độ}$$

Bài 10-18 — Hơi ở áp suất $p_1 = 16$ at và $t_1 = 350^\circ\text{C}$ bị tiết lưu đến 7 at. Xác định nhiệt độ của hơi ở trạng thái cuối.

Giải:

Trạng thái ban đầu của hơi được xác định bằng giao điểm của đường p_1 và t_1 (điểm 1).

Trạng thái cuối là giao điểm của đường nằm ngang vẽ qua điểm 1 với đường $p_2 = 7$ at tại điểm 2. Đó là trạng thái của hơi sau khi tiết lưu (vì $i_1 = i_2$). Từ đó ta có $t_2 = 340^\circ\text{C}$. Do đó nhiệt độ của hơi sau tiết lưu giảm xuống.

Độ quá nhiệt của hơi ở trạng thái đầu

$$t_1 - t_{s1} = 350 - 200 = 150^\circ\text{C}$$

Độ quá nhiệt của hơi ở trạng thái cuối:

$$t_2 - t_{s2} = 340 - 164 = 176^\circ\text{C}$$

Trong đó t_{s1} và t_{s2} là nhiệt độ bão hòa của hơi ứng với áp suất p_1 và p_2 . Xác định theo bảng hoặc đồ thị.

Như vậy sau khi tiết lưu độ quá nhiệt của hơi tăng lên.

Bài 10-19 — Hơi ở áp suất $p_1 = 20$ at và độ khô $x_1 = 0,9$ được tiết lưu đến $p_2 = 8$ at.

Xác định trạng thái của hơi sau khi tiết lưu.

$$\text{Trả lời: } t_2 = 170^\circ\text{C} \quad x_2 = 0,924$$

$$i_2 = i_1 = 623 \text{ kcal/kg.}$$

✱ Bài 10-20 — Hơi ở áp suất $p_1 = 49$ bar và $t_1 = 350^\circ\text{C}$ được tiết lưu đến áp suất $p_2 = 14,7$ bar. Xác định nhiệt độ cuối và biến thiên độ quá nhiệt.

$$\text{Trả lời: } t_2 = 317^\circ\text{C}$$

$$33^\circ\text{C}$$

✱ Bài 10-21 — Hơi có $p_1 = 19,8$ bar và độ khô $x_1 = 0,95$. Cần phải tiết lưu đến áp suất bằng bao nhiêu để trở thành hơi bão hòa khô?

$$\text{Trả lời: } 2,58 \text{ bar}$$

Bài 10-22 — Lồng bão hòa NH_3 ở trạng thái đầu $p_1 = 15,54$ bar. Sau khi qua van tiết lưu áp suất giảm xuống còn $p_2 = 3,363$ bar. Xác định thông số trạng thái sau tiết lưu?

$$\text{Trả lời: } i_2 = i'_1 = 609,2 \text{ kJ/kg}$$

$$x_2 = 0,1974$$

$$S_2 = 4,9336 \text{ kJ/kg.độ}$$

Bài 10-23 — Lồng bảo hòa Freon 22 ở nhiệt độ $t_1 = 20^\circ\text{C}$. Sau khi qua val tiết lưu đến trạng thái 2 có nhiệt độ $t_2 = -5^\circ\text{C}$. Xác định các thông số còn lại của trạng thái 2.

Trả lời: $i_1 = 524,05 \text{ kJ/kg}$ $r_1 = 186,89 \text{ kJ/kg}$

$$i_2 = i_1 \quad x_2 = 0,144.$$

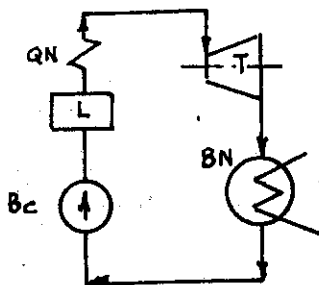
$$S_2 = 1,0904 \text{ kJ/kg.độ}.$$

Chương 11

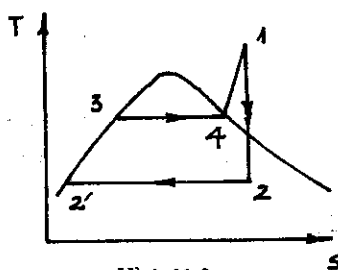
CÁC CHU TRÌNH THIẾT BỊ ĐỘNG LỰC HƠI NƯỚC

1. Chu trình Răngkin lý tưởng.

Người ta nung nước (nước ngưng) ở trạng thái 2' (h. 11-1), (h. 11-2) trong lò hơi L ở điều kiện áp suất p_1 không thay đổi đến điểm sôi 3. Nước



Hình 11-1



Hình 11-2

bốc hơi và thành hơi bão hòa khô ở trạng thái 4. Hơi bão hòa khô lưu động qua bộ quá nhiệt QN và được nung đến nhiệt độ T_1 (trạng thái 1). Từ đó hơi quá nhiệt giãn nở đoạn nhiệt đến trạng thái 2 và thực hiện công trong tuốcbin T. Từ tuốcbin hơi ẩm chuyển vào bình ngưng BN. Ở đây hơi ẩm ngưng thành nước (quá trình 2 - 2') ở áp suất p_2 . Qua máy bơm nước cấp Bnc áp suất nước ngưng tăng từ p_2 đến p_1 và chuyển vào lò hơi.

Hình 11-3 biểu diễn chu trình Răngkin trên đồ thị $i - s$.

- Hiệu suất nhiệt của chu trình Răngkin lý tưởng

$$\eta_t = \frac{q_1 - q_2}{q_1} = \frac{l_0}{q_1} = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_2'}$$

i_1, i_2 : entanpi trước và sau khi giãn nở đoạn nhiệt trong tuốcbin.

i_2' : entanpi nước ngưng (bão hòa) ở áp suất p_2

- Suất tiêu hao hơi.

Với chu trình Răngkin lý tưởng ta có:

$$d_0 = \frac{3600}{l_0} = \frac{3600}{i_1 - i_2} \text{ kg/kWh}$$

ở đây i_1, i_2 kJ/kg

- Suất tiêu hao nhiệt.

Với chu trình Răngkin lý tưởng ta có:

$$q = d_0 (i_1 - i_2) \text{ kJ/kWh}$$

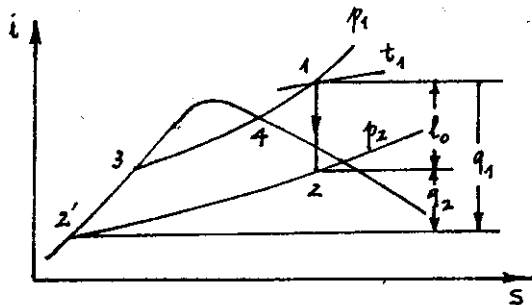
2. Chu trình Răngkin thực.

Quá trình 1 - 2 là quá trình giãn nở đoạn nhiệt lý tưởng (không có ma sát). Thực tế vì có ma sát nên quá trình kết thúc ở trạng thái 2a và quá trình giãn nở đoạn nhiệt thực được biểu diễn bằng đoạn 1 - 2a.

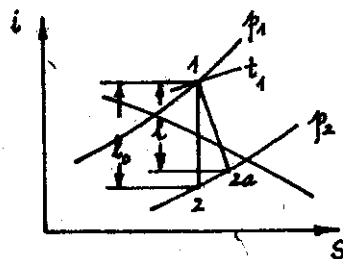
Công trong chu trình thực $l = i_1 - i_{2a}$ sẽ nhỏ hơn công lo trong chu trình lý tưởng. Tỷ số

$$\frac{l}{l_0} = \frac{i_1 - i_{2a}}{i_1 - i_2} = \eta_{oi}$$

gọi là hiệu suất tương đối.



Hình 11-3



Hình 11-4

Tỷ số $\frac{1}{q_1} = \frac{i_1 - i_{2a}}{i_1 - i'_{2'}} = \eta_i$ gọi là hiệu suất trong tuyệt đối. Rõ ràng ta có:

$$\eta_i = \eta_t \cdot \eta_{oi}$$

Hiệu suất của nhà máy nhiệt điện.

$$\eta_{nd} = \eta_l \cdot \eta_d \cdot \eta_t \cdot \eta_{oi} \cdot \eta_{ck} \cdot \eta_d$$

η_l : hiệu suất lò hơi

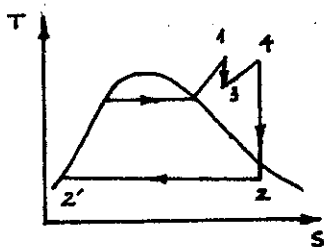
η_d : hiệu suất ống dẫn hơi

η_{ck} : hiệu suất cơ khí

η_d : hiệu suất máy phát điện

3. Chu trình quá nhiệt lần thứ hai

Việc nâng cao hiệu suất nhiệt của chu trình Răngkin chỉ bằng cách tăng áp suất ban đầu p_1 sẽ dẫn đến độ ẩm của hơi khi thoát ra khỏi tuabin. Đó là điều ta cần phải hạn chế vì làm tăng lượng mất mát của tuabin do độ ẩm gây ra. Vì vậy để làm giảm độ ẩm của hơi ở trạng thái cuối cùng quá trình giãn nở, người ta dùng phương pháp hóa nhiệt lần thứ hai (quá nhiệt trung gian) xem (h. 11-5) và (h. 11-6).

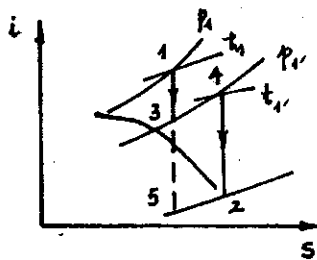


Hình 11-5

Hiệu suất nhiệt của chu trình

$$\eta_t = \frac{l_0}{q_1} = \frac{(i_1 - i_3) + (i_4 - i_2)}{(i_1 - i'_{2'}) + (i_4 - i_3)}$$

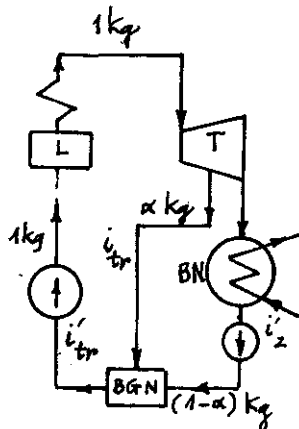
4. Chu trình hồi nhiệt.



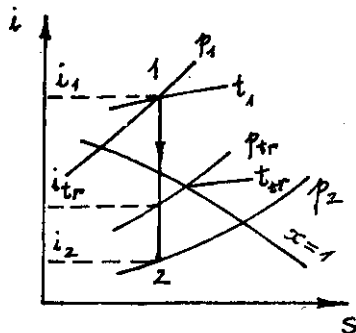
Hình 11-6

Một trong những phương pháp nâng cao hiệu suất nhiệt của các thiết bị động lực hơi nước là hồi nhiệt. Sơ đồ thiết bị tuốcbin hơi có hồi nhiệt biểu diễn trên hình 11-7, 11-8.

Từ hình vẽ ta thấy người ta trích lượng hơi α ở áp suất p_{tr} đưa vào bình gia nhiệt để nung nóng nước ngưng. Tùy theo cấu tạo bình gia



Hình 11-7



Hình 11-8

nhiệt ta có bình gia nhiệt hỗn hợp hoặc không hỗn hợp. Trong bình gia nhiệt hỗn hợp, nước cấp khí ra khỏi bình có nhiệt độ bằng nhiệt độ bão hòa t'_{tr} ứng với áp suất p_{tr} .

Lượng hơi trích α trong 1 kg hơi khi vào tuốcbin đối với trường hợp bình gia nhiệt hỗn hợp được xác định bằng công thức:

$$\alpha = \frac{i'_{tr} - i'_2}{i_{tr} - i'_2}$$

i'_{tr} : entanpi nước ngưng ở áp suất trích p_{tr} .

i_{tr} : entanpi hơi trích.

i'_2 : entanpi nước ngưng ở áp suất p_2 .

Công có ích của 1 kg hơi trong bình chu trình hồi nhiệt

$$l_{oi} = (1 - \alpha) (i_1 - i_2) + \alpha (i_1 - i_{tr})$$

Sau khi rút gọn ta có

$$l_{oi} = (i_1 - i_2) - \alpha (i_{tr} - i_2)$$

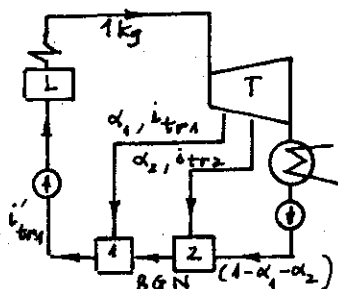
Hiệu suất nhiệt của chu trình hồi nhiệt

$$\eta_{tt} = \frac{q_1 - q_2}{q_1} = \frac{l_{ot}}{i_1 - i'_{tr}} = \frac{(i_1 - i_2) - \alpha_1 (i_{tr1} - i_2)}{i_1 - i'_{tr}}$$

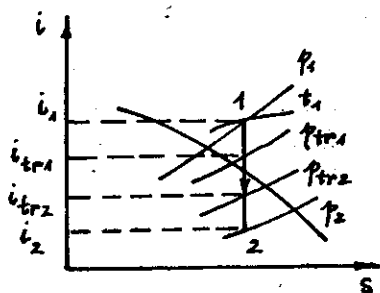
Sơ đồ thiết bị tuơcbin hơi hai chỗ trích hơi biểu diễn trên hình 11-9. Ở đây các bình gia nhiệt 1,2 giả thiết là các bình gia nhiệt hỗn hợp. Từ đó α_1 , α_2 xác định bằng công thức sau (h. 11-10).

$$\alpha_1 = \frac{i'_{tr1} - i'_{tr2}}{i_{tr1} - i'_{tr2}}$$

$$\alpha_2 = \frac{(1 - \alpha_1) (i'_{tr2} - i_2)}{i_{tr2} - i_2}$$



Hình 11-9



Hình 11-10

i_{tr1} : entanpi hơi trích chỗ 1.

i_{tr2} : entanpi hơi trích chỗ 2.

i'_{tr1} : entanpi nước ngưng ở áp suất p_{tr1} .

i'_{tr2} : entanpi nước ngưng ở áp suất p_{tr2} .

i_2 : entanpi nước ngưng ở áp suất p_2 .

Công có ích của 1 kg hơi nước trong chu trình hồi nhiệt với hai chỗ trích

$$l_{ot} = i_1 - i_2 - \alpha_1 (i_{tr1} - i_2) - \alpha_2 (i_{tr2} - i_2)$$

Hiệu suất nhiệt

$$\eta_{tt} = \frac{l_{ot}}{q_1} = \frac{i_1 - i_2 - \alpha_1 (i_{tr1} - i_2) - \alpha_2 (i_{tr2} - i_2)}{i_1 - i'_{tr1}}$$

Suất tiêu hao hơi

$$d_{ot} = \frac{3600}{l_{ot}} = \frac{3600}{i_1 - i_2 - \alpha_1 (i_{tr1} - i_2) - \alpha_2 (i_{tr2} - i_2)} \quad (\text{kg/kWh})$$

BÀI TẬP

Bài 11-1 — Thiết bị hơi nước làm việc theo chu trình Răngkin. Các thông số hơi ở trạng thái đầu $p_1 = 30 \text{ bar}$, $t_1 = 400^\circ\text{C}$, áp suất trung bình ngưng $p_2 = 0,04 \text{ bar}$. Hãy xác định hiệu suất nhiệt của chu trình.

Giải:

Hiệu suất nhiệt của chu trình Răngkin lý tưởng

$$\eta_t = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i'_2}$$

Từ đồ thị i - s (h. 11-11) tại các điểm 1, 2 ta đọc được

$$i_1 = 3235 \text{ kJ/kg}; i_2 = 2085 \text{ kJ/kg}$$

i'_2 : entanpi của nước bão hòa ta tìm được ở bảng hơi nước với $p = 0,04 \text{ bar}$ là $i'_2 = 121,4 \text{ kJ/kg}$

Vậy hiệu suất nhiệt:

$$\eta_t = \frac{3235 - 2085}{3235 - 121,4} = 0,37 = 37\%$$

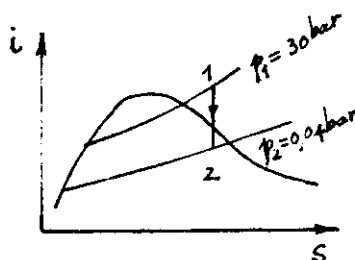
Bài 11-2 — Hãy xác định hiệu suất nhiệt của chu trình Răngkin lý tưởng nếu biết $p_1 = 60 \text{ bar}$; $t_1 = 450^\circ\text{C}$; $p_2 = 0,04 \text{ bar}$.

Trả lời: 40%

Bài 11-3 — Hãy xác định công mà 1kg hơi nước thực hiện được khi làm việc theo chu trình Răngkin lý tưởng. Nếu biết $p_1 = 100 \text{ bar}$, $t_1 = 550^\circ\text{C}$, $p_2 = 0,04 \text{ bar}$.

Trả lời: 1465 kJ/kg

Bài 11-4 — Tuốcbin hơi công suất $N = 12 \text{ MW}$ làm việc với các thông số đầu $p_1 = 80 \text{ bar}$, $t_1 = 450^\circ\text{C}$. Áp suất trong bình ngưng $p_2 = 0,04 \text{ bar}$.



Hình 11-11

Trong lò hơi người ta đốt than có nhiệt trị $Q^{\text{lv}}_t = 6000 \text{ kcal/kg}$. Hiệu suất của lò hơi $\eta_t = 0,8$. Nhiệt độ nước cấp $t_{nc} = 100^\circ\text{C}$.

Xác định lượng than cần để tuôcbin làm việc với tất cả công suất (nếu thiết bị làm việc theo chu trình Răngkin lý tưởng).

Giải:

Suất tiêu hao hơi của tuôcbin

$$d_o = \frac{3600}{i_1 - i_2}$$

Từ đồ thị $i - s$ với $p_1 = 80 \text{ bar}$, $t_1 = 450^\circ\text{C}$, $p_2 = 0,04 \text{ bar}$ ta có:

$$i_1 = 3275 \text{ kJ/kg}; \quad i_2 = 1975 \text{ kJ/kg}$$

$$d_o = \frac{3600}{3275 - 1975} = 2,77 \text{ kg/kWh}$$

Lượng hơi tuôcbin tiêu thụ

$$D_o = d_o \cdot N = 2,77 \cdot 12 \cdot 10^3 = 33240 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt 1kg hơi nhận được trong lò hơi $i_1 - i_{nc}$.

Lượng nhiệt cần cung cấp cho lò hơi nếu $\eta_t = 0,8$

$$\frac{i_1 - i_{nc}}{0,8}$$

với $D_o \text{ kg/h}$ hơi ta có: $\frac{D_o(i_1 - i_{nc})}{\eta_t} \text{ kJ/h}$

Vậy lượng than cần:

$$B = \frac{D_o(i_1 - i_{nc})}{Q^{\text{lv}}_t \cdot \eta_t} = \frac{33240 \cdot (3275 - 424,9)}{6000 \cdot 0,8} = 4230 \text{ kg/h}$$

Giá trị i_{nc} tìm được từ bảng nước và hơi quá nhiệt với $t_{nc} = 100^\circ\text{C}$, $p = 80 \text{ bar}$ (bỏ qua mất mát Δp do chuyển động của nước và hơi).

Bài 11-5 — Các thông số hơi nước trước khi vào tuôcbin $p_1 = 100 \text{ bar}$, $t_1 = 550^\circ\text{C}$. Áp suất ở bình ngưng $p_2 = 0,04 \text{ bar}$. Hãy xác định trạng thái

của hơi sau khi giãn nở có mất mát trong tuốcbin. Nếu hiệu suất trong tương đối $\eta_{oi} = 0,84$.

Trả lời: $x = 0,882$

Bài 11-6 — Hãy xác định hiệu suất trong tuyệt đối η_i của tuốcbin hơi. Nếu hơi trước khi vào tuốcbin có $p_1 = 90$ bar; $t_1 = 500^\circ\text{C}$ và sau tuốcbin $p_2 = 0,04$ bar. Hiệu suất trong tương đối $\eta_{oi} = 0,83$.

Trả lời: 44,5%.

Bài 11-7 — Nhà máy nhiệt điện đốt than có nhiệt trị $Q_{iv_t} = 25$ MJ/kg. Hãy xác định suất tiêu hao chất đốt cho 1 kWh nếu biết $\eta_l = 0,8$, $\eta_d = 0,97$, $\eta_t = 0,4$, $\eta_{oi} = 0,82$, $\eta_{ck} = 0,98$, $\eta_d = 0,97$.

Giải:

Suất tiêu hao và hiệu suất có quan hệ nghịch đảo với nhau.

$$\eta = \frac{3600}{q} ; q \text{ kJ/kWh}$$

hoặc

$$q = \frac{3600}{\eta}$$

Hiệu suất nhà máy điện $\eta = \eta_l \cdot \eta_d \cdot \eta_t \cdot \eta_{oi} \cdot \eta_{ck} \cdot \eta_d$ nên

$$q = \frac{3600}{0,8 \cdot 0,97 \cdot 0,4 \cdot 0,82 \cdot 0,98 \cdot 0,97} = 14,85 \cdot 10^3 \text{ kJ/kWh}$$

Suất tiêu hao chất đốt

$$b = \frac{q}{Q_{iv_t}} = \frac{14,85 \cdot 10^3}{25 \cdot 10^3} = 0,594 \text{ kg/kWh}$$

Bài 11-8 — Hãy xác định hiệu suất của nhà máy nhiệt điện nếu suất tiêu hao nhiệt trên 1 kWh là $13,2 \cdot 10^3$ kJ.

Trả lời: 27,3%

Bài 11-9 — Thiết bị tuốcbin hơi làm việc với các thông số sau: $p_1 = 110$ bar; $t_1 = 500^\circ\text{C}$; $p_2 = 0,04$ bar. Quá nhiệt lần thứ hai được tiến hành ở áp suất $p' = 30$ bar đến nhiệt độ $t' = t_1 = 500^\circ\text{C}$. Hãy xác định hiệu suất

hiệu của chu trình quá nhiệt lần thứ hai.

Giải:

Từ đồ thị $i-s$ và theo (h. 11-12) ta có:

$$i_1 = 3360 \text{ kJ/kg}$$

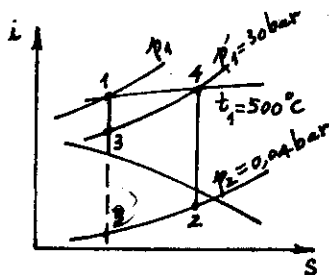
$$i_3 = 2996 \text{ kJ/kg}$$

$$i_4 = 3456 \text{ kJ/kg}$$

$$i_2 = 2176 \text{ kJ/kg}$$

i'_2 tìm từ bảng với $p = 0,04 \text{ bar}$.

$$i'_2 = 121,4 \text{ kJ/kg}$$



Hình 11-12

Hiệu suất nhiệt của chu trình có quá nhiệt lần hai

$$\eta_t = \frac{(i_1 - i_3) + (i_4 - i_2)}{(i_1 - i'_2) + (i_4 - i_3)} = \frac{(3360 - 2996) + (3456 - 2176)}{(3360 - 121,4) + (3456 - 2996)} = 0,445$$

Bài 11-10 — Thiết bị tuốcbin hơi công suất $N = 200 \text{ MW}$ làm việc theo chu trình Răngkin với các thông số ban đầu $p_1 = 130 \text{ bar}$; $t_1 = 560^\circ\text{C}$. Người ta tiến hành quá nhiệt trung gian ở áp suất $p' = 20 \text{ bar}$ và nung hơi đến nhiệt độ ban đầu. Áp suất bình ngưng $p_2 = 0,04 \text{ bar}$. Nhiệt độ nước cấp $t_{nc} = 180^\circ\text{C}$. Hãy xác định lượng tiêu hao chất đốt trong 1 giờ nếu đốt than có nhiệt trị $Q_{lv}^t = 20 \text{ MJ/kg}$ và hiệu suất của lò $\eta_l = 0,92$.

Giải:

Lượng tiêu hao than trong 1 giờ

$$B = \frac{D_o(i_1 - i_{nc}) + (i_4 - i_3)}{Q_{lv}^t \cdot \eta_l}$$

Lượng hơi tuốcbin tiêu thụ

$$D_o = d_o \cdot N$$

Suất tiêu hao hơi

$$d_o = \frac{3600}{(i_1 - i_3) + (i_4 - i_2)}$$

Từ đồ thị $i-s$ ta có

$$i_1 = 3495 \text{ kJ/kg}; i_3 = 2955 \text{ kJ/kg}$$

$$i_2 = 2290 \text{ kJ/kg}; i_4 = 3600 \text{ kJ/kg}$$

Từ bảng hơi nước với $p = 130 \text{ bar}$, $t_{nc} = 180^\circ\text{C}$ ta có $i_{nc} = 769,7 \text{ kJ/kg}$

$$d_o = \frac{3600}{540 + 1310} = 1,95 \text{ kg/kWh}$$

$$D_o = 1,95 \cdot 200 \cdot 10^3 = 3,90 \cdot 10^5 \text{ kg/h} = 390 \text{ t/h}$$

$$B = \frac{3,9 \cdot 10^5 (2725,3 + 645)}{20 \cdot 10^3 \cdot 0,92} = 7,15 \cdot 10^4 \text{ kg/h} = 71,5 \text{ t/h}$$

Bài 11-11 — Thiết bị tuốcbin hơi làm việc theo chu trình Răngkin với các thông số đầu $p_1 = 100 \text{ bar}$, $t_1 = 500^\circ\text{C}$. Áp suất cuối $p_2 = 0,05 \text{ bar}$. Quá nhiệt trung gian tiến hành ở áp suất $p' = 24 \text{ bar}$ để nung hơi đến nhiệt độ $t' = 480^\circ\text{C}$. Hãy xác định độ khô trong trường hợp không có quá nhiệt, có quá nhiệt và sự tăng hiệu suất nhiệt do có quá nhiệt trung gian.

$$\text{Trả lời: } x_5 = 0,775; x_2 = 0,86;$$

$$\frac{\Delta \eta}{\eta_t} 100\% = 3,57\%$$

Bài 11-12 — Tuốcbin hơi đối áp công suất $N = 6 \text{ MW}$ có các thông số $p_1 = 40 \text{ bar}$, $t_1 = 450^\circ\text{C}$, $p_2 = 1,2 \text{ bar}$. Tất cả hơi sau khi giãn nở trong tuốcbin đem sử dụng trong công nghiệp và sau khi ngưng tụ ở áp suất p_2 nước bão hòa đó lại được đưa trở về lò hơi. Than đốt có nhiệt trị $Q^{lv}_t = 20 \text{ MJ/kg}$. Hiệu suất nhiệt của lò $\eta_1 = 0,85$.

a) Tính lượng tiêu thụ than trong 1 giờ.

b) Nếu người ta sản xuất điện và nhiệt riêng biệt trong tuốcbin ngưng và trong lò hơi áp suất thấp thì lượng than tiêu thụ trong trường hợp này là bao nhiêu, nếu vẫn phải bảo đảm công suất điện và nhiệt như trên. Áp suất trong bình ngưng $p_2 = 0,04 \text{ bar}$. Hiệu suất lò áp suất thấp coi bằng hiệu suất lò áp suất cao. Còn các điều kiện khác vẫn giữ nguyên như trên.

c) Tính phần trăm tiết kiệm than do sản xuất hỗn hợp điện và nhiệt bằng cách dùng tuốcbin đối áp.

Giải:

a) Từ đồ thị i-s ta tìm được:

$$i_1 = 3330 \text{ kJ/kg}; i_2 = 2550 \text{ kJ/kg}$$

Từ bảng hơi nước với $p = 1,2 \text{ bar}$ ta có $i_2' = 439,4 \text{ kJ/kg}$.

Suất hao hơi:

$$d_o = \frac{3600}{i_1 - i_2} = \frac{3600}{3330 - 2550} = 4,61 \text{ kg/kWh}$$

Toàn bộ lượng hơi cần có:

$$D_o = d_o \cdot N = 4,61 \cdot 6 \cdot 10^3 = 27,7 \cdot 10^3 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt cung cấp cho công nghiệp

$$Q_{cn} = D_o (i_2 - i_2') = 2,77 \cdot 10^4 (2550 - 439,4) = 5,85 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

Lượng nhiệt mà hơi nhận được ở lò hơi

$$Q_1 = D_o (i_1 - i_2') = 2,77 \cdot 10^4 (3330 - 439,4) = 8,10^7 \text{ kJ/h}$$

Lượng than tiêu thụ trong 1 giờ

$$Q_1 = B \cdot Q_{iv_t} \cdot \eta_l$$

$$B = \frac{Q_1}{Q_{iv_t} \cdot \eta_l} = \frac{8,10^7}{20 \cdot 10^3 \cdot 0,85} = 4,7 \cdot 10^3 \text{ kg/h} = 4,7 \text{ t/h}$$

b) Từ đồ thị i-s ta có $i_1 = 3330 \text{ kJ/kg}$, $i_2 = 2095 \text{ kJ/kg}$. Từ bảng với $p = 0,04 \text{ bar}$ ta có $i_2' = 121,4 \text{ kJ/kg}$. Tương tự như trên ta có:

$$d_o = \frac{3600}{i_1 - i_2} = \frac{3600}{3330 - 2095} = 2,92 \text{ kg/kWh}$$

$$D_o = d_o \cdot N = 2,92 \cdot 6 \cdot 10^3 = 1,75 \cdot 10^4 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt hơi nhận được ở lò hơi áp suất cao

$$Q_{11} = D_o (i_1 - i_2') = 1,75 \cdot 10^4 (3330 - 121,4) = 5,6 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

Lượng than tiêu thụ trong 1 giờ của lò hơi áp suất cao để sản xuất điện

$$Q_{11} = B_1 Q_{iv_t} \cdot \eta_l$$

$$B_1 = \frac{Q_{11}}{Q_{iv_t} \cdot \eta_l} = \frac{5,6 \cdot 10^7}{20 \cdot 10^3 \cdot 0,85} = 3,3 \cdot 10^3 \text{ kg/h} = 3,3 \text{ t/h}$$

Lượng nhiệt mà lò hơi áp suất thấp cần có trong trường hợp sản xuất điện và nhiệt riêng biệt chính bằng Q_{cn} .

$$Q_{12} = Q_{cn} = 5,85 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

Lượng than cần có cho lò hơi áp suất thấp

$$B_2 = \frac{Q_{12}}{Q_{iv} \cdot \eta_1} = \frac{5,85 \cdot 10^7}{20 \cdot 10^3 \cdot 0,85} = 3,44 \cdot 10^5 \text{ kg/h} = 3,44 \text{ t/h}$$

Lượng than cần để sản xuất điện và nhiệt trong hai lò hơi

$$B = B_1 + B_2 = 3,3 + 3,44 = 6,74 \text{ t/h}$$

c) Phần trăm tiết kiệm than

$$\frac{6,74 - 4,7}{6,74} \times 100\% = 30,3\%$$

Bài 11-13 — Tuốcbin hơi đối áp công suất $N = 8\text{MW}$ có các thông số sau $p_1 = 35 \text{ bar}$, $t_1 = 435^\circ\text{C}$, $p_2 = 1,2 \text{ bar}$. Hơi sau khi sử dụng trong công nghiệp ngưng tụ lại và trở lại lò hơi dưới dạng nước bão hòa. Than đốt có nhiệt trị $Q_{iv} = 28,47 \text{ MJ/kg}$. Hiệu suất lò $\eta_1 = 0,84$. Hãy tính lượng than tiêu thụ B_1 trong trường hợp sản xuất hỗn hợp điện và nhiệt bằng tuốcbin đối áp và lượng than tiêu thụ B_2 trong trường hợp sản xuất điện và than riêng biệt bằng tuốcbin ngưng hơi với $p_2 = 0,04 \text{ bar}$ và lò hơi áp suất thấp.

$$\text{Trả lời: } B_1 = 4,511 \text{ t/h}, B_2 = 6,466 \text{ t/h}$$

Bài 11-14 — Tuốcbin hơi công suất $N = 6\text{MW}$ có các thông số sau $p_1 = 40 \text{ bar}$, $t_1 = 450^\circ\text{C}$, $p_2 = 0,04 \text{ bar}$. Để nung nóng nước cấp người ta lấy hơi trích ở tuốcbin dưới áp suất $p_{tr} = 1,2 \text{ bar}$.

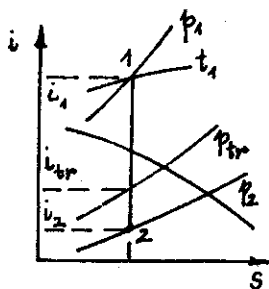
Hãy xác định hiệu suất nhiệt, lượng than tiêu thụ trong 1 giờ trong trường hợp có hồi nhiệt và không có hồi nhiệt. Nếu than đốt có nhiệt trị $Q_{iv} = 20 \text{ MJ/kg}$. Hiệu suất nhiệt của lò $\eta_1 = 0,85$.

Giải:

Từ đồ thị i-s và xem (h. 11-13) ta có

$$i_1 = 3330 \text{ kJ/kg}; i_{tr} = 2550 \text{ kJ/kg}; i_2 = 2095 \text{ kJ/kg}$$

$$i'_{tr} = 439,4 \text{ kJ/kg}; i'_2 = 121,4 \text{ kJ/kg}; t'_{tr} = 104,8^\circ\text{C}, t'_2 = 29^\circ\text{C}.$$



Hình 11-13

a) Trường hợp có hồi nhiệt.

Giả thiết đây là bình gia nhiệt hỗn hợp. Nghĩa là nước ngưng có nhiệt độ $t_2 = 29^\circ\text{C}$ được nung đến nhiệt độ bão hòa trong bình gia nhiệt $t_{tr} = 104,8^\circ\text{C}$.

Vậy lượng hơi trích trong 1 kg hơi.

$$\alpha = \frac{i_{tr} - i_2}{i_{tr} - i_2} = \frac{439,4 - 121,4}{2550 - 121,4} = 0,15$$

Công có ích của 1 kg hơi:

$$l_{ot} = i_1 - i_2 - \alpha (i_{tr} - i_2) = 3330 - 2095 - 0,15 \cdot (2550 - 2095) = 1167 \text{ kJ/kg}$$

Suất tiêu hao hơi

$$d_{ot} = \frac{3600}{l_{ot}} = \frac{3600}{1167} = 3,08 \text{ kg/kWh}$$

Lượng hơi tiêu thụ

$$D_{ot} = d_{ot} \cdot N = 3,08 \cdot 6 \cdot 10^5 = 1,85 \cdot 10^4 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt tiêu thụ

$$Q_{ot} = D_{ot} (i_1 - i_{tr}) = 1,85 \cdot 10^4 (3330 - 439,4) = 5,35 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

Lượng than cần cung cấp

$$B_t = \frac{Q_{ot}}{Q_{iv} \cdot \eta_1} = \frac{5,35 \cdot 10^7}{20 \cdot 10^3 \cdot 0,85} = 3,14 \cdot 10^3 \text{ kg/h} = 3,14 \text{ t/h}$$

Hiệu suất nhiệt

$$\eta_{tt} = \frac{l_{ot}}{i_1 - i_{tr}} = \frac{1167}{3330 - 439,4} = 0,404$$

b) Trường hợp không có hồi nhiệt

Hiệu suất nhiệt:

$$\eta_t = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_2} = \frac{3330 - 2095}{3330 - 121,4} = 0,376$$

Lượng than tiêu thụ

$$d_o = \frac{3600}{i_1 - i_2} = \frac{3600}{3330 - 2095} = 2,92 \text{ kg/kWh}$$

$$D_o = 2,92 \cdot 6 \cdot 10^3 = 1,75 \cdot 10^4 \text{ kg/h}$$

$$Q = D_o (i_1 - i_2) = 1,75 \cdot 10^4 (3330 - 121,4) = 5,6 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

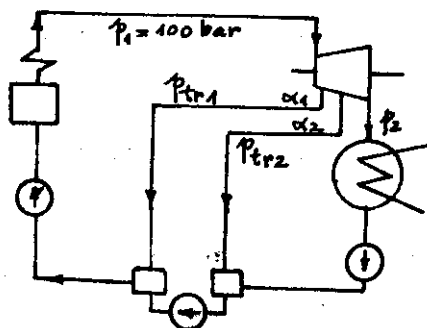
$$B = \frac{Q}{Q_{iv} \cdot \eta_1} = \frac{5,6 \cdot 10^7}{20 \cdot 10^3 \cdot 0,85} = 3,3 \cdot 10^3 \text{ kg/h} = 3,3 \text{ t/h}$$

Bài 11-15 — Tuốcbin hơi công suất $N = 25\text{MW}$ làm việc với các thông số $p_1 = 100 \text{ bar}$, $t_1 = 500^\circ\text{C}$, $p_2 = 0,04 \text{ bar}$. Người ta trích hơi từ tuốcbin hai chỗ ở áp suất $p_{tr1} = 10 \text{ bar}$, $p_{tr2} = 1,2 \text{ bar}$ để nung nước cấp trong những bình gia nhiệt hỗn hợp.

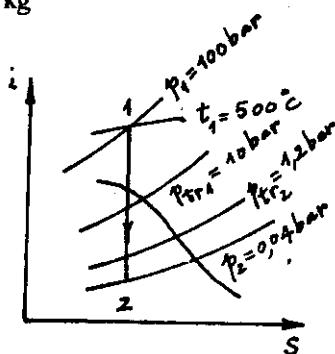
Hãy xác định lượng hơi trích ở mỗi nơi trích trong một giờ, hiệu suất nhiệt và phần trăm tăng hiệu suất do có hồi nhiệt.

Giải:

Từ đồ thị i - s và từ bảng, xem (h. 11-14), (h. 11-15) ta có $i_1 = 3375 \text{ kJ/kg}$, $i_{tr1} = 2780 \text{ kJ/kg}$; $i_{tr2} = 439,4 \text{ kJ/kg}$; $i_2 = 121,4 \text{ kJ/kg}$; $i_{tr2} = 2415 \text{ kJ/kg}$; $i_2 = 1985 \text{ kJ/kg}$; $i_{tr1} = 762,7 \text{ kJ/kg}$



Hình 11-14



Hình 11-15

Lượng hơi trích trong 1kg hơi

$$\alpha_1 = \frac{i_{tr1} - i_{tr2}}{i_{tr1} - i_2} = \frac{762,7 - 439,4}{2780 - 439,4} = 0,138$$

$$\alpha_2 = \frac{(1 - \alpha_1)(i'_{tr2} - i'_2)}{i_{tr2} - i'_2} = \frac{(1 - 0,138)(439,4 - 121,4)}{2415 - 121,4} = 0,119$$

Công có ích của 1 kg hơi

$$l_{ot} = i_1 - i_2 - \alpha_1(i_{tr1} - i_2) - \alpha_2(i_{tr2} - i_2) = 3375 - 1985 - 0,138(2780 - 1985) - 0,119(2415 - 1985) = 1228 \text{ kJ/kg}$$

Suất tiêu hao hơi

$$d_{ot} = \frac{3600}{l_{ot}} = \frac{3600}{1228} = 2,94 \text{ kg/kWh}$$

Hơi tiêu thụ trong 1 giờ

$$D_{ot} = d_{ot} \cdot N = 2,94 \cdot 25 \cdot 10^3 = 7,35 \cdot 10^4 \text{ kg/h}$$

Hơi trích tiêu thụ trong 1 giờ

$$D_{tr1} = D_{ot} \cdot \alpha_1 = 7,35 \cdot 10^4 \cdot 0,138 = 1,015 \cdot 10^4 \text{ kg/h}$$

$$D_{tr2} = D_{ot} \cdot \alpha_2 = 7,35 \cdot 10^4 \cdot 0,119 = 0,875 \cdot 10^4 \text{ kg/h}$$

Lượng hơi qua bình ngưng

$$\begin{aligned} D_n &= D_{ot} - (D_{tr1} + D_{tr2}) = \\ &= 7,35 \cdot 10^4 - (1,015 + 0,875) \cdot 10^4 = 5,46 \cdot 10^4 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình hồi nhiệt

$$\eta_{tt} = \frac{q_1 - q_2}{q_1} = \frac{l_{ot}}{i_1 - i'_{tr1}} = \frac{1228}{3375 - 762,7} = 0,47$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình không hồi nhiệt

$$\eta_t = \frac{i_1 - i_2}{i - i'_2} = \frac{3375 - 1985}{3375 - 121,4} = 0,427$$

Phần trăm tăng hiệu suất

$$\frac{\Delta \eta}{\eta_t} 100\% = \frac{(0,47 - 0,427)}{0,427} 100\% = 10,1\%$$

Bài 11-16 — Tuốcbin hơi có các thông số $p_1 = 90 \text{ bar}$, $t_1 = 480^\circ\text{C}$,

$p_2 = 0,04$ bar. Người ta trích hơi từ tuôcbin hai chỗ ở áp suất $p_{tr1} = 10$ bar; $p_{tr2} = 1,2$ bar để nung nước cấp trong những bình gia nhiệt hỗn hợp.

Hãy xác định hiệu suất nhiệt trong trường hợp có và không có hồi nhiệt, phần trăm tăng hiệu suất nhiệt do có hồi nhiệt.

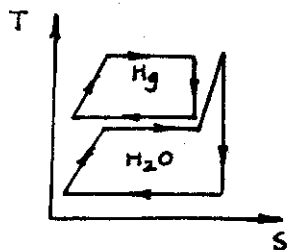
Trả lời: $\eta_{tt} = 0,464$; $\eta_t = 0,421$

$$\frac{\Delta \eta}{\eta_t} 100\% = 10,2\%$$

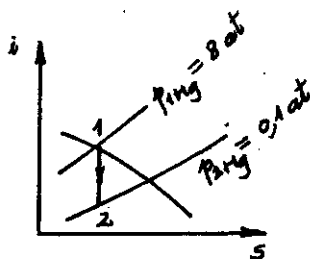
Bài 11-17 — Tuôcbin hơi thủy ngân công suất $N_{Hg} = 10\text{MW}$ làm việc với hơi thủy ngân bão hòa khô ở áp suất $p_{1Hg} = 8$ at. Sau khi giãn nở đoạn nhiệt trong tuôcbin hơi ẩm thủy ngân ở áp suất $p_{2Hg} = 0,1$ at chuyển vào bình ngưng thủy ngân 3 đồng thời lại là bình bốc hơi nước (xem h. 11-16). Hơi nước bão hòa khô ở bình ngưng - Bình bốc hơi 3 chuyển vào bộ quá nhiệt 4. Ở đây hơi được nung tới nhiệt độ 450°C . Sau đó hơi nước quá nhiệt chuyển vào tuôcbin 5. Sau khi giãn nở đoạn nhiệt trong tuôcbin hơi nước có áp suất $p_2 = 0,04$ at.

Hình 11-16. - Sơ đồ chu trình kép Hg - H₂O

Hãy xác định hiệu suất nhiệt của chu trình kép và hiệu suất nhiệt của chu trình hơi nước làm việc trong trường hợp không có chu trình thủy ngân. Xác định phần trăm tăng hiệu suất do ứng dụng chu trình kép và công suất của tuôcbin hơi nước 5.



Hình 11-17



Hình 11-18

Giải:

Từ đồ thị i - s của thủy ngân và bảng hơi thủy ngân bão hòa ta được:

$$i_{1Hg} = 86,1 \text{ kcal/kg}$$

$$i_{2Hg} = 62 \text{ kcal/kg}$$

Công có ích của 1 kg Hg

$$l_{oHg} = 86,1 - 62 = 24,1 \text{ kcal/kg}$$

Suất tiêu hao hơi thủy ngân

$$d_{oHg} = \frac{860}{d_{oHg}} = \frac{860}{24,1} = 35,7 \text{ kg/kWh}$$

Toàn bộ lượng hơi thủy ngân tiêu thụ

$$D_{oHg} = d_{oHg} \cdot N_{Hg} = 35,7 \cdot 10 \cdot 10^3 = 3,57 \cdot 10^5 \text{ kg/h}$$

Từ bảng hơi thủy ngân ta thấy ứng với áp suất $p_{2Hg} = 0,1$ at nhiệt độ bão hòa là $t_{sHg} = 249,6^\circ\text{C}$. Nếu coi độ chênh nhiệt độ của Hg và H_2O ở trong thiết bị trao đổi nhiệt 3 là nhỏ và có thể bỏ qua được thì ta có nhiệt độ hơi bão hòa khô của nước $t_{s\text{H}_2\text{O}} = 249,6^\circ\text{C}$. Ứng với nhiệt độ đó và từ bảng hơi nước ta có:

$$p_{1\text{H}_2\text{O}} \approx 40 \text{ at và } i''_{\text{H}_2\text{O}} = 669 \text{ kcal/kg}$$

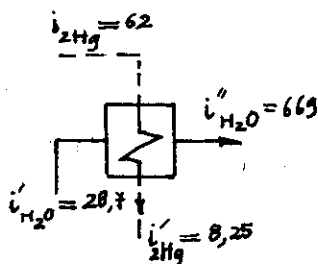
Từ bảng hơi nước với $p = 0,04$ at;

$$i'_{\text{H}_2\text{O}} = 28,7 \text{ kcal/kg.}$$

Từ bảng hơi thủy ngân với $p = 0,1$ at ta có:

$$i'_{2Hg} = 8,25 \text{ kcal/kg}$$

Từ hình 11-18 và qua cân bằng nhiệt ta có:



Hình 11-19

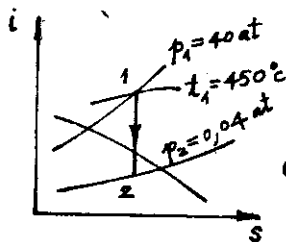
$$D_{oHg} (i_{2Hg} - i'_{2Hg}) = D_{o\text{H}_2\text{O}} (i''_{\text{H}_2\text{O}} - i'_{\text{H}_2\text{O}})$$

$$D_{o\text{H}_2\text{O}} = \frac{D_{oHg} (i_{2Hg} - i'_{2Hg})}{i''_{\text{H}_2\text{O}} - i'_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{3,57 \cdot 10^5 (62 - 8,25)}{669 - 28,7} = 0,2997 \cdot 10^5 \text{ kg/h}$$

Vậy cứ 1 kg hơi nước thì cần

$$\frac{3,57 \cdot 10^5}{0,2997 \cdot 10^5} = 11,9 \text{ hơi thủy ngân}$$

Từ đồ thị i-s của hơi nước (xem h.11-20) ta có



$$i_1 = 795,4 \text{ kcal/kg}$$

$$i_2 = 500 \text{ kcal/kg}$$

Công có ích của 1 kg hơi nước

$$l_{\text{H}_2\text{O}} = 795,4 - 500 = 295,4 \text{ kcal/kg}$$

Hình 11-20

Công có ích của 11,9 kg Hg

$$L_{\text{OHg}} = 11,9 l_{\text{OHg}} = 11,9 \cdot 24,1 = 286,8 \text{ kcal}$$

Công có ích của cả hai chất môi giới ứng với 1 kg H₂O

$$l_o = l_{\text{H}_2\text{O}} + L_{\text{OHg}} = 295,4 + 286,8 = 582,6 \text{ kcal/kg H}_2\text{O}$$

Nhiệt mà 11,9 kg Hg nhận được

$$q_{1\text{Hg}} = 11,9 (i_{1\text{Hg}} - i_{2\text{Hg}}) = 11,9 (86,1 - 8,25) = 926 \text{ kcal}$$

Nhiệt mà 1 kg H₂O nhận được

$$q_{1\text{H}_2\text{O}} = i_{1\text{H}_2\text{O}} - i_{2\text{H}_2\text{O}} = 795,4 - 669 = 126,4 \text{ kcal}$$

Nhiệt chu trình kép nhận được

$$q_1 = q_{1\text{Hg}} + q_{1\text{H}_2\text{O}} = 926 + 126,4 = 1052,4 \text{ kcal}$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình kép

$$\eta_{\text{TK}} = \frac{l_o}{q_1} = \frac{582,6}{1052,4} = 0,553$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình hơi nước trong trường hợp không có thủy ngân

$$\eta_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{l_o}{q_1} = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_2} = \frac{295,4}{795,4 - 28,7} = 0,385$$

Phần trăm tăng hiệu suất do áp dụng chu trình kép

$$\frac{\Delta \eta}{\eta_{\text{H}_2\text{O}}} 100\% = \frac{(0,553 - 0,385)}{0,385} 100\% = 43,6\%$$

Công suất của tuôcbin hơi nước 5

$$N_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{D_{\text{OH}_2\text{O}} \cdot h_{\text{OH}_2\text{O}}}{860} = \frac{0,2997 \cdot 10^5 \cdot 295,4}{860} = 1,03 \cdot 10^4 \text{ kW} = 10,3 \text{ MW}$$

Tổng công suất của chu trình kép

$$N = N_{\text{H}_g} + N_{\text{H}_2\text{O}} = 10 + 10,3 = 20,3 \text{ MW}$$

Bài 11-18 — Tuôcbin hơi nước công suất $N = 5 \text{ MW}$ làm việc theo chu trình Răngkin. Các thông số đầu $p_1 = 30 \text{ at}$, $t_1 = 450^\circ\text{C}$. Áp suất trong bình ngưng $p_2 = 0,04 \text{ at}$.

a) Xác định hiệu suất nhiệt của chu trình Răngkin với hơi nước.

b) Nếu ghép thêm chu trình hơi thủy ngân bão hòa khô có nhiệt độ cao nhất 450°C . Hãy xác định hiệu suất nhiệt của chu trình kép và phần trăm tăng hiệu suất nhiệt.

(Coi nhiệt độ của hơi nước và nhiệt độ của hơi thủy ngân ở bình ngưng - bình bốc hơi là như nhau).

$$\text{Trả lời: a) } \eta_{\text{H}_2\text{O}} = 37,8\%$$

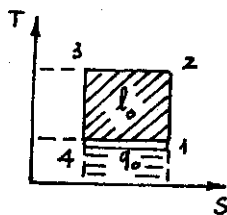
$$\text{b) } \eta_t = 53,8\%;$$

$$\frac{\Delta \eta}{\eta_{\text{H}_2\text{O}}} 100\% = 42,3\%$$

Chương 12

CÁC CHU TRÌNH THIẾT BỊ LÀM LẠNH

Thiết bị làm lạnh tạo ra nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ môi trường xung quanh để phục vụ cho các quá trình công nghệ và sinh hoạt hàng ngày.



Hình 12-1

Chu trình lý tưởng của thiết bị làm lạnh là chu trình ngược của chu trình cacnô (h. 12-1). Tỷ số giữa lượng nhiệt q_0 lấy được từ vật cần làm lạnh và công tiêu hao của chu trình gọi là hệ số làm lạnh.

$$\epsilon = \frac{q_0}{q - q_0} = \frac{q_0}{l_0}$$

Ở đây q là lượng nhiệt mà chất môi giới nhường cho nước làm mát ở buồng làm mát.

Rõ ràng là giá trị lớn nhất của hệ số làm lạnh là giá trị hệ số làm lạnh của chu trình cacnô ngược.

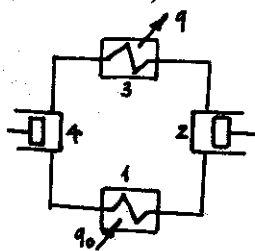
$$\epsilon_k = \frac{T}{T - T_0}$$

Tỷ số $\frac{\epsilon}{\epsilon_k}$ biểu thị độ hoàn hảo của chu trình thiết bị làm lạnh đã cho.

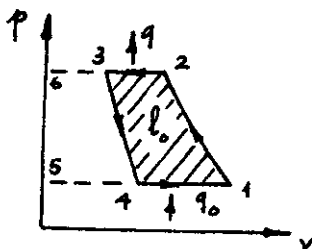
Chất môi giới - hay còn gọi là tác nhân làm lạnh - Ở đây là không khí và một số chất lỏng có nhiệt độ sôi thấp (amoniac, CO_2 , frêong,...)

1. Chu trình thiết bị làm lạnh bằng không khí.

Sơ đồ thiết bị làm lạnh bằng không khí và chu trình của nó được thể hiện trên (h.12-2, 12-3).



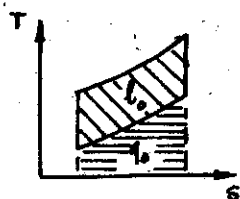
Hình 12-2



Hình 12-3

Không khí từ buồng lạnh 1 hút vào máy nén 2. Qua máy nén áp suất nhiệt độ của không khí tăng lên. Công tiêu hao máy nén l_{mn} = diện tích hình (12651) trên đồ thị $p - v$. Ra khỏi máy nén không khí vào buồng làm mát 3. Ở đây không khí truyền cho nước làm mát lượng nhiệt q . Sau đó không khí vào xilanh giãn nở 4 để giãn nở và nhiệt độ giảm xuống. Công

giãn nở của xilanh l_x = diện tích (34563) sinh ra và bù lại một phần công nén khí. Ra khỏi xilanh giãn nở, không khí vào buồng làm lạnh 1. Ở đây không khí lấy lượng nhiệt q_0 từ vật làm lạnh, không khí nóng lên và được hút trở lại máy nén.



Hình 12-4

Lượng nhiệt q_0 gọi là năng suất làm lạnh được xác định bằng phương trình sau (h. 12-4)

$$q_0 = i_1 - i_4 = C_p(T_1 - T_4)$$

T_1 - nhiệt độ không khí từ buồng làm lạnh vào máy nén.

T_4 - nhiệt độ không khí khi vào buồng làm lạnh.

C_p - nhiệt dung riêng trung bình của không khí trong điều kiện áp suất không thay đổi.

Công tiêu hao máy nén

$$l_{mn} = i_2 - i_1 = C_p(T_2 - T_1)$$

T_2 - nhiệt độ không khí sau khi nén trong máy nén

Công nhận được của xilanh giãn nở

$$l_x = i_3 - i_4 = C_p(T_3 - T_4)$$

T_3 - nhiệt độ không khí khi vào xilanh giãn nở.

Công tiêu hao của chu trình

$$l_0 = l_{mn} - l_x$$

Lượng tiêu thụ chất tác nhân (không khí)

$$G = \frac{Q_0}{q_0} \text{ kg/s}$$

Q_0, q_0 - năng suất làm lạnh của thiết bị và của 1kg không khí. Đơn vị tương ứng với Q_0 và q_0 là kJ/s, kJ/kg hoặc kcal/s, kcal/kg. Hệ số làm lạnh trong trường hợp quá trình nén và giãn nở là các quá trình đoạn nhiệt ($s = \text{const}$)

$$\epsilon = \frac{q_0}{q - q_0} = \frac{q_0}{l_0} = \frac{T_1}{T_2 - T_1} = \frac{T_4}{T_3 - T_4}$$

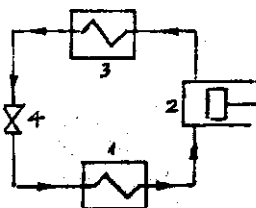
$$N_{lt} = G \cdot l_0, \text{ kW}$$

nếu

$$l_0 - \text{kJ/kg}; G - \text{kg/s}$$

2. Chu trình thiết bị làm lạnh bằng hơi nén.

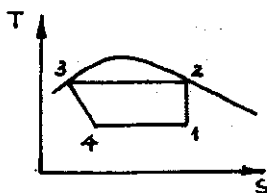
Sơ đồ thiết bị làm lạnh bằng hơi nén thể hiện trên hình 12-5. Hơi bão hòa amôniac (hoặc một chất tác nhân nào khác) ở nhiệt độ gần bằng nhiệt độ buồng làm lạnh 1 được hút vào máy nén 2. Ở đây hơi bị nén đoạn nhiệt. Ra khỏi máy nén hơi đi vào bình ngưng tụ 3. Ở đây hơi ngưng thành nước trong điều kiện áp suất không đổi.



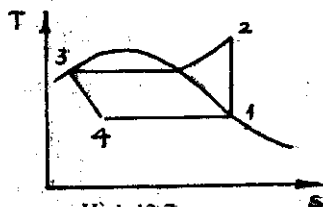
Hình 12-5

Sau đó nước qua van tiết lưu 4, nhiệt độ hạ xuống và vào buồng lạnh 1. Tùy theo hơi khi vào máy nén là hơi ẩm hay hơi bão hòa khô mà ta gọi quá trình trong máy lạnh là quá trình ẩm (h. 12-6) hay khô (h. 12-7).

Thiết bị lạnh như hình 12-5 gọi là thiết bị làm lạnh trực tiếp. Có nghĩa ở đây, tại buồng làm lạnh 1, chất tác nhân trực tiếp nhận lượng nhiệt



Hình 12-6



Hình 12-7

q_0 từ vật cần làm lạnh. Còn như trên hình 12-8 là thiết bị làm lạnh gián tiếp. Ở đây, tại buồng bốc hơi 1, chất tác nhân nhận lượng nhiệt q_0 từ chất trung gian (dung dịch muối). Sau đó chất trung gian này qua buồng lạnh 5 làm lạnh vật cần làm lạnh.

Công tiêu hao trong máy nén

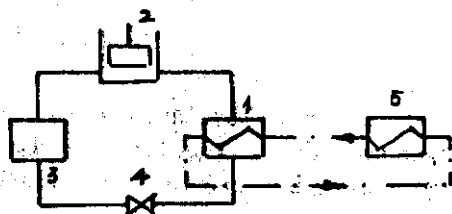
$$l_{mn} = i_2 - i_1$$

Năng suất làm lạnh

$$q = i_1 - i_4 = r(x_1 - x_4)$$

r - nhiệt hóa hơi.

x_1 - độ khô của hơi ở trạng thái lúc vào máy nén.



Hình 12-8

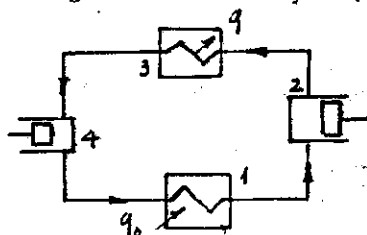
x_1 - độ khô của hơi sau khi qua van tiết lưu.

Lượng nhiệt chất tác nhân truyền cho nước làm mát ở bình ngưng

$$q = q_0 + l_0 = i_2 - i_3$$

BÀI TẬP

Bài 12-1 — Có thiết bị làm lạnh bằng không khí như hình 12-9. Không khí từ buồng làm lạnh 1 đi vào máy nén 2 có nhiệt độ $t_1 = -5^\circ\text{C}$. Sau khi nén đoạn nhiệt trong máy nén không khí có áp suất $p_2 = 5$ bar chuyển vào buồng làm mát 3. Ở đây nhiệt độ hạ xuống $t_3 = 15^\circ\text{C}$ trong điều kiện áp suất không đổi. Sau đó không khí chuyển vào xilanh giãn nở 4 và cuối cùng đi vào buồng làm lạnh 1.



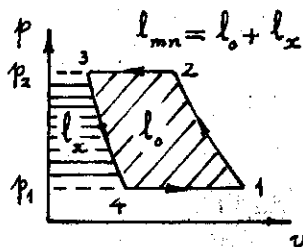
Hình 12-9

Hãy xác định công của chu trình, năng suất làm lạnh, các hệ số làm lạnh ϵ và ϵ_K .

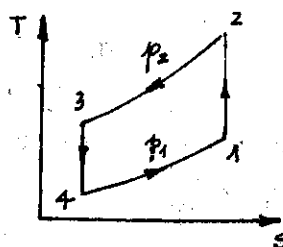
Trả lời: $l_0 = 51,5$ kJ/kg; $q_0 = 89,9$ kJ/kg

$$\epsilon = 1,69; \epsilon_K = 13,4$$

Bài 12-2 — Thiết bị làm lạnh bằng không khí như hình 12-9 có năng suất lạnh $Q_0 = 200.000$ kJ/h. Không khí khi vào máy nén có áp suất $p_1 = 1$ bar, nhiệt độ $t_1 = -10^\circ\text{C}$. Áp suất không khí sau khi nén $p_2 = 5$ bar. Nhiệt độ không khí khi vào xilanh giãn nở $t_3 = 20^\circ\text{C}$. Hãy xác định công suất lý thuyết của máy phát cần cho thiết bị lạnh đó, hệ số làm lạnh, lượng nhiệt truyền cho nước ở buồng làm mát.



Hình 12-10



Hình 12-11

Giải:

Xét quá trình 1-2:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} = 263,5^{0,286} = 416^\circ\text{K}$$

Xét quá trình 3-4:

$$\frac{T_3}{T_4} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} = 5^{0,286} = 1,583$$

$$T_4 = \frac{T_3}{1,583} = \frac{293}{1,583} = 185^\circ\text{K}$$

$$l_{mn} = C_p (T_2 - T_1) = 1,01 (416 - 263) = 154,5 \text{ kJ/kg}$$

$$l_x = C_p (T_3 - T_4) = 1,01 (293 - 185) = 109 \text{ kJ/kg}$$

$$l_o = l_{mn} - l_x = 154,5 - 109 = 45,5 \text{ kJ/kg}$$

$$q_o = C_p (T_1 - T_4) = 1,01 (263 - 185) = 78,7 \text{ kJ/kg}$$

Lượng không khí cần:

$$G = \frac{Q_o}{q_o} = \frac{200.000}{78,7.3600} = 0,705 \text{ kg/s}$$

Công suất lý thuyết máy phát

$$N_{lt} = G \cdot l_o = 0,705.45,5 = 32,1 \text{ kW}$$

Hệ số làm lạnh

$$\epsilon = \frac{q_o}{l_o} = \frac{78,7}{45,5} = 1,73$$

Lượng nhiệt truyền cho nước ở buồng làm mát

$$q = q_o + l_o = 78,7 + 45,5 = 124,2 \text{ kJ/kg}$$

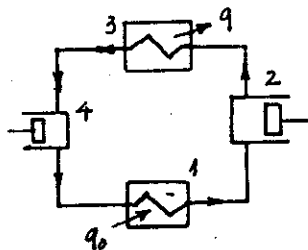
$$Q = G \cdot q = 0,705.3600.124,2 = 3,14.10^5 \text{ kJ/h}$$

Bài 12-3 — Thiết bị lạnh bằng không khí có năng suất làm lạnh $Q_o = 200.000 \text{ kcal/h}$. Thông số của không khí khi vào máy nén $p_1 = 1 \text{ bar}$;

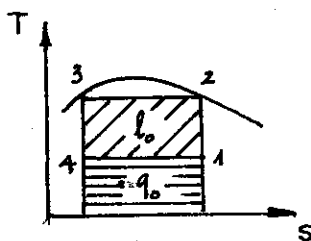
$t_1 = -10^\circ\text{C}$. Áp suất không khí khi ra máy nén $p_2 = 4 \text{ bar}$. Nhiệt độ không khí khi vào buồng làm lạnh $t_4 = -76^\circ\text{C}$. Hãy xác định công suất lý thuyết của máy phát và hệ số làm lạnh.

Trả lời: $N_{lt} = 114 \text{ kW}$; $\varepsilon = 2,02$

Bài 12-4 — Sơ đồ thiết bị lạnh bằng hơi nén và chu trình của nó được thể hiện trên các hình 12-12, 12-13.



Hình 12-12



Hình 12-13

Hơi amôniac khí vào máy nén 2 có nhiệt độ $t_1 = -15^\circ\text{C}$. Sau khi nén hơi có độ khô $x_2 = 1$ và nhiệt độ $t_2 = 15^\circ\text{C}$, và được đẩy vào bình ngưng 3. Ở đây hơi ngưng tụ thành nước bão hòa dưới áp suất không đổi. Từ bình ngưng nước chuyển vào xilanh giãn nở 4. Sau khi giãn nở nhiệt độ hạ xuống $t_4 = t_1 = -15^\circ\text{C}$ và đi vào bình bốc hơi 1. Khi ra khỏi bình bốc hơi có độ khô x_1 . Hãy xác định năng suất làm lạnh của amôniac và hệ số làm lạnh.

Giải:

Năng suất làm lạnh

$$q_0 = i_1 - i_4 = r(x_1 - x_4)$$

Từ bảng hơi amôniac với $t_1 = -15^\circ\text{C}$ ta có $r_1 = 1312,6 \text{ kJ/kg}$. Giá trị x_1 và x_4 có thể tìm được từ đồ thị T-s hoặc bằng tính toán sau. Từ quá trình 1-2 ta có:

$$s''_2 = s_2 = s_1 = s'_1 + (s''_1 - s'_1) x_1$$

$$x_1 = \frac{(s''_2 - s'_1)}{(s''_1 - s'_1)}$$

Từ bảng hơi amôniac với $t_1 = -15^\circ\text{C}$ có:

$$s'_1 = 3,929; s''_1 = 9,015 \text{ kJ/kg.độ}$$

với

$$t_2 = 15^\circ\text{C} \text{ ta có } s''_2 = 8,624 \text{ kJ/kg.độ}$$

$$x_1 = \frac{8,624 - 3,929}{9,015 - 3,929} = 0,924$$

Tương tự như vậy ta có:

$$x_4 = \frac{s'_3 - s'_1}{s''_1 - s'_1} = \frac{4,434 - 3,929}{9,015 - 3,929} = 0,0995$$

Từ bảng với $t_3 = 15^\circ\text{C}$ có $s'_3 = 4,434 \text{ kJ/kg, độ}$

Vì $t_1 = t_4$ nên $s''_1 = s''_4$; $s'_1 = s'_4$

Vậy $q_0 = 1312,6 (0,924 - 0,0995) = 1082 \text{ kJ/kg}$

Nhiệt mà bình ngưng nhận được từ amôniac

$$q = i_2 - i_3 = r_2$$

Từ bảng hơi amôniac với $t = 15^\circ\text{C}$ ta tìm được $r_2 = 1207,1 \text{ kJ/kg}$

$$q = 1207,1 \text{ kJ/kg}$$

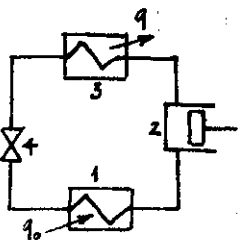
Công của chu trình

$$l_0 = q - q_0 = 1207,1 - 1082 = 125,1 \text{ kJ/kg}$$

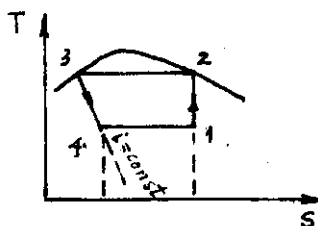
Hệ số làm lạnh

$$\varepsilon = \frac{q_0}{l_0} = \frac{1082}{125,1} = 8,65$$

Bài 12-5 — Trong sơ đồ thiết bị lạnh (h. 12-12) ngày nay người ta thường thay xilanh giãn nở 4 bằng van tiết lưu. Sơ đồ mới và chu trình của nó được thể hiện trên các hình 12-14, 12-15. Các dữ kiện của bài toán giữ nguyên như bài trước. Hãy xác định hệ số làm lạnh của thiết bị và hãy so sánh với hệ số làm lạnh của thiết bị bài trước.



Hình 12-14



Hình 12-15

Giải:

Hệ số lạnh

$$\epsilon' = \frac{q_0}{l_0} ; q_0 = i_1 - i_4$$

Vì 4-3 là quá trình tiết lưu nên ta có $i_4 = i_3 = i'_3$.

Từ bảng hơi amôniac với $t_2 = 15^\circ\text{C}$ ta có $i_3' = 488,6 \text{ kJ/kg}$

$$i_1 = i'_1 + x_1 (i''_1 - i'_1) \quad i'_1 = i'_1 + r x_1$$

Từ bảng với $t_1 = -15^\circ\text{C}$ ta có $i'_1 = 350 \text{ kJ/kg}$.

$r = 1312,6 \text{ kJ/kg}$. Giống như bài trước, $x_1 = 0,924$.

$$i_1 = 350 + 0,924 \cdot 1312,6 = 1562 \text{ kJ/kg}$$

$$q_0 = 1562 - 488,6 = 1073,4 \text{ kJ/kg}$$

Giá trị $q = i_2 - i_3 = r_2 = 1207,1 \text{ kJ/kg}$ không thay đổi so với bài trước.

$$l_0 = q - q_0 = 1207,1 - 1073,4 = 133,7 \text{ kJ/kg}$$

$$\epsilon' = \frac{1073,4}{133,7} = 8,05$$

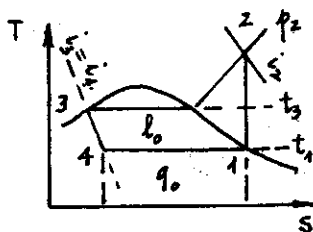
$$\frac{\epsilon'}{\epsilon} = \frac{8,05}{8,65} = 0,93$$

Bài 12-6 — Thiết bị lạnh bằng hơi amôniac nén có van tiết lưu như hình 12-14 và chu trình của nó trên đồ thị T-s như hình 12-15. Thiết bị làm việc với các thông số sau: nhiệt độ vào máy nén $t_1 = -10^\circ\text{C}$, nhiệt độ ra khỏi máy nén $t_2 = 20^\circ\text{C}$. Độ khô $x_2 = 1$, $x_3 = 0$.

Hãy tính công của chu trình và hệ số lạnh.

Trả lời: $l_0 = 126,8 \text{ kJ/kg}$; $\epsilon = 8,35$

Bài 12-7 — Cho thiết bị lạnh bằng hơi amôniac nén có van tiết lưu như hình 12-14 và chu trình của nó trên đồ thị T-s như hình 12-16. Thiết bị có các thông số sau: nhiệt độ trung bình bốc hơi $t_1 = -15^\circ\text{C}$, hơi ra khỏi bình bốc hơi là hơi bão hòa khô $x_1 = 1$. Nhiệt độ khi ngưng tụ $t_3 = 20^\circ\text{C}$. Hãy xác định hệ số làm lạnh của thiết bị.



Hình 12-16

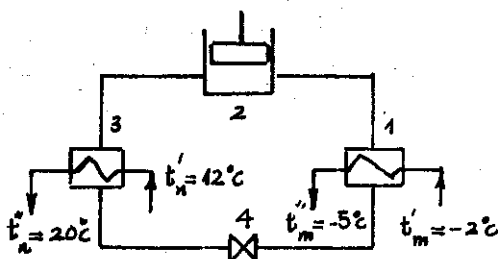
Trả lời: $\epsilon = 6,4$

Bài 12-8 — Công suất lý thuyết của máy nén amôniac trong thiết bị lạnh có van tiết lưu $N = 50 \text{ kW}$. Nhiệt độ bốc hơi amôniac $t_1 = -10^\circ\text{C}$. Hơi khi ra khỏi máy nén là hơi bão hòa khô ở nhiệt độ $t_2 = 20^\circ\text{C}$. Hãy xác định năng suất lạnh của thiết bị và hệ số lạnh (dùng đồ thị T-s).

Trả lời: $Q_0 = 3,4 \cdot 10^5 \text{ kcal/h}$; $\varepsilon = 7,92$

Bài 12-9 — Sơ đồ thiết bị lạnh gián tiếp bằng hơi amôniac nén được thể hiện như hình 12-17. Chu trình của nó trên đồ thị T-s được biểu diễn như hình 12-17.

Hơi amôniac khi vào máy nén có nhiệt độ $t_1 = -15^\circ\text{C}$. Sau khi nén đoạn nhiệt trong máy nén, nhiệt độ hơi $t_2 = 15^\circ\text{C}$ và độ khô $x_2 = 1$. Khi ra khỏi máy nén 2 hơi amôniac chuyển vào bình ngưng 3. Ở đây nước làm mát nóng lên từ nhiệt độ vào $t'_n = 12^\circ\text{C}$ đến nhiệt độ ra $t''_n = 20^\circ\text{C}$. Nước amôniac từ bình ngưng tiết lưu qua van tiết lưu 4 nhiệt độ hạ xuống $t_4 = t_1 = -15^\circ\text{C}$ và đi vào bình bốc hơi 1. Nhiệt cần cung cho quá trình bốc hơi 4-1 lấy từ dung dịch muối có nhiệt độ khi vào bình bốc hơi $t'_m = -2^\circ\text{C}$ và khi ra $t''_m = -5^\circ\text{C}$.



Hình 12-17

Hãy xác định công suất lý thuyết của động cơ, lượng nước làm mát cần thiết và lượng dung dịch muối cần. Nếu biết năng suất lạnh của thiết bị $Q_0 = 60 \text{ kJ/s}$, nhiệt dung riêng của dung dịch muối $C = 4,19 \text{ kJ/kg} \cdot \text{độ}$.

Giải:

Công máy nén tiêu thụ

$$l_{mn} = i_2 - i_1 \quad (i_2 = i''_2)$$

Từ bảng hơi amôniac với nhiệt độ $t_2 = 15^\circ\text{C}$ ta tìm được $i''_2 = 1695,6 \text{ kJ/kg}$, $r_2 = 1207,1 \text{ kJ/kg}$, $s''_2 = 8,64 \text{ kJ/kg} \cdot \text{độ}$.

$$i_1 = i'_1 + x_1 r_1$$

$$x_1 = \frac{s''_2 - s'_1}{s''_1 - s'_1}$$

Từ bảng với $t_1 = -15^\circ\text{C}$ ta có $s'_1 = 3,929 \text{ kJ/kg.độ}$

$$s''_1 = 9,015 \text{ kJ/kg.độ}, i'_1 = 350 \text{ kJ/kg}, r_1 = 1312,6 \text{ kJ/kg}$$

$$x_1 = \frac{8,624 - 3,929}{9,015 - 3,929} = 0,924$$

$$i_1 = 350 + 0,924 \cdot 1312,6 = 1562 \text{ kJ/kg}$$

$$l_{mn} = 1695,6 - 1562 = 133,6 \text{ kJ/kg}$$

Công suất lý thuyết của động cơ

$$N_{lt} = G \cdot l_{mn}$$

G_a lượng hơi amôniac

$$G_a = \frac{Q_o}{q_o}$$

$q_o = i_1 - i_4$, vì 3-4 là quá trình tiết lưu nên ta có

$$i_4 = i_3 = 488,6 \text{ kJ/kg}$$

$$q_o = 1562 - 488,6 = 1073,4 \text{ kJ/kg}$$

$$G_a = \frac{60}{1073,4} = 0,0558 \text{ kg/s}$$

$$N_{lt} = 0,0558 \cdot 133,6 = 7,45 \text{ kW}$$

Lượng nước làm mát từ phương trình

$$Q_n = G_n \cdot C_n (t''_n - t'_n) = Q_{bn} = G_a \cdot r_2$$

$$G_n = \frac{G_a \cdot r_2}{C_n(t''_n - t'_n)} = \frac{0,0558 \cdot 1207,1}{4,187 (20 - 12)} = 2,01 \text{ kg/s}$$

Lượng dung dịch muối xác định từ phương trình

$$Q_m = G_m \cdot C_m (t'_m - t''_m) = Q_o$$

$$G_m = \frac{Q_o}{C_m (t'_m - t''_m)} = \frac{60}{4,19(-2 - (-5))} = 4,78 \text{ kg/s}$$

Bài 12-10 — Thiết bị lạnh có năng suất làm lạnh $Q_o = 290 \text{ kJ/s}$. Nhiệt độ bốc hơi $t_1 = -15^\circ\text{C}$. Hơi khí vào máy nén là hơi bão hòa khô. Nhiệt độ ngưng tụ của hơi amôniac $t_3 = 25^\circ\text{C}$. Nhiệt độ của nước ngưng khi ra khỏi

bình quá lạnh $t' = 20^{\circ}\text{C}$. Hãy xác định hệ số làm lạnh và công suất lý thuyết của máy nén.

Trả lời: $\varepsilon = 5,4$; $N = 53,6 \text{ kW}$

Bài 12-11 — Một máy lạnh sử dụng lạnh chất Freon - 12. Nhiệt độ bốc hơi của lạnh chất ở dàn lạnh $t_0 = -20^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ ngưng của lạnh chất $t_K = 40^{\circ}\text{C}$. Lượng lạnh chất tuần hoàn của máy là $0,03 \text{ kg/s}$.

Xác định: - Năng suất lạnh của máy - Q_0 .

- Nhiệt thái của bình ngưng Q_K .

- Công tiêu hao của máy nén và hệ số làm lạnh.

Trả lời:

$$Q_0 = 3,16 \text{ KW}$$

$$Q_N = 4,13 \text{ KW}$$

$$L_{mn} = 1 \text{ KW}$$

Bài 12-12 — Một máy lạnh 1 cấp sử dụng lạnh chất NH_3 vận hành trong các điều kiện sau:

Nhiệt độ ngưng $t_K = +30^{\circ}\text{C}$

Nhiệt độ bốc hơi $t_0 = -10^{\circ}\text{C}$

Nhiệt độ quá lạnh $t_{ql} = +25^{\circ}\text{C}$

Nhiệt độ quá nhiệt $t_{qn} = 0^{\circ}\text{C}$

Xác định:

- Thông số tại các điểm đặc trưng.

- Năng suất lạnh riêng q_0 .

- Năng suất giải nhiệt bình ngưng q_K .

- Công tiêu hao của máy nén l .

- Hệ số làm lạnh ε .

Trả lời:

$$q_0 = 1150 \text{ kJ/kg} \quad q_K = 1364 \text{ kJ/kg}$$

$$l = 214 \text{ kJ/kg} \quad \varepsilon = 5,4$$

Bài 12-13 — Máy lạnh 1 cấp sử dụng lạnh chất Freon 12 với các thông

số sau:

Nhiệt độ bốc hơi $t_o = -20^{\circ}\text{C}$

Nhiệt độ ngưng tụ $t_K = +25^{\circ}\text{C}$

Nhiệt độ quá nhiệt $t_{qn} = +10^{\circ}\text{C}$

Nhiệt lượng dùng để quá nhiệt hơi lạnh chất trước khi về máy nén là độ lỏng của lạnh chất bị quá lạnh nhả ra.

Xác định: - Thông số tại các điểm đặc trưng của chu trình.

- Năng suất lạnh riêng q_o .
- Năng suất giải nhiệt của bình ngưng q_K .
- Công tiêu hao của máy nén l .
- Hệ số làm lạnh ϵ .
- Biểu diễn chu trình trên đồ thị T-s và i-s.

Trả lời:

$$q_o = 138 \text{ kJ/kg} \quad q_K = 166 \text{ kJ/kg}$$

$$l = 28 \text{ kJ/kg} \quad \epsilon = 4,95.$$

Bài 12-14 — Máy lạnh 1 cấp làm việc với lạnh chất NH_3 . Các thông số cho biết như sau:

Năng suất lạnh của máy $Q_o = 273.000 \text{ W}$

Nhiệt độ bốc hơi $t_o = -10^{\circ}\text{C}$

Nhiệt độ ngưng tụ $t_K = +30^{\circ}\text{C}$

Nhiệt độ quá lạnh $t_{ql} = +25^{\circ}\text{C}$

Nhiệt độ quá nhiệt $t_{qn} = -5^{\circ}\text{C}$

Xác định: - Thông số tại các điểm đặc trưng.

- Tính lưu lượng lạnh chất tuần hoàn.
- Năng suất nhiệt bình ngưng Q_K

Trả lời: $G = 0,238 \text{ kg/s}$

$$Q_K = 315 \text{ KW}$$

Bài 12-15 — Máy điều hòa nhiệt độ làm việc với lạnh chất Freon - 22, các điều kiện làm việc cho như sau:

Nhiệt độ ngưng $T_N = 42^\circ\text{C}$

Nhiệt độ bốc hơi $t_o = 0^\circ\text{C}$

Nhiệt độ quá lạnh $t_{ql} = 35^\circ\text{C}$

Nhiệt độ quá nhiệt $t_{qn} = 7^\circ\text{C}$

Thông số máy nén:

Đường kính piston $D = 75 \text{ mm}$.

Hành trình piston $S = 62 \text{ mm}$.

Số piston $Z = 8$

Số vòng quay $n = 1450 \text{ vòng/phút}$.

Xác định: Thông số tại các điểm đặc trưng

Năng suất lạnh của máy Q_o

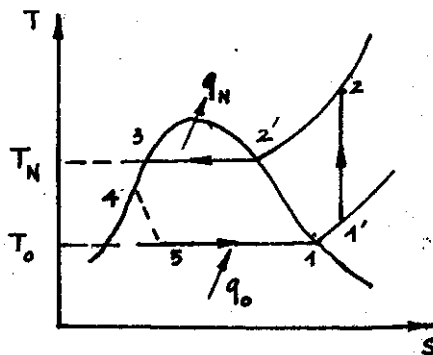
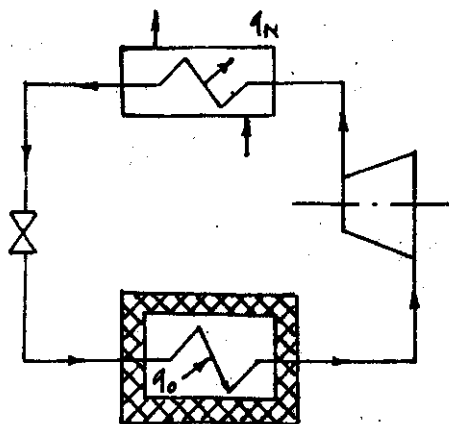
Năng suất giải nhiệt của bình ngưng Q_k

Công tiêu hao của máy nén L

Hệ số làm lạnh ϵ

Giải:

Căn cứ vào nhiệt độ đã cho, tra bảng thông số vật lý của Freon - 22 bão hòa và quá nhiệt ta tìm được các thông số như bảng sau:



Điểm	t (°C)	p (at)	i (kJ/kg)	v (m ³ /kg)
1	0	5	704,28	46,98.10 ⁻³
1'	7	5	709,38	48,54.10 ⁻³
2	68	16,4	739,40	17,06.10 ⁻³
2'	42	16,4	715,89	14,32.10 ⁻³
3	42	16,4	551,98	0,89.10 ⁻³
4	35	16,4	542,88	0,8665.10 ⁻³
5	0	5	542,88	

$$q_0 = i_1 - i_5 = 704,28 - 542,88 = 161,4 \text{ kJ/kg}$$

$$q_k = i_2 - i_4 = 739,4 - 542,88 = 196,52$$

$$l = i_2 - i_{1'} = 739,4 - 709,38 = 30,02$$

$$\epsilon = \frac{q_0}{l} = \frac{161,4}{30,02} = 5,349$$

Từ thông số đã cho ta xác định:

Thể tích quét của piston:

$$\begin{aligned}
 V_q &= \frac{\pi D^2}{4} \times S \times Z \times \frac{n}{60} \quad (\text{m}^3/\text{s}) \\
 &= \frac{3,14 (0,075)^2}{4} \times 0,062 \times 8 \times \frac{1450}{60} \approx 0,0529 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Lưu lượng tác nhân hút vào ở điểm 1' là

$$G_{lt} = \frac{V_q}{v_{1'}} = \frac{0,0529}{0,04854} = 1,089 \text{ kg/s}$$

Năng suất lạnh lý thuyết Q_0 :

$$\begin{aligned}
 Q_0 &= G_{lt} \cdot q_0 = 1,089 \times 161,4 \\
 &= 175,76 \text{ KW} = 151155,2 \text{ kcal/h}
 \end{aligned}$$

Năng suất giải nhiệt của bình ngưng:

$$\begin{aligned} Q_K &= G_{lt} \cdot q_K = 1,089 \times 196,52 \\ &= 214,02 \text{ KW} = 184050,88 \text{ kcal/h.} \end{aligned}$$

Nếu dùng nước giải nhiệt cho bình ngưng với nhiệt độ nước vào $t'_n = 30^\circ\text{C}$, nhiệt độ nước ra $t''_n = 35^\circ\text{C}$ thì lưu lượng bơm nước giải nhiệt của bình ngưng sẽ là:

$$Q_K = G_n \cdot C_{pn} ((t''_n - t'_n))$$

Trong đó:

G_n - Lưu lượng nước của bơm (kg/s)

C_{pn} - Nhiệt dung riêng của nước ($C_{pn} \approx 4,18 \text{ kJ/kg.độ}$)

$$G_n = \frac{Q_K}{C_{pn} (t''_n - t'_n)} = \frac{214,02}{4,18 (35 - 30)}$$

$$= 10,24 \text{ kg/s} = 36864,7 \text{ kg/h}$$

Nếu xem $\rho \approx 1000 \text{ kg/m}^3$ thì

$$V_n = \frac{36864,7}{1000} \approx 36,865 \text{ m}^3/\text{h.}$$

Bài 12-16 — Một máy nén lạnh có thông số như sau:

Đường kính xilanh $D = 63 \text{ mm}$

Hành trình piston $S = 50 \text{ mm}$

Số xilanh $Z = 6$

Tốc độ quay $n = 1460 \text{ vòng/phút.}$

Lạnh chất công tác là Freon - 12.

Nếu điều kiện làm việc của máy như sau:

Nhiệt độ ngưng $t_K = 40^\circ\text{C}$

Nhiệt độ bốc hơi $t_o = -10^\circ\text{C}$

Nhiệt độ quá lạnh $t_{ql} = 30^\circ\text{C}$

Nhiệt độ quá nhiệt hơi lạnh chất $t_{qn} = 5^\circ\text{C.}$

Tính: - Năng suất lạnh lý thuyết Q_0 có thể đạt được.

- Năng suất giải nhiệt của bình ngưng.

- Công tiêu hao của máy nén.

- Thông số tại các điểm chính trên đồ thị T-S.

Trả lời:

$$Q_0 = 29.000 \text{ kcal/h.}$$

$$Q_K = 35.000 \text{ kcal/h.}$$

$$l_{mn} = 7,1 \text{ kcal/kg.}$$

Bài 12-17 — Vấn máy nén lạnh có thông số như bài 6 nhưng nếu nạp lạnh chất Freon - 22 thì công suất động cơ sẽ thay đổi như thế nào? Năng suất lạnh riêng q_0 và nhiệt thải qua bình ngưng q_N thay đổi thế nào? Có nhận xét gì qua sự so sánh này?

Trả lời:

Đối với R - 22:

$$q_0 = 163,9 \text{ kJ/kg}$$

$$q_N = 201,14 \text{ kJ/kg}$$

$$l_{mn} = 39,5 \text{ kJ/kg}$$

Chương 13

CƠ SỞ NHIỆT ĐỘNG CỦA CÁC QUÁ TRÌNH HÓA HỌC

Khi nghiên cứu các quá trình nhiệt động với sự biến đổi hóa học thì trạng thái của hệ đang nghiên cứu được xác định bằng các thông số nhiều hơn so với các hệ đã nghiên cứu trước và các thông số bổ sung được đặc biệt chú ý là nồng độ.

Tất cả các phản ứng hóa học đều tiến hành nhả hoặc hút nhiệt.

Người ta thường nghiên cứu những quá trình đẳng tích - đẳng nhiệt

hoặc đẳng áp - đẳng nhiệt.

Khi tiến hành phản ứng hóa học số mol của các chất tham gia phản ứng có thể không đổi ($\Delta n = n_2 - n_1 = 0$), có thể tăng ($\Delta n = n_2 - n_1 > 0$) hoặc giảm xuống ($\Delta n = n_2 - n_1 < 0$), ở đây n_1 và n_2 là tổng số mol của tất cả những chất trước và sau phản ứng, còn Δn - sự thay đổi số mol.

Định luật nhiệt động thứ nhất áp dụng cho các quá trình hóa học có dạng sau:

$$Q = U + L \quad (13-1)$$

Ở đây: ΔU - độ biến thiên nội năng của hệ thống.

Q - nhiệt lượng mà hệ thống hút hoặc nhả.

L - công thực hiện hay tiêu hao.

Độ biến thiên ΔU dương khi nội năng của hệ tăng và âm khi nội năng của hệ giảm.

Nhiệt lượng q , khi cấp nhiệt cho hệ là dương, còn khi hệ nhả nhiệt - âm.

Công L mà hệ thực hiện là công dương, công hệ nhận là công âm.

Công do hệ thực hiện trong các quá trình hóa học có thể gồm công giãn nở và công không có quan hệ với sự thay đổi thể tích. Trong thực tế ta sẽ tính công giãn nở là dạng công duy nhất mà hệ thực hiện. Khi đó phương trình định luật nhiệt động thứ nhất có dạng:

$$Q = \Delta U + \int_{v_1}^{v_2} p dv \quad (13-2)$$

Hiệu ứng nhiệt Q của phản ứng là nhiệt lượng mà hệ trao đổi với môi trường trong điều kiện nhiệt độ đầu và cuối của phản ứng như nhau. Hiệu ứng nhiệt của phản ứng tỏa nhiệt là âm, còn thu nhiệt là dương.

Đối với quá trình đẳng tích phương trình có dạng sau:

$$Q_v = -\Delta U = U_1 - U_2 \quad (13-3)$$

nghĩa là hiệu ứng nhiệt Q_v trong các phản ứng đẳng tích bằng độ giảm nội năng của hệ.

Đối với các phản ứng đẳng áp có dạng

$$Q_p = -\Delta I = I_1 - I_2 \quad (13-4)$$

nghĩa là hiệu ứng nhiệt Q_p trong các phản ứng đẳng áp bằng độ giảm

entanpi của hệ.

Mối quan hệ của các hiệu ứng nhiệt Q_v và Q_p đối với các khí lý tưởng phụ thuộc vào sự thay đổi số mol trong phản ứng:

$$Q_v = Q_p + \eta R \Delta n T \quad (13-5)$$

Do đó, trong các phản ứng số mol giảm xuống ($\Delta n < 0$), $Q_v < Q_p$; trong các phản ứng số mol tăng lên ($\Delta n > 0$), $Q_v > Q_p$; còn trong các phản ứng số mol không thay đổi ($\Delta n = 0$), $Q_v = Q_p$.

Nếu trong các phản ứng có các chất rắn và lỏng tham gia thì khi xác định Δn chỉ lấy sự thay đổi số mol các thành phần khí của phản ứng.

Định luật Gex (Tecc) (1840):

Hiệu ứng nhiệt của phản ứng không phụ thuộc vào đường đi mà phản ứng tiến hành và vào các quá trình trung gian mà chỉ phụ thuộc vào trạng thái đầu và trạng thái cuối.

Từ định luật Gex rút ra hai điều quan trọng sau:

1. Hiệu ứng nhiệt của phản ứng bằng tổng số nhiệt tạo thành các sản phẩm cuối của phản ứng trừ đi tổng số nhiệt tạo thành của các chất ban đầu.

$$Q = Q_c - Q_j \quad (13-6)$$

2. Hiệu ứng nhiệt của phản ứng bằng tổng số nhiệt cháy của các chất ban đầu trừ đi tổng số nhiệt cháy của sản phẩm phản ứng.

$$Q = Q_{ch,d} - Q_{ch,c} \quad (13-7)$$

Dựa vào định luật Gex ta có thể tính được hiệu ứng nhiệt của phản ứng mà trong thực tế rất khó thực hiện hoặc không thể thực hiện được.

Hiệu ứng nhiệt của phản ứng hóa học thay đổi khi nhiệt độ thay đổi. Định luật thay đổi hiệu ứng nhiệt theo nhiệt độ được xác định bằng phương trình:

$$= Q_0 + \alpha T + \beta T^2 + \gamma T^3 \quad (13-8)$$

Ở đây Q - hiệu ứng nhiệt của phản ứng ở nhiệt độ $T^\circ K$

Q_0 - hiệu ứng nhiệt của phản ứng ở $0^\circ K$

α, β, γ - những hệ số được xác định bằng phương trình cơ bản của phản ứng và phương trình nhiệt dung riêng mol thực của các chất tham gia phản ứng.

Đối với phản ứng dạng



và phương trình nhiệt dung riêng thực phụ thuộc vào nhiệt độ

$$\eta C = a + bt + et^2$$

thì các hệ số α, β, γ tương ứng bằng:

$$\alpha' = \sum (na_1) - \sum (na_2) = n_{AAA} + n_{BAB} - n_{CAC} - n_{DAD}$$

$$\beta = \frac{\sum (nb_1) - \sum (nb_2)}{2} = \frac{n_{ABa} + n_{BBb} - n_{CBc} - n_{DBd}}{2}$$

$$\gamma = \frac{\sum (ne_1) - \sum (ne_2)}{3} = \frac{n_{AeA} + n_{BeB} - n_{CeC} - n_{DeD}}{3}$$

Các đại lượng n_A, n_B, n_C và n_D - số mol của các chất A, B, C và D; còn các đại lượng a, b, c với các chỉ số tương ứng là hệ số của phương trình nhiệt dung riêng thực của từng chất tham gia phản ứng.

Đại lượng Q_0 được xác định theo giá trị hiệu ứng nhiệt của phản ứng đối với nhiệt độ đã biết.

Công thức (8) cho ta xác định được giá trị hiệu ứng nhiệt của phản ứng ở nhiệt độ bất kỳ nếu biết hiệu ứng nhiệt của phản ứng ở nhiệt độ nào đó và mối quan hệ nhiệt dung riêng của tất cả các chất tham gia phản ứng vào nhiệt độ.

Sự thay đổi hiệu ứng nhiệt của phản ứng khi thay đổi nhiệt độ cũng có thể xác định theo bảng của nhiệt dung riêng. Trong trường hợp đó ta ứng dụng công thức sau:

$$Q_2 - Q_1 = \sum n_1 (\mu C)_{0 \rightarrow t_2}^{t_1} - \sum n_2 (\mu C)_{0 \rightarrow t_1}^{t_1}$$

Ở đây: Q_1 - hiệu ứng nhiệt của phản ứng ở nhiệt độ $t_1^\circ\text{C}$,

Q_2 - hiệu ứng nhiệt của phản ứng ở nhiệt độ $t_2^\circ\text{C}$

$\sum n_1 (\mu C)_{0 \rightarrow t_1}^{t_1}$ - tổng tích số mol của từng chất ban đầu với nhiệt dung mol riêng trung bình của nó trong khoảng từ 0 đến $t_2^\circ\text{C}$.
 $\sum n_2 (\mu C)_{0 \rightarrow t_1}^{t_1}$ - tổng tích số mol của từng chất tạo thành với nhiệt dung mol riêng trung bình của nó trong khoảng từ 0 đến $t_1^\circ\text{C}$.

Những hàm số trạng thái của hệ còn được gọi là các hàm nhiệt động hoặc các hàm đặc trưng mà nhờ chúng có thể xác định được, đơn giản nhất, tính chất nhiệt động của hệ ở điều kiện cân bằng. Những hàm đó là: nội năng U , entanpi I , entropi S , thế đẳng tích F và thế đẳng áp Z . Để đặc trưng các quá trình hóa học tiện lợi nhất là hai hàm số F và Z . Sự giảm các hàm số ấy trong các phản ứng đẳng tích đẳng nhiệt và đẳng áp đẳng nhiệt thuận nghịch cho phép xác định công lớn nhất của các phản ứng ấy là mức đo ái lực hóa học.

Thế đẳng tích hay năng lượng tự do xác định theo phương trình

$$F = U - TS.$$

Thế đẳng áp xác định theo phương trình:

$$Z = U - TS + pv = I - TS$$

Công lớn nhất trong phản ứng đẳng tích đẳng nhiệt thuận nghịch bằng độ giảm thế đẳng tích của hệ.

$$L_v = F_1 - F_2$$

Công lớn nhất trong phản ứng đẳng áp đẳng nhiệt thuận nghịch bằng độ giảm thế đẳng áp của hệ.

$$L_p = Z_1 - Z_2$$

Nồng độ của vật chất có thể có thể biểu diễn khác nhau. Thường xác định nó theo số mol của vật chất trong một đơn vị thể tích. Do đó:

$$C = \frac{n}{V} \text{ kmol/m}^3$$

Ở đây: n - số kmol vật chất

V - thể tích của vật chất, m^3

Khí nhiệt độ của phản ứng không đổi, nồng độ của từng chất tỷ lệ thuận với phân áp suất của chúng.

$$C_i = \frac{p_i}{\mu RT}$$

Ở đây: p_i - phân áp suất của từng chất khí trong hỗn hợp khí.

μR - hằng số phổ biến của khí

T - nhiệt độ của phản ứng, $^{\circ}\text{K}$

Tốc độ của phản ứng được xác định theo phương trình:

$$\omega = - \frac{dC}{dt}$$

Tốc độ của phản ứng hóa học tỷ lệ với nồng độ của chất tham gia phản ứng.

Nếu phản ứng có dạng:



Nồng độ ban đầu của các nguyên tố A, B, C và D ký hiệu bằng C_A , C_B , C_C và C_D thì theo định luật cơ bản tác dụng khối lượng, tốc độ của phản ứng thuận là:

$$\omega_1 = K_1 C_A C_B$$

và tốc độ phản ứng ngược

$$\omega_2 = K_2 C_C C_D$$

K_1 , K_2 - là hệ số tỷ lệ gọi là hằng số tốc độ của phản hóa học.

Đối với phản ứng có dạng



a, b, c, d - số mol của các nguyên tố A, B, C và D tốc độ của phản ứng hóa học thuận và nghịch khi cân bằng được biểu diễn bằng phương trình tương ứng sau:

$$\omega_1 = K_1 C_A^a C_B^b$$

và

$$\omega_2 = K_2 C_C^c C_D^d$$

Đại lượng

$$K_c \cong \frac{K_1}{K_2} = \frac{C_A^a C_B^b}{C_C^c C_D^d}$$

Trong đó C_A , C_B , C_C và C_D - nồng độ của các chất tại thời điểm cân

bằng, K_c là hằng số cân bằng của phản ứng.

Hằng số cân bằng có thể biểu diễn theo phân áp suất tại thời điểm cân bằng

$$K_p = \frac{C_A^a C_B^b}{C_C^c C_D^d}$$

Quan hệ giữa K_c và K_p theo phương trình sau:

$$K_c = K_p (\mu RT)^{\Delta n}$$

Δn - sự thay đổi số mol trong phản ứng

$$\Delta n = c + d - a - b$$

Độ phân ly α là tỷ số giữa số mol của vật chất bị phân giải ở thời điểm cân bằng trên tổng số mol của các chất trước phản ứng. Độ phân ly phụ thuộc vào nhiệt độ.

Khi độ phân ly tăng thì hằng số cân bằng tăng và ngược lại. Do đó khi có hằng số cân bằng có thể tính được độ phân ly ở nhiệt độ và áp suất bất kỳ.

Trị số công lớn nhất của phản ứng được xác định theo phương trình sau:

$$L = \mu RT \ln \frac{C_A^a C_B^b}{C_C^c C_D^d} - \ln K_c$$

$$L = \mu RT \ln \frac{P_A^a P_B^b}{P_C^c P_D^d} - \ln K_p$$

Khi $L > 0$ thì phản ứng tiến hành theo chiều từ trái qua phải.

$L < 0$ phản ứng tiến hành từ phải qua trái.

$L = 0$ - hệ thống ở trạng thái cân bằng hóa học.

Độ biến thiên hằng số cân bằng với biến thiên nhiệt độ được thiết lập theo phương trình:

$$\lg \frac{K_2}{K_1} = \frac{Q}{4,574} \cdot \frac{T_2 - T_1}{T_1 T_2}$$

Phương trình này cho phép xác định giá trị hằng số cân bằng K_2 ở nhiệt độ bất kỳ T_2 nếu biết hiệu ứng nhiệt của phản ứng và hằng số cân bằng K_1 ở nhiệt độ T_1 nào đó.

BÀI TẬP

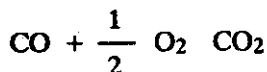
Bài 13-1 — Hiệu ứng nhiệt của phản ứng cháy ôxyt cacbon ở 20°C là $Q_v = 285.000 \text{ KJ/kmol}$. Tìm Q_p ở cùng nhiệt độ ấy.

Giải:

Quan hệ giữa Q_v và Q_p .

$$Q_v = Q_p + \mu R \Delta n T$$

Δn - thay đổi số mol khí cháy CO

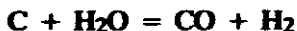


$$\Delta n = 1 - \left(1 + \frac{1}{2}\right) = -\frac{1}{2}$$

Do đó:

$$Q_p = Q_v + 8,32 \cdot \frac{1}{2} (273 + 20) = 286218 \text{ kJ/kmol}$$

Bài 13-2 — Xác định hiệu ứng nhiệt Q_p của phản ứng



khí t = 25°C , nếu hiệu ứng nhiệt Q_v của phản ứng này cũng ở nhiệt độ ấy bằng 131390 kJ/kmol .

$$\text{Trđ lời: } Q_p = 128911 \text{ kJ/kmol.}$$

Bài 13-3 — Xác định hiệu ứng nhiệt của phản ứng cháy hydrô trong thế tích calorimet Q_v (khí v = const) ở nhiệt độ 0°C , nếu biết rằng ở điều kiện đó $Q_p = 68411 \text{ kcal/kmol H}_2\text{O}$.

Ta coi hydrô, ôxy và hơi nước là khí lý tưởng.

$$\text{Trđ lời: } Q_v = 68140 \text{ kcal/kmol H}_2\text{O}$$

Bài 13-4 — Xác định nhiệt của phản ứng



Nếu biết rằng $Q_{\text{C}_2\text{H}_4} = -14800 \text{ kcal/kmol}$

$$Q_{\text{CO}_2} = 94000 \text{ kcal/kmol}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 68000 \text{ kcal/kmol}$$

Giải:

Theo định luật Gex ta có:

$$Q = 2Q_{\text{CO}_2} + 2Q_{\text{H}_2\text{O}} - Q_{\text{C}_2\text{H}_4}$$

hoặc

$$Q = 2.94000 + 2.68000 - (-14800) = 338800 \text{ kcal.}$$

Bài 13-5 — Tìm nhiệt lượng tạo thành khí mêtan CH_4 nếu nhiệt lượng cháy của nó để tạo thành CO_2 và H_2O là 887500 kJ/kmol còn nhiệt lượng tạo thành CO_2 và H_2O tương ứng bằng 402000 kJ/kmol và 285000 kJ/kmol .

Giải:

Giả sử có thể thực hiện được:

1. Mêtan cháy trực tiếp.
2. Phân ly mêtan thành các nguyên tố và sau đó cho cháy từng nguyên tố.

- Trường hợp thứ nhất:



- Trường hợp thứ 2:



Ở đây x - nhiệt lượng tạo thành khí mêtan



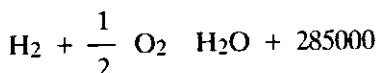
Tổng hiệu ứng nhiệt trong trường hợp thứ hai là $972000 - x$. Theo định

luật Gex ta có:

$$972000 - x = 887500$$

$$x = 972000 - 887500 = 84500 \text{ kJ/kmol}$$

Bài 13-6 — Xác định nhiệt lượng tạo thành benzen C_6H_6 , nếu hiệu ứng nhiệt của nó là $3,3 \cdot 10^6$ kJ/kmol, còn phản ứng cháy cacbon và hydro biểu thị bằng các phương trình



Trả lời: - 9000 kJ/kmol

Bài 13-7 — Nhiệt lượng tạo thành etyl C_2H_4 từ các nguyên tố bằng - 11300 kJ/kmol. Tìm hiệu ứng nhiệt của phản ứng cháy etyl, nếu nhiệt tạo thành CO_2 và H_2O tương ứng bằng 406000 kJ/kmol và 285000 kJ/kmol.

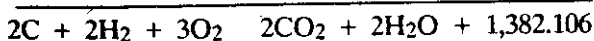
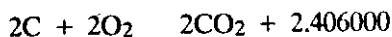
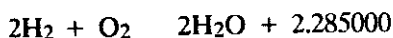
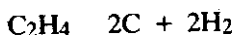
Giải:

1. Cháy trực tiếp



Q - hiệu ứng nhiệt cần tìm

2. Phân thành các nguyên tố sau đó cho cháy từng nguyên tố:



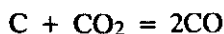
Tổng hiệu ứng nhiệt trong trường hợp thứ 2:

$$1,382 \cdot 10^6 + 11300 = 1,3933 \cdot 10^6 \text{ kJ/kmol}$$

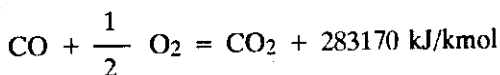
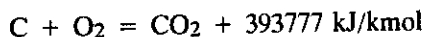
Trong cả hai trường hợp trạng thái đầu và trạng thái cuối như nhau nên theo định luật Gex:

$$Q = 1,3933 \cdot 10^6 \text{ kJ/kmol}$$

Bài 13-8 — Xác định hiệu ứng nhiệt Q_p của phản ứng

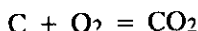


Nếu biết hiệu ứng nhiệt của phản ứng cháy hoàn toàn cacbon thành cacbonic và phản ứng cháy ôxyt cacbon.



$$\text{Trả lời: } Q_p = - 172563 \text{ kJ/kmol}$$

Bài 13-9 — Xác định hiệu ứng nhiệt $Q_p = f(t)$ của phản ứng sau:



Nếu nhiệt dung thực của từng chất xác định theo phương trình:

Đối với C:

$$\mu_{Cp} = 1,1 - 0,0048 T - 0,00000 T^2 \text{ kcal/kmol.độ}$$

Đối với O_2 :

$$\mu_{Cp} = 6,5 + 0,001 T^2 \text{ kcal/kmol.độ}$$

Đối với CO_2 :

$$\mu_{Cp} = 7,0 + 0,0071 T - 0,00000186 T^2 \text{ kcal/kmol.độ}$$

Giải:

Theo phương trình (8) ta có:

$$Q = Q_0 + \alpha T + \beta T^2 + \gamma T^3$$

Ta xác định các hệ số α , β , γ

$$\begin{aligned} \alpha &= n_{CaC} + n_{O_2} a_{O_2} - n_{CO_2} a_{CO_2} \\ &= 1,1 + 6,5 - 7 = 0,6 \end{aligned}$$

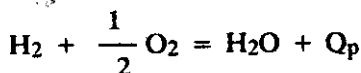
$$\begin{aligned} \beta &= \frac{n_{CbC} + n_{O_2} b_{O_2} - n_{CO_2} b_{CO_2}}{2} \\ &= \frac{0,0048 + 0,001 - 0,0071}{2} = - 0,00065 \end{aligned}$$

$$\gamma = \frac{n_{\text{ceC}} + n_{\text{O}_2}\epsilon_{\text{O}_2} - n_{\text{CO}_2}\epsilon_{\text{CO}_2}}{3}$$

$$= \frac{-0,0000012 - (-0,00000186)}{3} = 0,00000022$$

Do đó: $Q_p = Q_0 + 0,6 T - 0,00065 T^2 + 0,00000022 T^3$

Bài 13-10 — Xác định hiệu ứng nhiệt $Q_p = f(T)$ đối với phản ứng



Nếu hiệu ứng nhiệt Q_v của phản ứng này ở 17°C bằng 57290 kcal/kmol.

Nhiệt dung riêng của các chất khí xác định theo công thức sau:

Đối với H_2 : $\mu C_p = 6,5 + 0,0009 T$

Đối với O_2 : $\mu C_p = 6,5 + 0,001 T$

Đối với H_2O : $\mu C_p = 8,81 - 0,0019 T + 0,00000222 T^2$

Theo công thức (5) $Q_v = Q_p + 2\Delta nT$

Do đó:

$$Q_p = Q_v - 2\Delta nT = 57290 - 2 \cdot \frac{1}{2} 290 = 57580 \text{ kcal/kmol}$$

Tính các hệ số

$$\alpha = \sum (na) = 6,5 + \frac{1}{2} 6,5 - 8,81 = 0,94$$

$$\beta = \frac{\sum (nb)}{2} = \frac{0,0009 + \frac{1}{2} 0,001 - (-0,0019)}{2} = 0,0057$$

$$\gamma = \frac{\sum (ne)}{3} = \frac{-0,0000022}{3} = -0,00000074$$

Tính Q_0 :

$$Q = Q_0 + \alpha T + \beta T^2 + \gamma T^3$$

ở điều kiện 17°C hay 290°K ta có

$$57580 = Q_0 + 0,94 \cdot 290 + 0,0057 \cdot 290^2 - 0,00000074 \cdot 290^3$$

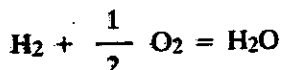
Suy ra

$$Q^0 = 56946 \text{ kcal/kmol}$$

Vậy

$$Q_p = 56946 + 0,94 T + 0,0057 T^2 - 0,00000074 T^3$$

Bài 13-11 — Xác định hiệu ứng nhiệt $Q_v = f(T)$ của phản ứng tạo thành hơi nước



Nếu ở 290°K $Q_v = 240.000 \text{ kJ/kmol}$ và nhiệt dung riêng thực của các chất tương ứng là:

$$\text{Đối với H}_2 : \mu_{C_v} = 19,45 + 3,14 \cdot 10^{-3} T \text{ kJ/kmol.độ}$$

$$\text{Đối với O}_2 : \mu_{C_v} = 20,3 + 3,14 T \text{ kJ/kmol.độ}$$

$$\text{Đối với H}_2\text{O} : \mu_{C_v} = 24,10 + 6,57 \cdot 10^{-3} T - 0,787 T^2 + 0,765 \cdot 10^{-8} T^3 \text{ kJ/kmol.độ}$$

$$\begin{aligned} \text{Trả lời: } Q_v = & 238433 + 5,50 T - 0,930 \cdot 10^{-3} T^2 + \\ & + 0,2623 \cdot 10^{-5} T^3 - 0,1942 \cdot 10^{-8} T^4 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Bài 13-12 — Khi tạo thành khí than mà có mặt cacbon bị nung đỏ thì có phản ứng



Xác định thành phần hỗn hợp ở thời điểm cân bằng, nếu biết rằng khi $t = 657^{\circ}\text{C}$ hằng số cân bằng K_c bằng một và trước phản ứng trong hỗn hợp có 1 kmol CO và 1 kmol H_2O .

Giải:

Ký hiệu x là thành phần kmol CO ở thời điểm cân bằng. Vì các chất phản ứng có số lượng tương đương nên thành phần kmol của H_2O cũng bằng x , do đó tại thời điểm cân bằng trong hỗn hợp có:

CO 1 - x kmol

H₂O 1 - x kmol

CO₂ x kmol

H₂ x kmol

Nếu thể tích của hỗn hợp khí là V m³ thì nồng độ của các chất phản ứng ở trạng thái cân bằng:

$$C_{\text{CO}} = \frac{1 - x}{V}, C_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{1 - x}{V}$$

$$C_{\text{CO}_2} = \frac{x}{V}, C_{\text{H}_2} = \frac{x}{V}$$

Vậy hằng số cân bằng đối với phản ứng đã cho là:

$$K_C = \frac{C_{\text{CO}} \cdot C_{\text{H}_2\text{O}}}{C_{\text{H}_2} \cdot C_{\text{CO}_2}} = \frac{(1 - x)(1 - x)}{x \cdot x} = \frac{(1 - x)^2}{x^2}$$

Theo điều kiện đầu bài $K_C = 1$ nên

$$\frac{(1 - x)^2}{x^2} = 1$$

$$\text{Suy ra } x = \frac{1}{2}$$

Do đó tại thời điểm cân bằng số lượng của từng chất phản ứng trong hỗn hợp sẽ bằng $\frac{1}{2}$ kmol.

Vì x dương nên phản ứng tiến hành từ trái qua phải nghĩa là phía tạo thành CO₂ và H₂.

Bài 13-13 — Xác định thành phần hỗn hợp ở thời điểm cân bằng đối với phản ứng:

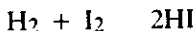


Nếu biết rằng khi T = 1200°K hằng số cân bằng $K_C = 1,35$ và trước

phản ứng trong hỗn hợp có 1,2 kmol CO và 1,2 kmol H₂O (nghĩa là toàn bộ là 2,4 kmol).

Trả lời: 0,6 kmol CO, 0,6 kmol H₂O, 0,6 kmol CO₂, 0,6 kmol H₂.

Bài 13-14 — Ở nhiệt độ $T = 717^\circ\text{K}$ phản ứng

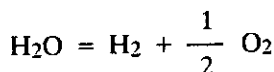


đạt đến cân bằng.

Biết rằng số kmol ban đầu của iôt là 2,94 kmol, số kmol ban đầu của hydro là 8,1 kmol. Xác định số kmol KI khi cân bằng. Biết hằng số cân bằng của phản ứng khi $T = 717^\circ\text{K}$ là $K_p = 0,01984$.

Trả lời: 5,64 kmol HI

Bài 13-15 — Mức độ phân ly của hơi nước theo phản ứng



ở $p = 1 \text{ at}$ và $t = 1200^\circ\text{C}$ là $\alpha = 2,2 \cdot 10^{-4}$.

Hãy xác định hằng số cân bằng K_D của nó ở điều kiện ấy.

Giải:

Giả thử ở trạng thái đầu có 1 kmol H₂O. Ở trạng thái cân bằng số kmol H₂O tương ứng bị giảm đi một lượng α , ở đây α - mức độ phân ly ở điều kiện đã cho. Như vậy ở điều kiện cân bằng:

Số kmol H₂O. . . $1 - \alpha$

Số kmol H₂ . . . α

Số kmol O₂. . . $\frac{\alpha}{2}$

Tổng số kmol $1 + \frac{\alpha}{2}$

$$\text{Do đó thành phần kmol H}_2\text{O: } r_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{1 - \alpha}{1 + \frac{\alpha}{2}}$$

$$\text{Thành phần kmol H}_2: r_{\text{H}_2} = \frac{\alpha}{1 + \frac{\alpha}{2}}$$

$$\text{Thành phần kmol O}_2: r_{\text{O}_2} = \frac{\frac{\alpha}{2}}{1 + \frac{\alpha}{2}}$$

Vậy hằng số cân bằng K_p của phản ứng được tính theo biểu thức sau:

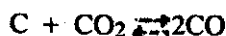
$$\begin{aligned} K_p &= \frac{p_{\text{H}_2} \cdot p_{\text{O}_2}^{1/2}}{p_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{(p \cdot r_{\text{H}_2} \cdot p \cdot r_{\text{O}_2})^{1/2}}{p \cdot r_{\text{H}_2\text{O}}} = \\ &= p^{1/2} \cdot \frac{r_{\text{H}_2} \cdot r_{\text{O}_2}^{1/2}}{r_{\text{H}_2\text{O}}} = p^{1/2} \cdot \frac{\alpha^{3/2}}{2^{1/2} (1 - \alpha) \left(1 + \frac{\alpha}{2}\right)} \end{aligned}$$

ở đây p_{H_2} , p_{O_2} , và $p_{\text{H}_2\text{O}}$ - phân áp suất của các chất khí thành phần của hỗn hợp khí ở trạng thái cân bằng, p - áp suất toàn phần.

Sau khi rút gọn ta có:

$$K_p = \frac{1^{1/2}}{1 - 2,2 \cdot 10^{-4}} \cdot \frac{2,2^3 \cdot 10^{-12}}{2(1 + 1,1 \cdot 10^{-4})} = 2,3 \cdot 10^{-6}$$

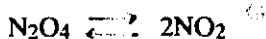
Bài 13-16 — Xác định mức độ phân ly và thành phần hỗn hợp ở thời điểm cân bằng của phản ứng



nếu biết rằng áp suất của hỗn hợp $p = 9,8 \text{ bar}$, hằng số cân bằng khi $T = 727^\circ\text{K}$, $K_p = 0,082$ và trước phản ứng trong bình có 6 kmol CO.

Trả lời: $\alpha = 13,1\%$, $\text{CO} = 5,214 \text{ kmol}$

Bài 14-17 — Mức độ phân ly của ôxyt nitơ bốn theo phản ứng

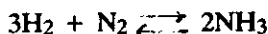


ở nhiệt độ 50°C và áp suất $p_1 = 0,344 \text{ at}$ là $\alpha = 0,619$.

Xác định mức độ phân ly cũng ở nhiệt độ ấy và khi áp suất $p_2 = 2,1 \text{ at}$.

Trả lời: khi $p_2 = 2,1 \text{ at}$ $\alpha = 0,311$

Bài 13-18 — Đối với phản ứng



khi $t = 450^\circ\text{C}$ hằng số cân bằng $K_c = 0,518$. Nồng độ ban đầu của các chất phản ứng bằng:

$$C_{\text{H}_2} = 5 \text{ kmol/m}^3, C_{\text{N}_2} = 3 \text{ kmol/m}^3, C_{\text{NH}_3} = 6 \text{ kmol/m}^3$$

Hãy xác định công lớn nhất của phản ứng và chiều của nó.

Giải:

Công lớn nhất của phản ứng đang xét được tính theo công thức:

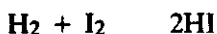
$$L = \mu RT \ln \frac{C_{\text{H}_2}^3 C_{\text{N}_2}}{C_{\text{NH}_3}^2} - \ln K_0$$

Thay trị số vào ta có :

$$L = 8,314.723.2,3 \left(\ln \frac{5^3 \cdot 3}{6^2} - \ln 0,518 \right) = 8314.723.2,3.1,303 = 18016 \text{ kJ}$$

Vì $L > 0$ nên phản ứng tiến hành từ trái sang phải.

Bài 13-19 — Đối với phản ứng



khi $t = 445^\circ\text{C}$ hằng số cân bằng $K = K_c = K_p = 0,02$

Xác định chiều phản ứng khi ở nhiệt độ ấy còn nồng độ ban đầu cho theo các trường hợp sau:

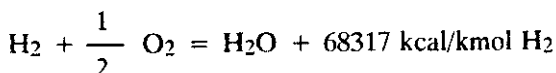
1. $\text{CH}_2 = 1,5 \text{ kmol/m}^3$, $\text{Cl}_2 = 0,25 \text{ kmol/m}^3$, $\text{CHH} = 10 \text{ kmol/m}^3$

2. $\text{CH}_2 = 1 \text{ kmol/m}^3$, $\text{CH}_2 = 2 \text{ kmol/m}^3$, $\text{CHH} = 10 \text{ kmol/m}^3$

Trả lời: 1. $L = -1717 \text{ kJ}$; phản ứng tiến hành từ phải sang trái.

2. $L = 0$; phản ứng cân bằng động.

Bài 13-20 — Xác định công lớn nhất có thể nhận được khi cháy khí hydrô.



So sánh công lớn nhất với hiệu ứng nhiệt của phản ứng Q_p .

Trả lời: $L = 56717 \text{ kcal/kmol}$

$Q_p - L = 11.600 \text{ kcal/kmol}$

PHẦN II

TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

Chương 14

DẪN NHIỆT

Trong quá trình tính toán dẫn nhiệt thường gặp các công thức sau:

1. DẪN NHIỆT ƠN ĐỊNH

1. Dẫn nhiệt qua vách phẳng

$$q = \frac{t_1 - t_{n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}}, \text{ W/m}^2 \quad (14-1)$$

q - mật độ dòng nhiệt; W/m^2

δ_i - chiều dày lớp thứ i , m

λ_i - hệ số dẫn nhiệt lớp thứ i , $\text{W/m} \cdot \text{độ}$

t_1 - nhiệt độ bề mặt trong cùng, t_{n+1} - nhiệt độ bề mặt ngoài của lớp thứ n

2. Dẫn nhiệt qua vách trụ

$$q_1 = \frac{2\pi (t_1 - t_{n+1})}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i}}, \text{ W/m} \quad (14-2)$$

q_1 - mật độ dòng nhiệt trên 1 mét chiều dài, W/m

3. Dẫn nhiệt qua vách cầu:

$$Q = \frac{2\pi \lambda (t_1 - t_2)}{\frac{1}{d_1} - \frac{1}{d_2}}, W \quad (14-3)$$

4. Dẫn nhiệt qua thanh:

a) Thanh dài vô hạn

$$\theta = \theta_o e^{-mx}, ^\circ C \quad (14-4)$$

$$Q = \theta_o \sqrt{\alpha_1 \lambda f U}, W \quad (14-5)$$

$\theta = t - t_f$ (t_f - nhiệt độ môi trường xung quanh, $^\circ C$)

θ_o - nhiệt độ thừa ban đầu, $^\circ C$

$$m = \sqrt{\frac{\alpha_1 U}{\lambda f}}$$

U - chu vi tiết diện thanh, m.

f - diện tích tiết diện ngang của thanh, m^2 .

λ - hệ số dẫn nhiệt, W/m.độ.

α_1 - hệ số tỏa nhiệt xung quanh thanh, W/m^2 .độ.

b) Thanh dài hữu hạn bỏ qua tỏa nhiệt đầu thanh:

$$\theta = \theta_o \frac{\cosh m(x - h)}{\cosh(mh)}, ^\circ C \quad (14-6)$$

$$\theta_h = \theta_o \frac{1}{\cosh(mh)}, ^\circ C \quad (14-7)$$

$$Q = \frac{\alpha_1 U}{m} \theta_o \tanh(mh), W \quad (14-8)$$

h - chiều dài thanh, m.

5. Dẫn nhiệt qua cánh thẳng có tiết diện không đổi (bỏ qua tỏa nhiệt ở đỉnh cánh)

$$\theta_2 = \theta_1 \frac{1}{ch(mh)} \quad (14-9)$$

$$Q = \lambda m f \theta_1 th(mh), W \quad (14-10)$$

$$m = \sqrt{\frac{2\alpha_1}{\lambda \delta}}$$

θ_1 - nhiệt độ thừa ở gốc cánh, °C

θ_2 - nhiệt độ thừa ở đỉnh cánh, °C

h - chiều cao của cánh, m

δ - chiều dày của cánh, m

Để xét đến tỏa nhiệt ở đỉnh cánh vẫn có thể dùng công thức trên nhưng lúc ấy phải tăng chiều cao cánh lên 1 khoảng bằng $\frac{1}{2} \delta$

6. Cánh có tiết diện thay đổi.

- Cánh hình thang (bỏ qua tỏa nhiệt ở đỉnh cánh)

$$\theta = \theta_1 \frac{I_0(2\sqrt{z}) K_1(2\sqrt{z_2}) + I_1(2\sqrt{z_2}) K_0(2\sqrt{z})}{I_0(2\sqrt{z_1}) K_1(2\sqrt{z_2}) + I_1(2\sqrt{z_2}) K_0(2\sqrt{z_1})} \quad (14-11)$$

Nhiệt độ đỉnh cánh:

$$\theta_2 = \theta_1 \frac{I_0(2\sqrt{z_2}) K_1(2\sqrt{z_2}) + I_1(2\sqrt{z_2}) K_0(2\sqrt{z_2})}{I_0(2\sqrt{z_1}) K_1(2\sqrt{z_2}) + I_1(2\sqrt{z_2}) K_0(2\sqrt{z_1})} \quad (14-12)$$

Nhiệt lượng truyền qua cánh:

$$Q = \frac{\alpha \delta_1 l \theta_1}{\sqrt{z_1} \operatorname{tg} \varphi} \varphi, W \quad (14-13)$$

$$\varphi = \frac{I_1(2\sqrt{z_1}) K_1(2\sqrt{z_2}) + I_1(2\sqrt{z_2}) K_0(2\sqrt{z_2})}{I_0(2\sqrt{z_1}) K_1(2\sqrt{z_2}) + I_1(2\sqrt{z_2}) K_0(2\sqrt{z_1})}$$

- Cánh tam giác:

$$\theta = \theta_1 \frac{I_0(2\sqrt{z})}{I_0(2\sqrt{z_1})}, ^\circ\text{C} \quad (14-14)$$

$$\theta_2 = \theta_1 \frac{1}{I_0 (2\sqrt{Z_1})}, ^\circ\text{C} \quad (14-15)$$

$$Q = \frac{\alpha \delta_1 \theta_1 l}{\sqrt{Z_1} \operatorname{tg} \varphi} \cdot \frac{I_0 (2\sqrt{Z_1})}{I_0 (2\sqrt{Z_1})}, \text{W} \quad (14-16)$$

trong đó

$$Z = \frac{\alpha}{\lambda \operatorname{tg} \varphi} x$$

I_0 và I_1 - hàm Betxen loại một cấp không và cấp một biến số ảo.

K_0 và K_1 - hàm Betxen loại hai cấp không và cấp một biến số ảo.

δ_1 - chiều dày ở gốc cánh, m

δ_2 - chiều dày ở đỉnh cánh, m

l - chiều dài của cánh, m

θ_1 và θ_2 - nhiệt độ ở gốc và đỉnh cánh, $^\circ\text{C}$

φ - góc nghiêng tạo thành giữa 2 bề mặt cánh

Tính toán thực tế thường dùng:

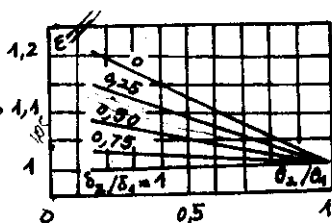
$$Q' = \varepsilon' F' q \quad (14-17)$$

Trong đó: Q' - nhiệt lượng truyền qua cánh có tiết diện thay đổi, W.

F' - diện tích tỏa nhiệt của cánh có tiết diện thay đổi, m^2 .

$q = \frac{Q}{F}$ - mật độ dòng nhiệt của cánh có tiết diện không đổi mà chiều dài, chiều cao, chiều dày bằng chiều dài, chiều cao, chiều dày trung bình của cánh có tiết diện thay đổi.

ε' - hệ số hiệu chỉnh xét đến tính chất cơ học của cánh.



Hình 14-1

$$\varepsilon' = f\left(\frac{\theta_2}{\theta_1}, \frac{\delta_2}{\delta_1}\right) \text{ được xác định bằng đồ thị (h.14-1) } \varepsilon' = f\left(\frac{\theta_2}{\theta_1}, \frac{\delta_2}{\delta_1}\right)$$

7. Cánh tròn có tiết diện không đổi (bỏ qua tỏa nhiệt ở đỉnh cánh)

$$\theta = \theta_1 \frac{I_0(mr_2) K_1(mr_2) + I_1(mr_2) K_0(mr_2)}{I_0(mr_1) K_1(mr_2) + I_1(mr_2) K_0(mr_1)} \quad (14-18)$$

$$\theta_2 = \theta_1 \frac{I_0(mr_2) K_1(mr_2) + I_1(mr_2) K_0(mr_2)}{I_0(mr_1) K_1(mr_2) + I_1(mr_2) K_0(mr_1)} \quad (14-19)$$

$$Q = 2\pi r_1 \lambda \delta m \theta_1 \psi, W \quad (14-20)$$

$$\psi = \frac{I_1(mr_2) K_1(mr_1) - I_1(mr_1) K_1(mr_2)}{I_1(mr_1) K_1(mr_2) + I_1(mr_2) K_0(mr_1)}$$

Trong thực tế thường tính theo công thức:

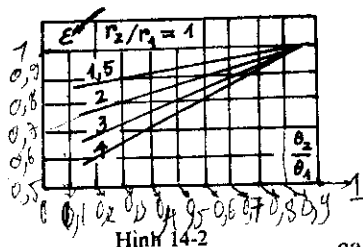
$$Q'' = \epsilon'' F'' q, W \quad (14-21)$$

Q'' - nhiệt lượng truyền qua cánh tròn, W.

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 1 mét.



Hình 14-2

$$\epsilon'' = f\left(\frac{\theta_2}{\theta_1}, \frac{r_2}{r_1}\right)$$

$$\epsilon'' = f\left(\frac{\theta_2}{\theta_1}, \frac{r_2}{r_1}\right) - \text{hệ số hiệu chỉnh được}$$

xác định bằng đồ thị (h. 14-2)

Nói chung các trường hợp, để xét ảnh hưởng của tỏa nhiệt ở đỉnh cánh chúng ta vẫn có thể dùng các công thức trên, nhưng lúc ấy sẽ tăng chiều cao lên một nửa chiều dày của cánh.

8. Dẫn nhiệt khi có nguồn nhiệt bên trong đối với thanh trụ đồng chất:

$$t = t_f + \frac{q_v r_o}{2\alpha} + \frac{q_v}{4\lambda} (r_o^2 - r^2) \quad (14-22)$$

Nhiệt độ trên bề mặt thanh trụ:

$$t_w = \frac{q_v r_o}{2\alpha} + t_f \quad (14-23)$$

Nhiệt độ trên trục thanh:

$$t_o = t_f + \frac{q_v r_o}{2\alpha} + \frac{q_v r_o^2}{4\lambda} \quad (14-24)$$

$$q = \alpha (t_w - t_f) = \frac{q_v r_o}{2} \quad (14-25)$$

t_f - nhiệt độ môi trường xung quanh, °C.

α - hệ số tỏa nhiệt, W/m² độ.

r_o - bán kính thanh trụ, m.

q_v - năng suất phát nhiệt của thanh, W/m³.

2. DẪN NHIỆT KHÔNG ỔN ĐỊNH

1. Tấm phẳng rộng

Nhiệt độ ở tâm của tấm:

$$\dot{\theta}_{x=0} = F_1 (Bi, Fo) \quad (14-26)$$

Nhiệt độ trên bề mặt tấm:

$$\dot{\theta}_{x=1} = F_2 (Bi, Fo) \quad (14-27)$$

$Bi = \frac{\alpha \delta}{\lambda}$ - tiêu chuẩn Biô, $Fo = \frac{a\tau}{\delta^2}$ - tiêu chuẩn Fourier.

$X = \frac{x}{\delta}$ - tọa độ không thứ nguyên.

α - hệ số tỏa nhiệt trên bề mặt, W/m² độ.

a - hệ số dẫn nhiệt độ, $a = \frac{\lambda}{c\rho}$, m^2/s .

λ - hệ số dẫn nhiệt, W/m độ.

δ - một nửa chiều dày tấm, m .

τ - thời gian gia nhiệt, s .

Các hàm $\dot{\theta}_{x=0} = F_1(Bi, Fo)$ và $\dot{\theta}_{x=1} = F_2(Bi, Fo)$ tra ở đồ thị hình (14-3) và (14-4)

2. Thanh trụ dài

$$\dot{\theta}_{R=0} = F'_1(Bi, Fo) \quad (14-28)$$

$$\dot{\theta}_{R=1} = F'_2(Bi, Fo) \quad (14-29)$$

$$Bi = \frac{\alpha r_0}{\lambda}; Fo = \frac{a\tau}{r_0^2}; R = \frac{r}{r_0}$$

r_0 - bán kính thanh trụ, m .

Các hàm $\dot{\theta}_{R=0} = F'_1(Bi, Fo)$ và $\dot{\theta}_{R=1} = F'_2(Bi, Fo)$ tra ở đồ thị hình (14-5) và (14-6).

3. Vật thể hình dạng phức tạp

- Vật hình hộp

$$\dot{\theta}_{x,y,z,\tau} = \dot{\theta}_{x,\tau} \cdot \dot{\theta}_{y,\tau} \cdot \dot{\theta}_{z,\tau} \quad (14-30)$$

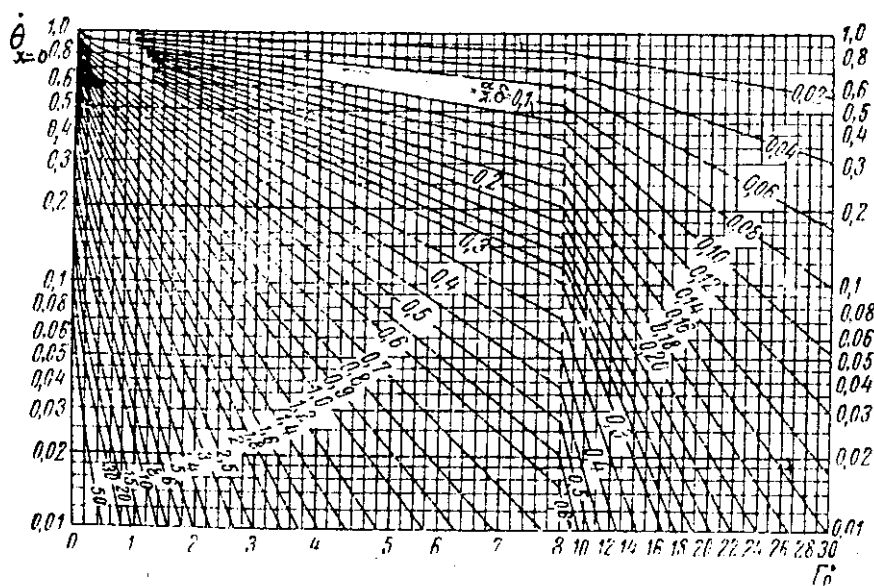
- Thanh hình chữ nhật

$$\dot{\theta}_{x,y,\tau} = \dot{\theta}_{x,\tau} \cdot \dot{\theta}_{y,\tau} \quad (14-31)$$

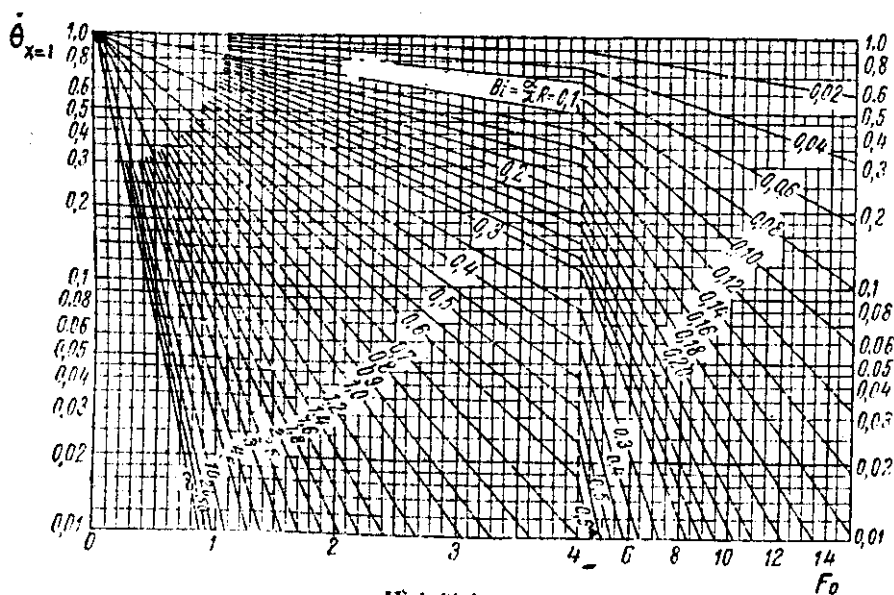
- Hình trụ cụt

$$\dot{\theta}_{r,z,\tau} = \dot{\theta}_{r,\tau} \cdot \dot{\theta}_{z,\tau} \quad (14-32)$$

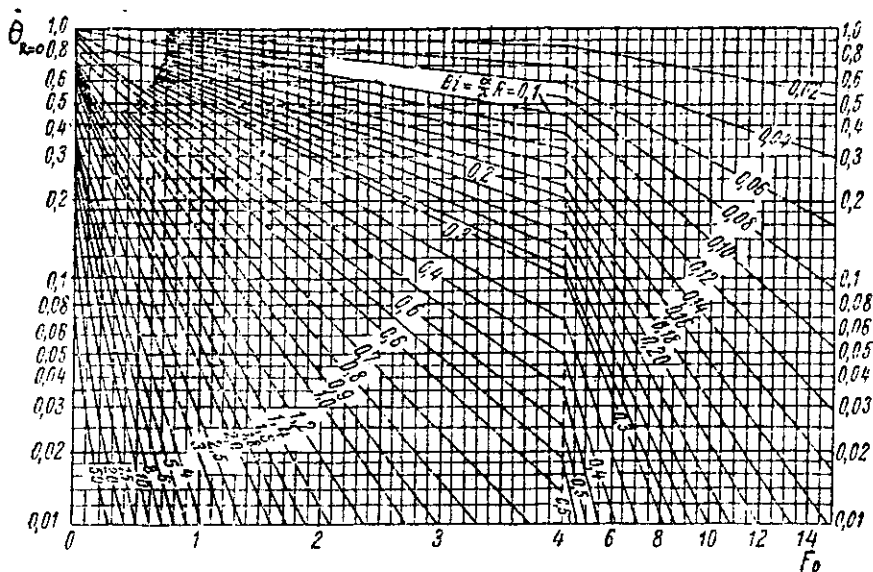
Trong đó $\dot{\theta}_{x,\tau}$, $\dot{\theta}_{y,\tau}$, $\dot{\theta}_{z,\tau}$, $\dot{\theta}_{r,\tau}$ tìm như các mục trên



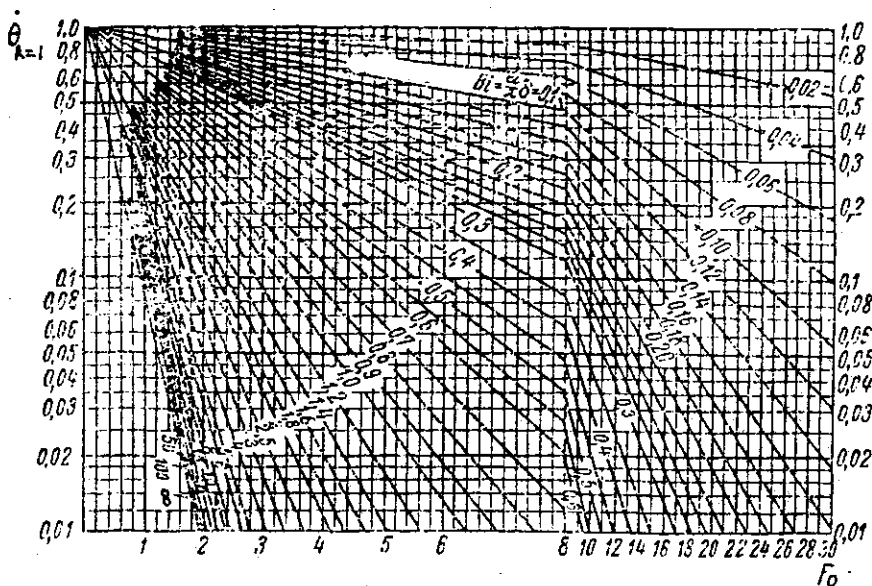
• Hình 14-3
 $\theta_{x=0} = F_1(Bi, F_0)$



• Hình 14-4
 $\theta_{x=l} = F_2(Bi, F_0)$



Hình 14-5
 $\theta_{R=0} = F_1 (Bi, Fo)$



Hình 14-6
 $\theta_{R=1} = F_2 (Bi, Fo)$

BÀI TẬP

1. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH

* Bài 14-1 — Tính mật độ dòng nhiệt qua vách phẳng rộng đồng chất. Vách làm bằng:

a) Thép, hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 40 \text{ W/m độ}$

b) Bê tông, hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 1,1 \text{ W/m độ}$

c) Gạch diatômit, hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,11 \text{ W/m độ}$

Cả ba trường hợp vách có chiều dày $\delta = 50 \text{ mm}$. Nhiệt độ trên hai mặt của vách:

$$t_{w1} = 100^{\circ}\text{C} \text{ và } t_{w2} = 90^{\circ}\text{C}.$$

Trả lời: a) 8000 W/m^2

b) 220 W/m^2

c) 22 W/m^2

* Bài 14-2 — Xác định tổn thất nhiệt Q qua vách phẳng làm bằng gạch đỏ, chiều dài $l = 5\text{m}$, cao $h = 4\text{m}$, chiều dày $\delta = 0,25\text{m}$. Biết nhiệt độ trên các bề mặt của vách $t_{w1} = 110^{\circ}\text{C}$, $t_{w2} = 40^{\circ}\text{C}$ và hệ số dẫn nhiệt của vách $\lambda = 0,70 \text{ W/m độ}$.

Trả lời: $Q = 3.920 \text{ W}$

Bài 14-3 — Xác định độ chênh nhiệt độ phía trong và phía ngoài của vách thép lò hơi có áp suất làm việc là $p = 20 \text{ bar}$, bề dày của vách $\delta = 20 \text{ mm}$. Nhiệt độ nước vào 200°C . Sản lượng hơi trên một đơn vị bề mặt truyền nhiệt là $30 \text{ kg/m}^2\text{h}$ (hơi bão hòa khô), hệ số dẫn nhiệt của vách thép $\lambda = 50 \text{ W/m độ}$.

Giải:

Vách nồi hơi có đường kính lớn so với chiều dày, nên có thể coi như vách phẳng.

Áp dụng công thức:

$$\Delta t = \frac{q\delta}{\lambda}$$

Nhiệt lượng truyền qua vách trên một đơn vị diện tích có thể tính bằng công thức sau:

$$q = (i'' - i_0) G, \text{ W/m}^2$$

trong đó: i'' - entanpi của hơi bão hòa khô ở $p = 20 \text{ bar}$

$$i'' = 2799 \text{ kJ/kg}$$

i_0 - entanpi của nước vào nồi hơi. Tra bảng nước và hơi quá nhiệt theo $t = 200^\circ\text{C}$, $p = 20 \text{ bar}$: $i_0 = 852,4 \text{ kJ/kg}$.

G - sản lượng nồi hơi trong một giây.

$$q = (2799 - 852,4) \frac{30}{3600} = 16,2 \text{ kW/m}^2 = 16,2 \cdot 10^3 \text{ W/m}^2$$

Độ chênh nhiệt độ giữa mặt trong và mặt ngoài:

$$\Delta t = q \frac{\delta}{\lambda} = 16,2 \cdot 10^3 \frac{0,02}{50} = 6,7^\circ\text{C}$$

Bài 14-4 - Một vách phẳng có bề dày δ , nhiệt độ trên mặt vách là t_{w1} và t_{w2} . Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách phụ thuộc vào nhiệt độ.

$$\lambda = \lambda_0 (1 + \beta t) \text{ W/m}^\circ\text{C}.$$

a) Xác định mật độ dòng nhiệt qua vách đó.

b) Nếu cho bề dày vách $\delta = 200 \text{ mm}$, $t_{w1} = 1000^\circ\text{C}$; $t_{w2} = 200^\circ\text{C}$;

$\lambda = 0,831 (1 + 0,000807 t) \text{ W/m}^\circ\text{C}$. độ thì mật độ dòng nhiệt qua vách bằng bao nhiêu?

Giải:

a) Theo định luật Fourier, mật độ dòng nhiệt qua vách tính theo công thức:

$$q = -\lambda(t) \frac{dt}{dx} \quad \text{hay} \quad q dx = -\lambda(t) dt$$

ở chế độ ổn định $q = \text{const}$

Tích phân hai vế của phương trình trên:

$$\int_0^\delta q dx = \int_{t_{w2}}^{t_{w1}} -\lambda(t) dt = \int_{t_{w2}}^{t_{w1}} \lambda_0 (1 + \beta t) dt$$

$$q\delta = \lambda_0 \left[(t_{w1} - t_{w2}) + \frac{\beta}{2} (t_{w1}^2 - t_{w2}^2) \right]$$

$$q = \frac{\lambda_0}{\delta} \left[1 + \frac{\beta}{2} (t_{w1} + t_{w2}) \right] (t_{w1} - t_{w2})$$

Đặt

$$\lambda_{tb} = \lambda_0 \left[1 + \frac{\beta}{2} (t_{w1} + t_{w2}) \right]$$

gọi là hệ số dẫn nhiệt trung bình.

Vậy

$$q = \frac{\lambda_{tb}}{\delta} (t_{w1} - t_{w2})$$

b) Thay các trị số ta có: $q = 4.950 \text{ W/m}^2$.

x **Bài 14-5** — Tính bề dày lớp cách nhiệt của 1 vách phẳng để tổn thất 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) $\lambda = 0,09 + 0,0000872 t \text{ W/m độ}$

b) $\lambda = 0,109 + 0,000146 t \text{ W/m độ}$.

Trả lời: a) $\delta = 100 \text{ mm}$

b) $\delta = 130 \text{ mm}$

Bài 14-6 — 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 $\lambda = \lambda_0 (1 + \beta t) \text{ W/m độ}$. Nhiệt độ trên các mặt của vách là t_{w1} và t_{w2} , mật độ dòng nhiệt qua vách $q, \text{ W/m}^2$

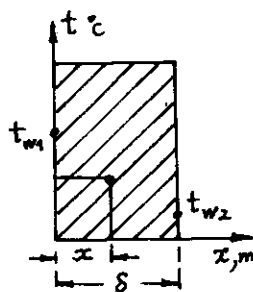
a) Chứng minh rằng, sự phân bố nhiệt độ trên vách có dạng:

$$t_x = \sqrt{\left(\frac{1}{\beta} + t_{w1} \right)^2 - \frac{2 \cdot q}{\lambda_0 \beta_0} x} - \frac{1}{\beta}, ^\circ\text{C}$$

b) Nếu vách làm bằng gạch samôt có bề dày $\delta = 250 \text{ mm}$, nhiệt độ trên hai mặt vách $t_{w1} = 1.350^\circ\text{C}$, $t_{w2} = 50^\circ\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt của vách $\lambda = 0,838 (1 + 0,0007 t) \text{ W/m độ}$.

Tìm sự phân bố nhiệt độ trên vách, biểu diễn bằng đồ thị.

Giải:



Hình 14-7

do đó

$$dt = \frac{d\lambda}{\lambda_0 \beta}$$

Thay vào phương trình (a) được:

$$q \cdot x = \int_{\lambda}^{\lambda_1} \lambda(t) \frac{d\lambda}{\lambda_0 \beta} = \frac{1}{2\lambda_0 \beta} (\lambda_1^2 - \lambda^2)$$

$$\lambda_1 = \sqrt{\lambda^2 - 2\lambda_0 \beta q x} \quad (b)$$

Mặt khác ta có thể viết:

$$\lambda_1 = \lambda_0 (1 + \beta t_x)$$

$$\lambda_1 = \lambda_0 (1 + \beta t_{w1})$$

Thay vào công thức (b) và biến đổi sẽ tìm được sự phân bố nhiệt độ trong vách:

$$t_x = \sqrt{\left(\frac{1}{\beta} + t_{w1}\right)^2 - \frac{2q}{\lambda_0 \beta} x} - \frac{1}{\beta}, ^\circ C$$

b) Mật độ dòng nhiệt qua vách:

$$q = \frac{\lambda_{tb}}{\delta} (t_{w1} - t_{w2})$$

$$\lambda_{tb} = \lambda_o \left(1 + \beta \frac{(t_{w1} + t_{w2})}{2} \right)$$

$$\lambda_{tb} = 0,838 \left(1 + 0,0007 \frac{1350 + 50}{2} \right) = 1,25 \text{ W/m độ}$$

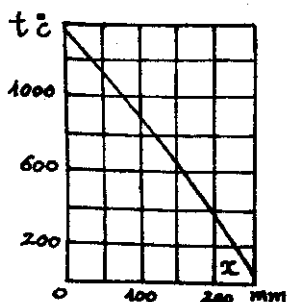
$$q = \frac{1,25}{0,25} (1350 - 50) = 6500 \text{ W/m}^2$$

Sự phân bố nhiệt độ trên vách:

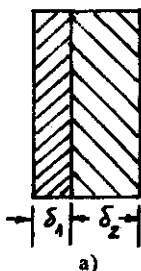
$$t_x = \sqrt{\left(\frac{1}{0,0007} + 1350 \right)^2 - \frac{2.6500.x}{0,838.0,0007} - \frac{1}{0,0007}}$$

$$t_x = \left(\sqrt{7,74 - 22,2 x} - 1,43 \right) 10^3, ^\circ\text{C}$$

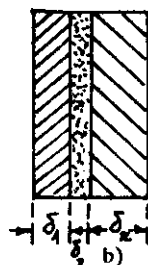
Nếu định trước khoảng cách x thì ta sẽ tìm được nhiệt độ tương ứng. Kết quả cho ở bảng và biểu diễn trên đồ thị (h. 14-8).



Hình 14-8



a)



b)

Hình 14-9

x_{mm}	0	50	100	125	150	200	225	250
$t^\circ\text{C}$	1.350	1.145	940	795	670	385	230	50

Bài 14-7 — Một tường lò xây bằng hai lớp: lớp gạch samôt dày $\delta_1 =$

120 mm, lớp gạch đỏ $\delta_3 = 250$ mm. Hệ số dẫn nhiệt của gạch samôt và gạch đỏ lần lượt bằng:

$$\lambda_1 = 0,93 \text{ và } \lambda_3 = 0,7 \text{ W/mdộ (h.14-9).}$$

a) Nếu thêm vào giữa một lớp bột diatômít dày $\delta_2 = 50$ mm có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,113 + 0,00023 t$ W/mdộ thì bề dày lớp gạch đỏ sẽ là bao nhiêu để mật độ dòng nhiệt qua tường không đổi. Biết nhiệt độ mặt trong và mặt ngoài của tường luôn luôn bằng 1000°C và 50°C .

b) Tính nhiệt độ ở các mặt tiếp xúc

Giải

Gọi bề dày lớp gạch đỏ sau khi cho thêm lớp bột diatômít là δ_x ; theo điều kiện đề bài ta có:

$$q = \frac{\Delta t}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_3}{\lambda_3}} = \frac{\Delta t}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_{tb2}} + \frac{\delta_x}{\lambda_3}}$$

Trong đó λ_{tb2} - hệ số dẫn nhiệt trung bình của lớp bột diatômít. Từ đó ta rút ra:

$$\delta_x = \left(\frac{\delta_3}{\lambda_3} - \frac{\delta_2}{\lambda_{tb2}} \right) \lambda_3$$

Mật độ dòng nhiệt qua tường khi có 2 lớp:

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_3}{\lambda_3}} = \frac{1000 - 50}{\frac{0,120}{0,93} + \frac{0,250}{0,7}} = 1950 \text{ W/m}^2$$

Nhiệt độ ở mặt tiếp xúc thứ nhất sẽ là:

$$t_{w2} = t_{w1} - q \frac{\delta_1}{\lambda_1} = 1000 - 1950 \frac{0,120}{0,93} = 750^\circ\text{C}$$

Mật độ dòng nhiệt qua lớp bột diatômít viết theo công thức:

$$q = \frac{\lambda_{tb2}}{\delta_2} (t_{w2} - t_{w3}) = \frac{\lambda_o \left(1 + \beta \frac{t_{w2} + t_{w3}}{2} \right)}{\delta_2} (t_{w2} - t_{w3})$$

$$\frac{2q\delta_2}{\beta\lambda_o} = \left(\frac{2}{\beta} + t_{w2} + t_{w3} \right) (t_{w2} - t_{w3})$$

Thay các trị số đã biết vào: ($\lambda_o = 0,113$; $\beta = 0,00023$)

$$\frac{2.1950 \cdot 0,05}{0,00023 \cdot 0,113} = \left(\frac{2}{0,00023} + 750 + t_{w3} \right) (750 - t_{w3})$$

Cuối cùng ta có phương trình

$$t_{w3}^2 + 985 t_{w3} - 451000 = 0$$

Giải phương trình bậc 2 trên đối với t_{w3} ta có hai nghiệm

$$t_{w3-1} = \frac{-985 + \sqrt{(985)^2 + 4.451000}}{2} = 343^\circ\text{C}$$

$$t_{w3-2} = \frac{-985 - \sqrt{(985)^2 + 4.451000}}{2} < 0$$

Nghiệm thứ hai không phù hợp với điều kiện thực tế

Vậy nhiệt độ ở mặt tiếp xúc thứ 2 là:

$$t_{w3} = 343^\circ\text{C}.$$

Hệ số dẫn nhiệt trung bình của lớp thứ 2.

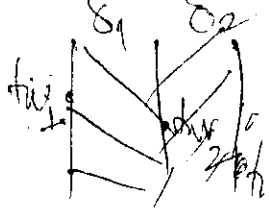
$$\lambda_{tb2} = \lambda_o \left(1 + \beta \frac{t_{w2} + t_{w3}}{2} \right)$$

$$\lambda_{tb2} = 0,113 \left(1 + 0,00023 \frac{750 + 343}{2} \right) = 0,236 \text{ W/md}^\circ$$

Bề dày lớp gạch đỏ sau khi thêm lớp bột diatômít sẽ là:

$$\delta_x = \left(\frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{\delta_2}{\lambda_{tb2}} \right) \lambda_3$$

$$\delta_x = \left(\frac{0,250}{0,7} + \frac{0,050}{0,236} \right) 0,7 = 0,102\text{m} = 102 \text{ mm}$$



✗ **Bài 14-8** — Vách buồng sấy được xây bằng: lớp gạch đỏ dày $\delta_1 = 250\text{mm}$, và một lớp nỉ xây dựng bọc ngoài. Nhiệt độ mặt ngoài của lớp gạch $t_{w1} = 110^\circ\text{C}$. Nhiệt độ mặt ngoài lớp nỉ $t_{w3} = 25^\circ\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt của gạch đỏ và nỉ xây dựng lần lượt bằng $\lambda_1 = 0,7$ và $\lambda_2 = 0,0465 \text{ W/mdộ}$

Xác định nhiệt độ ở mặt tiếp xúc và bề dày của lớp nỉ để tổn thất nhiệt qua vách buồng sấy không vượt quá 110 W/m^2 .

Trả lời: $t_{w2} = 70,7^\circ\text{C}$; $\delta_2 = 19\text{mm}$

$$\frac{t_{w1} - t_{w3}}{q} = \frac{110 - 25}{110} = \frac{85}{110} = \frac{17}{22}$$

✗ **Bài 14-9** — Tường lò gồm hai lớp, lớp trong bằng gạch chịu lửa, lớp ngoài bằng gạch cách nhiệt. Chiều dày lớp gạch chịu lửa là 200 mm , hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 1,8 \text{ W/m độ}$. Hệ số dẫn nhiệt của gạch cách nhiệt $\lambda_2 = 0,054 (1 + 0,0024t) \text{ W/m độ}$. Nhiệt độ mặt trong của vách $t_{w1} = 800^\circ\text{C}$.

Xác định bề dày của lớp gạch cách nhiệt để tổn thất nhiệt qua tường không quá 1100 W/m^2 và nhiệt độ mặt ngoài của tường không vượt quá 50°C .

Trả lời: $\delta_2 = 58\text{mm}$.

Bài 14-10 — Tường buồng lửa lò hơi xây bằng hai lớp: lớp gạch samôt bọt dày $\delta_1 = 125\text{mm}$ và lớp gạch đỏ dày $\delta_2 = 500\text{mm}$. Nhiệt độ mặt trong và mặt ngoài của tường $t_{w1} = 1100^\circ\text{C}$, $t_{w3} = 50^\circ\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt của gạch samôt bọt $\lambda_1 = 0,28 + 0,00023t \text{ W/mdộ}$, của gạch đỏ $\lambda_2 = 0,7 \text{ W/mdộ}$. Xác định tổn thất nhiệt qua 1m^2 tường buồng lửa và nhiệt độ mặt tiếp xúc giữa hai lớp.

Trả lời: $t_{w2} = 828^\circ\text{C}$; $q = 1090 \text{ W/m}^2$

✗ **Bài 14-11** — Vách phẳng của một thùng có diện tích $F = 5\text{m}^2$ được phủ hai lớp cách nhiệt. Vách thùng bằng thép dày $\delta_1 = 8\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 46,5 \text{ W/mdộ}$. Lớp cách nhiệt thứ nhất dày $\delta_2 = 50\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,144 + 0,00014t \text{ W/mdộ}$. Lớp cách nhiệt thứ 2 dày $\delta_3 = 10\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_3 = 0,698 \text{ W/mdộ}$. Nhiệt độ mặt trong của vách $t_{w1} = 250^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt ngoài của lớp cách nhiệt thứ hai $t_{w4} = 50^\circ\text{C}$.

Hãy tính nhiệt lượng truyền qua vách và nhiệt độ tại mặt tiếp xúc giữa các lớp vách; xây dựng đồ thị phân bố nhiệt độ trong vách.

Trả lời: $Q = 2920 \text{ W}$; $t_{w2} = 250^\circ\text{C}$; $t_{w3} = 58,35^\circ\text{C}$.

Bài 14-12 — Một bộ quá nhiệt được chế tạo bằng các ống thép, đường kính $d_1/d_2 = 32/42 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt của thép $\lambda = 14 \text{ W/mdộ}$. Nhiệt độ mặt ngoài ống $t_{w2} = 580^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt trong $t_{w1} = 450^\circ\text{C}$. Tính mật độ dòng nhiệt trên một đơn vị chiều dài ống.

Trả lời: $q_l = 42.100 \text{ W/m}$

Bài 14-13 — Một ống dẫn hơi bằng thép, đường kính ống $100/110 \text{ mm}$ được phủ một lớp cách nhiệt. Hệ số dẫn nhiệt của thép $\lambda_1 = 55 \text{ W/mdộ}$; hệ số dẫn nhiệt của chất cách nhiệt $\lambda_2 = 0,09 \text{ W/mdộ}$. Nhiệt độ mặt trong của vách ống $t_{w1} = 200^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt ngoài của cách nhiệt $t_{w3} = 50^\circ\text{C}$. Để tổn thất nhiệt không quá $q_l = 300 \text{ W/m}$ thì bề dày lớp cách nhiệt phải bằng bao nhiêu ?

Trả lời: $\delta_2 = 18,75 \text{ mm}$

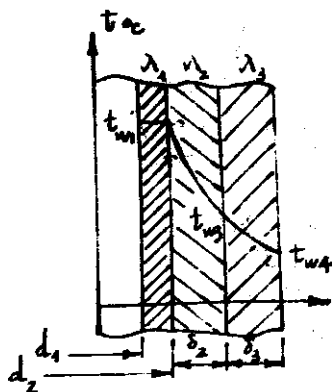
Bài 14-14 — Một ống thép đường kính $d_1/d_2 = 100/110 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 50 \text{ W/mdộ}$. Ống được phủ hai lớp cách nhiệt có bề dày như nhau $\delta_2 = \delta_3 = 50 \text{ mm}$. Nhiệt độ mặt trong của ống $t_{w1} = 250^\circ\text{C}$ và mặt ngoài của lớp cách nhiệt thứ hai $t_{w4} = 50^\circ\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt của lớp cách nhiệt thứ nhất và thứ hai lần lượt bằng: $\lambda_2 = 0,06$, $\lambda_3 = 0,12 \text{ W/mdộ}$.

a) Xác định tổn thất nhiệt qua một mét ống và nhiệt độ trên mặt tiếp xúc giữa các lớp cách nhiệt.

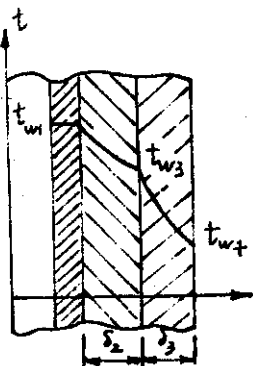
b) Nếu đổi vị trí của hai lớp cách nhiệt cho nhau (h. 14-10) thì tổn thất nhiệt trên 1 mét ống và nhiệt độ giữa hai lớp cách nhiệt sẽ thay đổi thế nào?

Trả lời: a) $q_l = 89,5 \text{ W/m}$; $t_{w3} = 97^\circ\text{C}$

b) $q_l = 105,5 \text{ W/m}$; $t_{w3} = 159^\circ\text{C}$



Hình 14-10



Bài 14-15 — Một ống dẫn hơi đường kính trong và ngoài d_1 và d_2 . Nhiệt độ mặt trong và mặt ngoài t_{w1} và t_{w2} , $t_{w1} > t_{w2}$. Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm ống.

$$\lambda(t) = \lambda_0 (1 + \beta t) \text{ W/mdộ}$$

a) Xác định mật độ dòng nhiệt qua 1 mét ống.

b) Áp dụng cho ống dẫn hơi đường kính $d_1/d_2 = 160/170$, ngoài ống phủ lớp cách nhiệt dày $\delta = 100 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt của chất cách nhiệt $\lambda_2 = 0,062 (1 + 0,363 \cdot 10^{-2} t)$ W/mdộ, nhiệt độ mặt ngoài ống thép $t_{w2} = 300^\circ\text{C}$ và mặt ngoài lớp cách nhiệt $t_{w3} = 50^\circ\text{C}$. Xác định tổn thất nhiệt qua 1 mét ống và nhiệt độ mặt trong của ống thép.

Giải:

a) Từ công thức tính q_l của vách:

$$q_l = -2\pi r \lambda(t) \frac{dt}{dr}$$

hay

$$q_l \frac{dr}{r} = -2\pi \lambda(t) dt$$

Tích phân hai vế của phương trình:

$$\int_{r_1}^{r_2} q_l \frac{dr}{r} = \int_{t_{w1}}^{t_{w2}} -2\pi \lambda(t) dt = 2\pi \int_{t_{w2}}^{t_{w1}} \lambda_0 (1 + \beta t) dt$$

$$q_l \ln \frac{r_2}{r_1} = 2\pi \left[\lambda_0 (t_{w1} - t_{w2}) + \frac{\lambda_0 \beta}{2} (t_{w1}^2 - t_{w2}^2) \right]$$

$$= 2\pi \lambda_0 \left[1 + \frac{\beta}{2} (t_{w1} + t_{w2}) \right] (t_{w1} - t_{w2})$$

$$q_l = \frac{2\pi \lambda_o \left[1 + \frac{\beta}{2} (t_{w1} + t_{w2}) \right]}{\ln \frac{d_2}{d_1}} (t_{w1} - t_{w2})$$

Đặt

$$\lambda_{tb} = \lambda_o \left[1 + \frac{\beta}{2} (t_{w1} + t_{w2}) \right],$$

và gọi là hệ số dẫn nhiệt trung bình.

$$q_l = \frac{2\pi \lambda_{tb}}{\ln \frac{d_2}{d_1}} (t_{w1} - t_{w2})$$

b) Tồn thất nhiệt qua 1 mét ống xác định bằng công thức:

$$q_l = \frac{t_{w2} - t_{w3}}{\frac{1}{2\pi \lambda_{tb2}} \ln \frac{d_3}{d_2}}; d_3 = d_2 + 2\delta = 370 \text{ mm}$$

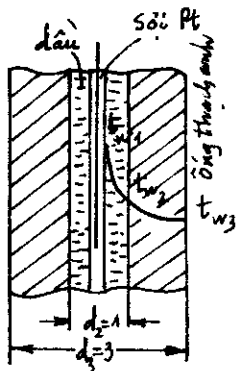
$$\lambda_{tb2} = 0,062 \left(1 + 0,363 \cdot 10^{-2} \frac{300 + 50}{2} \right) = 0,01 \text{ W/m độ}$$

$$q_l = \frac{2\pi \cdot 0,01 (300 - 50)}{\ln \frac{370}{170}} = 205 \text{ W/m}$$

Nhiệt độ mặt trong của ống thép:

$$t_{w1} = \frac{q_l}{2\pi \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + t_{w2} = \frac{205}{2\pi \cdot 50} \ln \frac{170}{160} + 300 \approx 300^\circ\text{C}$$

Bài 14-16 — Trong thiết bị thí nghiệm để xác định hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng bằng phương pháp "dây nhiệt", giữa sợi bạch kim và ống thạch anh được đổ dầu máy biến áp. Đường kính và chiều dài sợi bạch kim $d_1 = 0,12 \text{ mm}$, $l = 90 \text{ mm}$. Đường kính trong và ngoài của ống thạch anh



Hình 14-11

$d_2 = 1 \text{ mm}$ và $d_3 = 3 \text{ mm}$. Hệ số dẫn nhiệt của thạch anh $\lambda = 1,4 \text{ W/m độ}$.

Xác định hệ số dẫn nhiệt λ_f của dầu máy biến áp và nhiệt độ trung bình, của lớp dầu, nếu nhiệt lượng truyền qua lớp dầu hình xuyên $Q = 1,8 \text{ W}$. Nhiệt độ sợi bạch kim $t_{w1} = 106,9^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt ngoài ống thạch anh $t_{w3} = 30,6^\circ\text{C}$, xem (h. 14-11).

Trả lời: $\lambda_f = 0,1060 \text{ W/m độ}$

Nhiệt độ trung bình của dầu $t_f = 70^\circ\text{C}$

Bài 14-17 — 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 một hàm của nhiệt độ $\lambda = 0,159 \ln t \text{ W/m độ}$. 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 9 A 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 1 mét ống.
- hệ số dẫn nhiệt trung bình của ống.

Trả lời: a) $t_{w2} = 19,5^\circ\text{C}$

b) $q_l = 810 \text{ W/m}$

c) $\lambda_{tb} = 0,685 \text{ W/m độ}$

Bài 14-18 — 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.

Tồn thất nhiệt trên một mét ống q_l 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_l ta dùng công thức gần đúng.

$$q_l = \frac{\pi \Delta t}{\delta} \cdot \frac{1}{\frac{1}{\lambda_1 d_{tb1}} + \frac{1}{\lambda_2 d_{tb2}}}$$

d_{tb} - đường kính trung bình

Giải:

Tồn thất nhiệt trong trường hợp thứ nhất:

$$q_{l1} = \frac{\pi \Delta t}{\delta} \cdot \frac{1}{\frac{1}{\lambda_1 d_{tb1}} + \frac{1}{\lambda_2 d_{tb2}}}$$

Tồn thất nhiệt trong trường hợp thứ hai:

$$q_{l2} = \frac{\pi \Delta t}{\delta} \cdot \frac{1}{\frac{1}{\lambda_2 d_{tb1}} + \frac{1}{\lambda_1 d_{tb2}}}$$

Theo điều kiện đầu bài $d_{tb2} = 2d_{tb1}$ và $\lambda_2 = \frac{\lambda_1}{2}$

So sánh hai trường hợp:

$$\frac{q_{l1}}{q_{l2}} = \frac{\frac{1}{\lambda_2 d_{tb1}} + \frac{1}{\lambda_1 d_{tb2}}}{\frac{1}{\lambda_1 d_{tb1}} + \frac{1}{\lambda_2 d_{tb2}}} = \frac{\frac{2}{\lambda_1 d_{tb1}} + \frac{1}{2\lambda_1 d_{tb1}}}{\frac{1}{\lambda_1 d_{tb1}} + \frac{1}{\lambda_1 d_{tb1}}} = 1,25$$

$$q_{l2} = \frac{q_{l1}}{1,25} = 0,8 \quad q_{l1}$$

Vậy nhiệt lượng tồn thất trường hợp hai giảm đi 20%.

Bài 14-19 — Bao hơi của lò hơi có đường kính trong 600 mm, bề dày $\delta_1 = 15$ mm. Bên ngoài phủ một lớp cách nhiệt dày $\delta_2 = 150$ mm. Hệ số dẫn nhiệt của vách thép $\lambda_1 = 50$ W/m độ, của chất cách nhiệt $\lambda_2 = 0,1$ W/mdộ. Nhiệt độ bề mặt trong của bao hơi $t_{w1} = 200^\circ\text{C}$. Nhiệt độ mặt ngoài lớp cách nhiệt $t_{w3} = 50^\circ\text{C}$.

Hãy xác định tồn thất nhiệt qua vách của bao hơi bằng phương pháp chính xác và phương pháp gần đúng.

Giải:

Giải bằng phương pháp chính xác: tổn thất nhiệt tính theo công thức:

$$q_l = \frac{t_{w1} - t_{w3}}{\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2}}$$

28

$$d_1 = 600 \text{ mm}, d_2 = 600 + 2 \cdot 15 = 630 \text{ mm} = d_1 + 2 \cdot \delta_1$$

$$d_3 = 630 + 2 \cdot 150 = 930 \text{ mm} = d_2 + 2 \cdot \delta_2$$

$$q_l = \frac{200 - 50}{\frac{1}{2\pi \cdot 50} \ln \frac{630}{600} + \frac{1}{2\pi \cdot 0,1} \ln \frac{930}{630}} = 237 \text{ W/m}$$

241

Giải bằng phương pháp gần đúng.

$$q_l = \frac{\pi (t_{w1} - t_{w3})}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} \frac{\varphi_1}{d_{tb1}} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} \frac{\varphi_2}{d_{tb2}}}$$

φ_1 và φ_2 xác định bằng đồ thị

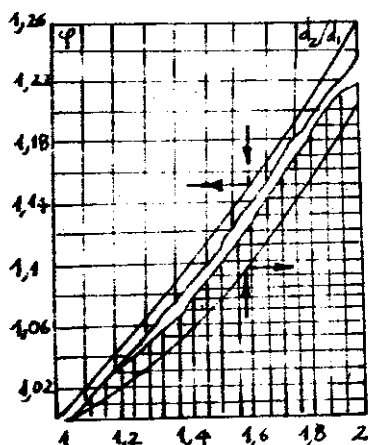
$$\frac{d_2}{d_1} = \frac{630}{600} = 1,05$$

$$\frac{d_3}{d_2} = \frac{930}{630} = 1,475$$

Ta thấy rằng

$$\frac{d_2}{d_1} < 2 \text{ và } \frac{d_3}{d_2} < 2$$

nên hệ số hình dáng φ_1 và φ_2 đều gần bằng 1 do đây ta lấy $\varphi_1 \approx 1$; $\varphi_2 \approx 1$



Hình 14-12

$$d_{tb1} = \frac{d_1 + d_2}{2} = \frac{600 + 630}{2} = 615 \text{ mm} = 0,615 \text{ m}$$

$$d_{tb2} = \frac{d_2 + d_3}{2} = \frac{630 + 930}{2} = 780 \text{ mm} = 0,78 \text{ m}$$

Tổn thất nhiệt qua vách bao hơi:

$$q_1 = \frac{\pi(200 - 50)}{\frac{15}{50} \cdot \frac{1}{615} + \frac{150}{0,1} \cdot \frac{1}{780}} = 245 \text{ W/m}$$

Bài 14-20 — Một ống dẫn hơi đường kính $d_1/d_2 = 160/170$ mm bên ngoài bọc hai lớp cách nhiệt, bề dày lần lượt bằng: $\delta_2 = 30$ mm; $\delta_3 = 50$ mm. Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm ống và hai lớp cách nhiệt: $\lambda_1 = 58$ W/mdộ; $\lambda_2 = 0,175$ W/mdộ; $\lambda_3 = 0,093$ W/mdộ. Nhiệt độ mặt trong của ống $t_{w1} = 300^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt ngoài lớp cách nhiệt thứ hai $t_{w4} = 50^\circ\text{C}$.

Xác định tổn thất nhiệt qua một mét ống bằng phương pháp gần đúng.

$$\text{Trả lời: } q_1 = 282 \text{ W/m}$$

Bài 14-21 — Một lò phản ứng hạt nhân hình cầu đường kính ngoài $d_2 = 960$ mm. Bề dày của vách $\delta = 50$ mm gồm có kính thạch anh và thép. Hệ số dẫn nhiệt tương đương là $\lambda = 1,488$ W/mdộ. Nhiệt độ mặt trong và mặt ngoài được duy trì là 210°C và 80°C .

Xác định mật độ dòng nhiệt trên bề mặt trong và ngoài của lò phản ứng.

Giải:

Nhiệt lượng truyền qua vách cầu:

$$Q = \frac{2\pi\lambda(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{1}{d_1} - \frac{1}{d_2}} = \frac{2\pi \cdot 1,488 (210 - 80)}{\frac{1}{0,860} - \frac{1}{0,960}} = 10100 \text{ W}$$

Tổn thất nhiệt trên 1m^2 mặt ngoài:

$$q_n = \frac{Q}{F_n} = \frac{Q}{\pi d_2^2} = \frac{10100}{\pi \cdot 0,96^2} = 3490 \text{ W/m}^2$$

Tổn thất nhiệt trên 1m^2 bề mặt trong

$$q_i = \frac{Q}{F_i} = \frac{Q}{\pi d_1^2} = \frac{10100}{\pi \cdot 0,86^2} = 4360 \text{ W/m}^2$$

Bài 14-22 — Do ma sát giữa trục máy và vòng bi nên nhiệt độ chỗ bị ma sát của trục máy cao hơn không khí xung quanh 60°C . Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm trục máy $\lambda = 58 \text{ W/mdộ}$. Hệ số tỏa nhiệt từ trục máy tới không khí $\alpha_1 = 7 \text{ W/m}^2\text{độ}$. Đường kính trục 60mm. Xem trục như thanh dài vô hạn, thì sự phân bố nhiệt độ dọc theo trục sẽ thế nào? Nhiệt lượng truyền đi là bao nhiêu?

Trả lời: Sự phân bố nhiệt độ dọc theo trục

$$\theta = 60e^{-2,84x}$$

$$Q = 28 \text{ W}$$

Bài 14-23 — Nhiệt độ trong bình khí nén được đo bằng một nhiệt kế thủy ngân, đặt trong một ống thép hàn liền với vỏ bình (h. 14-13), 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 $\alpha = 23,3 \text{ W/m}^2\text{độ}$. Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm ống $\lambda = 55,8 \text{ W/mdộ}$.

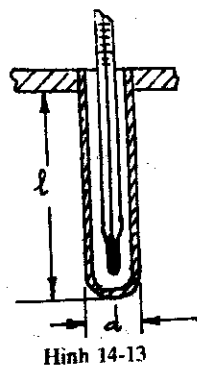
Xác định nhiệt độ của không khí trong bình và sai số của phương pháp đo.

Giải:

Sai số của phép đo là do có 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:

$$t_f - t_1 = \theta_0 = \frac{\theta_0}{ch(\text{ml})} = \frac{t_f - t_0}{ch(\text{ml})}$$



hay

$$\frac{\theta_1}{\theta_0} = \frac{1}{ch(ml)} = \frac{t_1 - t_f}{t_0 - t_f}$$

$$ml = l \sqrt{\frac{\alpha_1 U}{\alpha f}}$$

Trong đó $U = \pi d$; $f = \pi d \delta \rightarrow \frac{U}{f} = \frac{1}{\delta}$

$$ml = l \sqrt{\frac{\alpha_1}{\lambda \delta}} = 0,12 \sqrt{\frac{23,3}{55,8 \cdot 0,0015}} = 2$$

$$ch(ml) = ch2 = 3,76$$

$$\frac{t_1 - t_f}{t_0 - t_f} = \frac{84 - t_f}{40 - t_f} = \frac{1}{3,76} = 0,266$$

$$t_f = \frac{84 - 0,2678 \cdot 40}{1 - 0,266} = 100^\circ\text{C}$$

Sai số của phép đo

$$t_f - t_1 = 100 - 84 = 16^\circ\text{C}.$$

Bài 14-24 — Để giảm sai số khi đo người ta khắc phục bằng cách: ống thép bọc ngoài dùng vật liệu có hệ số dẫn nhiệt nhỏ, tăng chiều dài và giảm bề dày của ống bọc, đồng thời cách nhiệt tốt chỗ ghép ống với vỏ bình. Hãy tính nhiệt độ đầu ống thép và sai số của phép đo trong trường hợp: ống bọc làm bằng thép không gỉ $\lambda = 23,3 \text{ W/md}^\circ$, $l = 160 \text{ mm}$, $\delta = 0,8 \text{ mm}$ và do cách nhiệt tốt ở chỗ ghép ống với vỏ bình $t_0 = 70^\circ\text{C}$; còn các điều kiện khác như bài (14-23).

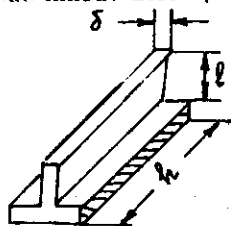
$$\text{Trả lời: } t_l = 99,8^\circ\text{C}. \quad t_f - t_l = 0,2^\circ\text{C}$$

Bài 14-25 — Mặt ngoài của buồng làm lạnh bán dẫn hình vuông có những cánh nhôm thẳng đứng. Bề rộng của từng 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 gốc 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 $\lambda = 202\text{ W/mdộ}$, hệ số tỏa nhiệt từ vách có cánh đến môi trường xung quanh $\alpha_c = 7\text{ W/m}^2\text{ độ}$.

Hãy tính nhiệt độ ở đầu cánh t_l 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 gốc cánh $\alpha_g = \alpha_c$.



Giải:

Nếu bỏ qua sự tỏa nhiệt ở đầu cánh thì nhiệt độ đầu cánh có thể tính bằng:

$$\theta_l = t_l - t_f = \frac{\theta_o}{\text{ch (mh)}}$$

Hình 14-14

$$\theta_o = t_o - t_f = 30 - 20 = 10^\circ\text{C}$$

$$\text{ml} = l \sqrt{\frac{\alpha U}{\alpha f}} = 0,03 \sqrt{\frac{7,2 (1 + 0,003)}{202 \cdot 1,0,003}} = 0,1435$$

$$\text{ch (ml)} = \text{ch } 0,1435 = 1,01 ; m = 4,78$$

$$\text{th (ml)} = \text{th } 0,1435 = 0,1425$$

Nhiệt độ đầu cánh:

$$t_l = t_f + \frac{\theta_o}{\text{ch (ml)}} = 20 + \frac{10}{1,01} = 29,9^\circ\text{C}$$

Nhiệt lượng tỏa ra ở bề mặt một cánh

$$Q_{cl} = \lambda m f \theta_o \text{ th (ml)}$$

$$f = \delta \cdot h$$

$$Q_{cl} = 202,4,78,0,003,1,10,0,1425 = 4,1\text{ W}$$

Một tường bên có 40 cánh, 4 vách có 160 cánh.

Nhiệt lượng truyền qua bề mặt các cánh:

$$Q_c = 160 \cdot 4,1 = 656W$$

Nhiệt lượng tỏa ra ở bề mặt không có cánh của 4 tường.

$$Q_g = \alpha_g \theta_o F_g \text{ theo đầu bài } \alpha_g = \alpha_c$$

F_g - phần mặt phẳng giữa các cánh:

$$\begin{aligned} F_g &= 4.b.h - (160 \cdot h \cdot \delta) \\ &= 4.0,8.1 - (160 \cdot 1 \cdot 0,003) = 2,72m^2 \end{aligned}$$

$$Q_g = 7.10 \cdot 2,72 = 190,4W$$

Vậy nhiệt lượng truyền qua vách của buồng:

$$Q = Q_c + Q_g = 656 + 190,4 = 846,4W$$

Trường hợp buồng không làm cánh, nhiệt lượng truyền qua vách.

$$Q' = \alpha \theta_o F = 7.10 \cdot 4 \cdot 0,8 \cdot 1 = 224W$$

Bài 14-26 — Một cánh phẳng làm bằng thép, có kích thước như sau: $\delta = 5mm$, $h = 50mm$, $l = 1m$. Hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 58 W/md\phi$. Hệ số tỏa nhiệt ở mặt bên và đỉnh cánh $\alpha_1 = \alpha_2 = 11,65 W/m^2\phi$, nhiệt độ thừa tại gốc cánh $\theta_1 = 80^\circ C$. Tính nhiệt lượng truyền qua cánh và nhiệt độ ở đỉnh cánh trong hai trường hợp:

a) không kể sự tỏa nhiệt ở đỉnh cánh.

b) có kể đến sự tỏa nhiệt ở đỉnh cánh.

$$\text{Trả lời: a) } \theta_2 = 72,7^\circ C \quad Q = 87,6W$$

$$\text{b) } \theta_2 = 72^\circ C \quad Q = 92W$$

Bài 14-27 — Một bộ hâm nước được lắp ráp từ những ống gang có cánh tròn, đường kính ngoài của ống $d = 76mm$. Đường kính cánh $D = 200 mm$, bề dày cánh $\delta = 5mm$. Xác định lượng nhiệt truyền từ khối đến bề mặt ngoài của ống và nhiệt độ ở đỉnh cánh, nếu nhiệt độ khối $t_r = 400^\circ C$, nhiệt độ gốc cánh $t_1 = 180^\circ C$. Phần ống được đốt nóng $l = 3m$. Số lượng cánh theo chiều dài ống $n = 150$. Hệ số tỏa nhiệt từ khối đến bề mặt cánh $\alpha = 46,5 W/md\phi$. Hệ số dẫn nhiệt của gang $\lambda = 52,4 W/md\phi$.

Giải:

Nhiệt độ ở đỉnh cánh và nhiệt lượng truyền cho một ống xác định bằng công thức sau:

$$\theta_2 = \theta_1 \frac{I_0(mr_2) K_1(mr_2) + I_1(mr_2) K_0(mr_2)}{I_0(mr_1) K_1(mr_2) + I_1(mr_2) K_0(mr_1)}$$

$$Q = 2\pi r_1 \lambda \delta m \theta_1 \psi'$$

trong đó:

$$\psi' = \frac{I_1(mr_2) K_1(mr_1) - I_1(mr_1) K_1(mr_2)}{I_0(mr_1) K_1(mr_2) + I_1(mr_2) K_0(mr_1)}$$

I_0, I_1, K_0, K_1 - các hàm Bessel tra ở phần phụ lục

$$m = \sqrt{\frac{\alpha U}{\lambda f}} = \sqrt{\frac{2\alpha}{\lambda \delta}} = \sqrt{\frac{2.46,5}{52.40,005}} = 18,9 \text{ 1/m}$$

$$r_1 = \frac{d}{2} = \frac{76}{2} = 38\text{mm} = 0,038\text{m}$$

$$r_2 = \frac{D}{2} = \frac{200}{2} = 100\text{mm} = 0,1\text{m}$$

Nếu kê cả tỏa nhiệt ở đầu cánh, ta tăng bán kính r_2 lên một đoạn bằng nửa bề dày cánh, được:

$$r'_2 = r_2 + \frac{\delta}{2} = 0,1 + \frac{0,005}{2} = 0,1025\text{m}$$

$$mr_1 = 18,9 \cdot 0,038 = 0,719$$

$$mr'_2 = 18,9 \cdot 0,1025 = 1,94$$

$$\theta_1 = 400 - 180 = 220^\circ\text{C}$$

Tra phụ lục 12 và 13

$$I_0(mr_1) = I_0(0,719) = 1,1338$$

$$K_0(0,719) = 0,6424$$

$$I_0(mr'_2) = I_0(1,94) = 2,189 \quad K_0(1,94) = 0,12285$$

$$I_1(mr_1) = I_1(0,719) = 0,3835 \quad K_1(0,719) = 1,0146$$

$$I_1(mr'_2) = I_1(1,94) = 1,5042 \quad K_1(1,94) = 0,152$$

$$\theta_2 = 220 \frac{2,189 \cdot 0,152 + 1,5042 \cdot 0,1228}{1,1338 \cdot 0,152 + 1,5042 \cdot 0,6424} = 102,5^\circ\text{C}$$

$$\theta_2 = t_f - t_2 = 102,5^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 400 - 102,5 = 297,5^\circ\text{C}$$

$$\psi = \frac{1,5042 \cdot 1,0146 - 0,3835 \cdot 0,152}{1,1338 \cdot 0,152 + 1,5042 \cdot 0,6424} = 1,295$$

Nhiệt lượng truyền cho 1 cánh:

$$Q_{c1} = 2\pi r_1 l \delta m \theta_1 \psi = 2\pi \cdot 0,038 \cdot 52,4 \cdot 18,9 \cdot 0,005 \cdot 220 \cdot 1,295 = 337 \text{ W}$$

Đối với 150 cánh:

$$Q_c = n Q_{c1} = 150 \cdot 337 = 50500 \text{ W}$$

Nhiệt lượng ở phần mặt vách giữa các cánh nhận được:

$$Q_g = 2\pi \alpha r_1 \theta_1 (1 - n\delta) = 2\pi \cdot 46,5 \cdot 0,038 \cdot 220 \cdot (3 - 150 \cdot 0,005) = 5500 \text{ W}$$

Vậy nhiệt lượng truyền cho vách

$$Q = Q_c + Q_g = 50500 + 5500 = 56000 \text{ W}$$

Ta có thể giải bài này bằng phương pháp gần đúng:

Cánh thẳng tiết diện không đổi dễ tính toán có kích thước như sau:

$$h = r_2 - r_1 + \frac{\delta}{2} = 100 - 38 + \frac{5}{2} = 64,5 \text{ mm} = 0,0645 \text{ m}$$

theo trên $m = 18,9$

$$mh = 18,9 \cdot 0,0645 = 1,22$$

$$ch(mh) = ch 1,22 = 1,8412; th 1,22 = 0,8397$$

$$\frac{\theta_2}{\theta_1} = \frac{1}{\text{ch}(\text{mh})} = \frac{1}{1,8412} = 0,543$$

$$\frac{r_2}{r_1} = \frac{100}{38} = 2,635$$

Căn cứ $\frac{\theta_2}{\theta_1}$, $\frac{r_2}{r_1}$ tra đồ thị (h. 14-2) ta được:

$$\varepsilon'' = 0,836$$

Nhiệt lượng truyền cho cánh xác định bằng công thức:

$$Q'' = \varepsilon'' F'' q; q = \frac{Q}{F}$$

Q - nhiệt lượng truyền cho cánh phẳng có chiều cao, bề dày bằng chiều cao, bề dày của cánh tròn, chiều rộng là 1m.

$$Q = \lambda m f \theta_1 \text{th}(\text{mh})$$

trong đó

$$f = \delta l = \delta \times 1$$

$$Q = 52,4 \cdot 18,9 \cdot 0,005 \cdot 1 \cdot 220 \cdot 0,8397 = 915 \text{ W}$$

Diện tích tỏa nhiệt của cánh phẳng:

$$F = 2hl = 2 \cdot 0,0645 \cdot 1 = 0,129 \text{ m}^2$$

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{915}{0,129} = 7100 \text{ W/m}^2$$

Diện tích bề mặt cánh tròn:

$$F'' = 2\pi (r_2^2 - r_1^2) = 2\pi (0,1^2 - 0,0038^2) = 0,0601 \text{ m}^2$$

Vậy:

$$Q'' = \varepsilon'' F'' q = 0,836 \cdot 0,0601 \cdot 7100 = 357 \text{ W}$$

Bài 14-28 — 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 $\alpha = 35 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$. Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm cánh

$\lambda = 35 \text{ W/m độ}$. Nhiệt độ thừa tại gốc cánh $\theta_1 = 80^\circ\text{C}$. Hãy tính nhiệt lượng truyền qua cánh bằng hai cách.

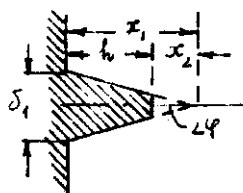
- bằng công thức đúng
- bằng công thức gần đúng

Trả lời: a) $Q = 115,5\text{W}$; b) $Q = 103\text{W}$

Bài 14-29 — Bộ sấy không khí được chế tạo bằng những ống gang có cánh tiết diện 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 $\lambda = 52,3 \text{ W/mdộ}$, nhiệt độ gốc cánh $t_0 = 450^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí $t_f = 350^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt cánh tới không khí $\alpha = 23,3 \text{ W/m}^2\text{ độ}$.

Tính bằng hai phương pháp giải tích và đồ thị.



Giải: - Bằng phương pháp giải tích:

$$\operatorname{tg} \varphi = \frac{\delta_1 - \delta_2}{2h} = \frac{3 - 1}{2 \cdot 30} = \frac{1}{30}$$

$$x_1 = \frac{\delta_1}{2 \operatorname{tg} \varphi} = \frac{3 \cdot 30}{2} = 45 \text{ mm}$$

$$x_2 = x_1 - h = 45 - 30 = 15 \text{ mm}$$

Hình 14-15

$$Z_1 = \frac{\alpha x_1}{\lambda \operatorname{tg} \varphi} = \frac{23,3 \cdot 0,045}{52,3} \cdot 30 = 0,6014$$

$$Z_2 = \frac{\alpha x_2}{\lambda \operatorname{tg} \varphi} = \frac{23,3 \cdot 0,015 \cdot 30}{52,3} = 0,201$$

$$2\sqrt{Z_1} = 2\sqrt{0,6014} = 1,55$$

$$2\sqrt{Z_2} = 2\sqrt{0,201} = 0,895$$

$$\theta_1 = 450 - 350 = 100^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ đỉnh cánh và nhiệt lượng truyền qua cánh xác định bằng các công thức sau:

$$\theta_2 = \theta_1 \frac{I_0(2\sqrt{Z_2}) K_1(2\sqrt{Z_2}) + I_1(2\sqrt{Z_2}) K_0(2\sqrt{Z_2})}{I_0(2\sqrt{Z_1}) K_1(2\sqrt{Z_2}) + I_1(2\sqrt{Z_2}) K_0(2\sqrt{Z_1})}$$

$$Q_c = \psi \frac{\alpha \delta_1 I \theta_1}{\sqrt{Z_1} \tanh \psi}$$

trong đó

$$\psi = \frac{I_1(2\sqrt{Z_1}) K_1(2\sqrt{Z_2}) - I_1(2\sqrt{Z_2}) K_1(2\sqrt{Z_1})}{I_0(2\sqrt{Z_1}) K_1(2\sqrt{Z_2}) + I_1(2\sqrt{Z_2}) K_0(2\sqrt{Z_1})}$$

Tra các hàm I_0 , I_1 , K_0 , K_1 ở phần phụ lục 12 và 13 được:

$$I_0(2\sqrt{Z_1}) = I_0(1,55) = 1,6985 ; K_0(2\sqrt{Z_1}) = K_0(1,55) = 0,2009$$

$$I_0(2\sqrt{Z_2}) = I_0(0,895) = 1,213 ; K_0(2\sqrt{Z_2}) = K_0(0,895) = 0,4867$$

$$I_1(2\sqrt{Z_1}) = I_1(1,55) = 1,0392 ; K_1(2\sqrt{Z_1}) = K_1(1,55) = 0,2590$$

$$I_1(2\sqrt{Z_2}) = I_1(0,895) = 0,4971 ; K_1(2\sqrt{Z_2}) = K_1(0,895) = 0,717$$

Thay các trị số vào:

$$\theta_2 = t_2 - t_f = 100 \frac{1,213 \cdot 0,717 + 0,4971 \cdot 0,4867}{1,6985 \cdot 0,717 + 0,4971 \cdot 0,2009} = 84^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ đầu cánh là:

$$t_2 = 84 + t_f = 84 + 350 = 434^\circ\text{C}$$

$$\psi = \frac{1,0392 \cdot 0,717 - 0,4971 \cdot 0,259}{1,6985 \cdot 0,717 + 0,4971 \cdot 0,2009} = 0,462$$

Nhiệt lượng truyền qua cánh:

$$Q_c = 0,462 \frac{23,3 \cdot 0,003 \cdot 2,5 \cdot 100 \cdot 30}{0,6014} = 312\text{W}$$

- Giải bằng phương pháp đồ thị :

Cánh thẳng để tính toán có tiết diện không đổi, với kích thước là l , h' , δ_{tb} .

Ta dùng các công thức sau:

$$Q' = \varepsilon' F' q$$

Trong đó $q = \frac{Q}{F}$; $Q = \lambda m f \theta_1 \text{ th}(\text{mh}')$

$$h' = h + \frac{\delta_2}{2} = 30 + 0,5 = 30,5 \text{ mm}$$

$$m = \sqrt{\frac{2\alpha}{\lambda \cdot \delta_{tb}}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 23,3}{52,3 \cdot 0,002}} = 21,1 \text{ m}^{-1}$$

$$\text{mh}' = 0,0305 \cdot 21,1 = 0,644$$

Theo phụ lục

$$\text{ch}(\text{mh}') = \text{ch}(0,644) = 1,2147; \text{th}(0,644) = 0,5676$$

$$\frac{\theta_2}{\theta_1} = \frac{1}{\text{ch}(\text{mh}')} = \frac{1}{1,2147} = 0,825$$

$$\frac{\delta_2}{\delta_1} = \frac{1}{3} \approx 0,333$$

trị số $\varepsilon' = f\left(\frac{\theta_2}{\theta_1}, \frac{\delta_2}{\delta_1}\right)$ xác định bằng đồ thị (h. 14-1)

$$\varepsilon' = 1,02$$

Diện tích mặt cánh phẳng:

$$F = 2h'l = 2 \cdot 0,0305 \cdot 2,5 = 0,135 \text{ m}^2$$

Diện tích bề mặt của cánh tiết diện hình thang

$$F' = 2l \cdot \frac{h}{\cos \varphi} \text{ trong đó}$$

$$\text{tg } \varphi = \frac{1}{30} \approx 0,03315$$

$$\varphi \approx 2^\circ$$

$$\cos \varphi \approx 0,9998 \approx 1$$

$$F' = 2 \cdot 2,5 \cdot 0,03 = 0,15 \text{ m}^2$$

Nhiệt lượng truyền qua cánh thẳng:

$$Q = \lambda m f \theta_1 \text{th}(\text{mh}') = 52,3 \cdot 21,1 \cdot 2,5 \cdot 0,002 \cdot 100 \cdot 0,5676 = 312 \text{ W}$$

Vậy nhiệt lượng truyền qua cánh hình thang:

$$Q' = \epsilon' F' \frac{Q}{F} = 1,02 \cdot 0,15 \cdot \frac{312}{0,135} = 312 \text{ W}$$

Bài 14-30 — 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 $\alpha = 23,3 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$, hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm cánh $\lambda = 46,5 \text{ W/m độ}$. Nhiệt độ thừa tại gốc $\theta_1 = 80^\circ \text{C}$.

Trả lời: $Q = 89 \text{ W}$

Bài 14-31 — 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 $t_r = 20^\circ \text{C}$. Tính nhiệt lượng tỏa ra trên 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 $\lambda = 17,5 \text{ W/m độ}$. Hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt dây tới không khí $\alpha = 46,5 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$.

Giải:

Điện trở của dây đốt nóng:

$$R = \frac{\rho l}{\pi r^2} = \frac{1,1 \cdot 10}{\pi \cdot 1} = 3,5 \Omega$$

Nhiệt lượng do dây phát ra:

$$Q = I^2 R = 25^2 \cdot 3,5 = 2185 \text{ W}$$

Nhiệt lượng của một mét dây phát ra:

$$q_1 = \frac{Q}{l} = \frac{2185}{10} = 218,5 \text{ W/m}$$



Nhiệt độ ở bề mặt của dây:

$$t_w = \frac{q_v r_o}{2\alpha} + t_f; q_v = \frac{q_l}{\pi r_o^2}$$

$$t_w = \frac{q_l}{\pi d \alpha} + t_f = \frac{218,5}{\pi \cdot 0,002 \cdot 46,5} + 20 = 769^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ ở tâm dây:

$$t_o = t_w + \frac{q_l}{4\pi \lambda} = 769 + \frac{218,5}{4\pi \cdot 17,5} = 770^\circ\text{C}$$

Bài 14-32 — Dòng điện chạy dọc theo thanh nicrom đường kính $d = 5$ mm, dài $l = 420$ mm. Điện áp ở hai đầu của thanh $\Delta U = 110$ V. Trên bề mặt của thanh nước sôi dưới áp suất $p = 5$ bar.

Xác định năng suất phát nhiệt của nguồn nhiệt bên trong q_v W/m³, mật độ dòng nhiệt qua bề mặt của thanh q W/m², mật độ dòng nhiệt trên 1 đơn vị chiều dài q_l W/m, nhiệt độ ở mặt và trục của thanh. Nếu hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt của thanh đến nước sôi $\alpha = 44400$ W/m² độ. Hệ số dẫn nhiệt của nicrom $\lambda = 17,5$ W/m độ. Điện trở suất của nicrom $\rho = 1,17 \cdot 10^{-6}$ Ω mm²/m:

Trả lời: $q_v = 4,83 \cdot 10^8$ W/m³; $q = 6,08 \cdot 10^5$ W/m²

$$q_l = 9525 \text{ W/m}; t_w = 165,44^\circ\text{C}.$$

$$t_o = 208,54^\circ\text{C}.$$

2. DẪN NHIỆT KHÔNG ỔN ĐỊNH

Bài 14-33 — Có một tấm cao su dày $2\delta = 20$ 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 $\lambda = 0,175$ W/m độ, hệ số dẫn nhiệt độ của cao su $\alpha = 0,833 \cdot 10^{-7}$ m²/s, hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt tấm đến môi trường $\alpha = 65$ W/m² độ

Giải:

Nhiệt độ thừa không thứ nguyên ở tâm và trên bề mặt của tấm có thể

xác định trên đồ thị tính toán

$$\dot{\theta}_{x=0} = f_1(Bi, Fo) \text{ (h. 14-3) và } \dot{\theta}_{x=1} = f_2(Bi, Fo) \text{ (h.14-4).}$$

Trong trường hợp bài toán này ta có:

$$Bi = \frac{\alpha \delta}{\lambda} = \frac{65 \cdot 0,01}{0,175} = 3,73$$

$$Fo = \frac{a\tau}{\delta^2} = \frac{0,833 \cdot 10^{-7} (120 \cdot 60)}{(0,01)^2} = 1,0$$

Căn cứ theo các giá trị của Bi và Fo theo đồ thị (h. 14-3) tìm được: $\dot{\theta}_{x=0} = 0,26$ và theo đồ thị (h. 14-4) được $\dot{\theta}_{x=1} = 0,083$.

$$\text{Từ: } \dot{\theta}_{x=0} = \frac{1 - t_f}{t_0 - t_f} \text{ xác định được}$$

$$t_{x=0} = t_f + \dot{\theta}_{x=0} (t_0 - t_f) = 15 + 0,26 (140 - 15) = 47,5^\circ\text{C}$$

và:

$$t_{x=\delta} = t_f + \dot{\theta}_{x=1} (t_0 - t_f) = 15 + 0,083 (140 - 15) = 25,4^\circ\text{C}$$

Vậy sau 20 phút làm nguội nhiệt độ ở tâm của tấm $t_{x=0} = 47,5^\circ\text{C}$, còn nhiệt độ bề mặt của tấm bằng $t_{x=\delta} = 25,4^\circ\text{C}$.

Bài 14-34 — Một trục bằng thép dài đường kính $d = 2r_0 = 120 \text{ mm}$ có nhiệt độ ban đầu $t_0 = 20^\circ\text{C}$, được gia nhiệt trong lò có nhiệt độ $t_f = 820^\circ\text{C}$. Tính thời gian cần thiết để nhiệt độ ở tâm trục 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 $\lambda = 21 \text{ W/mdộ}$ và $a = 6,11 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; hệ số tỏa nhiệt trên bề mặt trục $\alpha = 140 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$.

$$\text{Trả lời: } \tau = 51 \text{ phút } t_{r=r_0} = 804^\circ\text{C}$$

Bài 14-35 — Có một khối thép hình hộp kích thước $200 \times 400 \times 500 \text{ mm}$, nhiệt độ ban đầu $t_0 = 20^\circ\text{C}$, được nung nóng trong lò có nhiệt độ $t_f = 1400^\circ\text{C}$. Xác định nhiệt độ ở tâm của 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 $\lambda = 37,2 \text{ W/mdộ}$ và $a = 6,94 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$. Hệ số tỏa nhiệt độ trên bề mặt $\alpha = 186 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$.

Giải:

Nhiệt độ không thứ nguyên tại tâm của khối thép có thể xác định theo phương trình:

$$\left(\frac{t_f - t}{t_f - t_0} \right)_{x,y,z,r} = \left(\frac{t_f - t_x = 0}{t_f - t_0} \right)_{x,r} \cdot \left(\frac{t_f - t_y = 0}{t_f - t_0} \right)_{y,r} \cdot \left(\frac{t_f - t_z = 0}{t_f - t_0} \right)_{z,r}$$

$t_{x=0}$; $t_{y=0}$; $t_{z=0}$ có thể tìm theo đồ thị tính toán của tấm phẳng (trường 1 chiều).

Đối với tấm có chiều dày $2\delta_x = 200\text{mm}$

$$Fo_x = \frac{a\tau}{\delta_x^2} = \frac{6,94 \cdot 10^{-6} \cdot (1,5 \cdot 3600)}{0,1^2} = 3,75$$

$$Bi_x = \frac{\alpha \delta_x}{\lambda} = \frac{186 \cdot 0,1}{37,2} = 0,5$$

Căn cứ theo $Fo_x = 3,75$ và $Bi_x = 0,5$ tra ở đồ thị (h. 14-3) được:

$$\left(\frac{t_f - t_x = 0}{t_f - t_0} \right)_{x,r} = 0,22$$

Tương tự ta có $2\delta_y = 400\text{ mm}$ và $Fo_y = 0,937$; $Bi_y = 1,0$

$$\left(\frac{t_f - t_y = 0}{t_f - t_0} \right)_{y,r} = 0,57$$

$2\delta_z = 500\text{ mm}$ và $Fo_z = 0,6$, $Bi_z = 1,25$

$$\left(\frac{t_f - t_z = 0}{t_f - t_0} \right)_{z,r} = 0,68$$

$$\left(\frac{t_f - t}{t_f - t_0} \right)_{x,y,z,t} = 0,22 \cdot 0,57 \cdot 0,68 = 0,0852$$

Từ đây ta tính được:

$$t = t_f - 0,0852 (t_f - t_0) = 1400 - 0,0852 (1400 - 200) = 1282^\circ\text{C}.$$

Bài 14-36 — Có một tường gạch dày $2\delta = 0,5\text{m}$, nhiệt độ ban đầu ở

trạng thái ổn định là $t_0 = 18^\circ\text{C}$, do điều kiện môi trường xung quanh đột ngột hạ xuống còn $t_f = 8^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt trên bề mặt tường $\alpha = 8,12\text{W/m}^2\text{ độ}$. Tính nhiệt độ ở tâm vách và trên bề mặt vách sau thời gian 1 giờ. Nếu biết thông số độ ở tâm vách và trên bề mặt vách sau thời gian 1 giờ. Nếu biết thông số vật lý của vật liệu làm vách:

$$\lambda = 0,812\text{W/mdộ}; \rho = 1500\text{ kg/m}^3$$

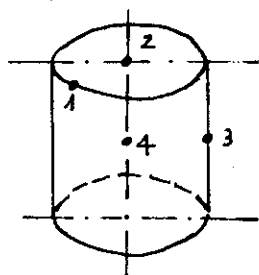
$$C = 0,8374\text{ kJ/kg độ}$$

$$\text{Trả lời: } t_w = 14,27^\circ\text{C}; t_m = 18^\circ\text{C}$$

Bài 14-37 — 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 $t_0 = 20^\circ\text{C}$ được nung trong lò có nhiệt độ $t_f = 1020^\circ\text{C}$, $\alpha = 232\text{W/m}^2\text{ độ}$, biết $\lambda_t = 35\text{W/m độ}$; $a_t = 0,0225\text{m}^2/\text{h}$. Tính nhiệt độ tại các điểm 1, 2, 3, 4 (h. 14-16) sau 1 giờ

$$\text{Trả lời: } t_1 = 951^\circ\text{C}; t_2 = 908^\circ\text{C}$$

$$t_3 = 880^\circ\text{C}; t_4 = 792^\circ\text{C}$$



Hình 14-16

Chương 15

TỎA NHIỆT ĐỐI LƯU

Khi tính toán nhiệt lượng truyền trong quá trình tỏa nhiệt đối lưu thường dùng công thức Newton:

$$Q = \alpha F (t_w - t_f)$$

Trong đó: Q - nhiệt lượng truyền qua trong một đơn vị thời gian, W

α - hệ số tỏa nhiệt $W/m^2\text{ độ}$

F - diện tích bề mặt tỏa nhiệt, m^2

t_w - nhiệt độ trung bình của bề mặt vật rắn, độ

t_f - nhiệt độ trung bình của chất lỏng, độ

Hệ số tỏa nhiệt α được xác định bằng thực nghiệm kết hợp với lý luận đồng dạng. Dùng lý luận đồng dạng để phân tích quá trình tỏa nhiệt đối lưu ổn định chúng ta tìm được phương trình tiêu chuẩn có dạng

$$Nu = f(Re, Gr, Pr)$$

Trong đó

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} \quad \text{tiêu chuẩn Nutzen}$$

$$Re = \frac{\omega l}{\nu} \quad \text{tiêu chuẩn Rây-nôn}$$

$$Pr = \frac{\nu}{a} \quad \text{tiêu chuẩn Prant}$$

$$Gr = \frac{g \beta l^3 \Delta t}{\nu^2} \quad \text{tiêu chuẩn Gratgôp}$$

l - kích thước xác định, m

g - gia tốc trọng trường, m/s^2

β - hệ số giãn nở nhiệt, $1/^\circ C$

a - hệ số dẫn nhiệt độ, m^2/s

Theo nguyên nhân gây ra chuyển động, quá trình tỏa nhiệt đối lưu được phân ra tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên và tỏa nhiệt đối lưu cưỡng bức.

Trong quá trình tính toán tỏa nhiệt, thường dùng các công thức sau:

1. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên:

a) Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn:

$$Nu_m = C(Gr \cdot Pr)^n \quad (15-1)$$

Trong phương trình này các thông số vật lý được chọn theo nhiệt độ xác định $t_m = \frac{1}{2}(t_w + t_f)$. Kích thước xác định chọn: đối với vách đứng hoặc ống đứng chọn chiều cao H .

Vật hình cầu, ống nằm ngang chọn đường kính d . Trị số C và n được

chọn theo bảng 15-1.

Bảng 15-1

$(Gr \cdot Pr)_m$	C	n
$10^3 \cdot 5 \cdot 10^2$	1.18	1/8
$5 \cdot 10^2 \cdot 2 \cdot 10^7$	0.54	1/4
$2 \cdot 10^7 \cdot 1 \cdot 10^{13}$	0.135	1/3

Khi dùng công thức (15-1) nếu trường hợp tấm phẳng đặt nằm ngang bề mặt nóng hướng lên thì kết quả tìm được sẽ tăng lên 30%, còn trường hợp bề mặt nóng hướng xuống thì kết quả tìm được giảm đi 30%.

Hoặc có thể dùng công thức sau:

- Đối với ống đặt nằm ngang đường kính d:

$$\text{Khi } 10^3 < (Gr.Pr)_{fd} < 10^8$$

$$Nu_{fd} = 0,5 (Gr.Pr)_{fd}^{0,25} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (15-2)$$

- Đối với ống đặt đứng hoặc vách đặt đứng:

$$\text{Khi } 10^3 < (Gr.Pr)_{fh} < 10^9$$

$$Nu_{fh} = 0,76 (Gr.Pr)_{fh}^{0,25} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (15-3)$$

$$\text{Khi } (Gr.Pr)_{fh} > 10^9$$

$$Nu_{fh} = 0,15 (Gr.Pr)_{fh}^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (15-4)$$

Đối với chất khí $\left[\frac{Pr_f}{Pr_w} = 1 \right]$

Trong công thức (15-2) (15-3) (15-4) : t_f - nhiệt độ trung bình của chất lỏng được chọn làm nhiệt độ xác định.

$$\left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \text{ - Hệ số xét đến ảnh hưởng của phương hướng dòng nhiệt.}$$

b) Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian hữu hạn:

$$q = \frac{\lambda_{td}}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}), \text{ W/m}^2 \quad (15-5)$$

Trong đó

$$\lambda_{td} = \epsilon_{td} \lambda$$

λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng chọn theo nhiệt độ $t_f = \frac{1}{2} (t_{w1} + t_{w2})$

t_{w1} - nhiệt độ bề mặt nóng

t_{w2} - nhiệt độ bề mặt lạnh

$$\epsilon_{td} = f(Gr, Pr)_f$$

Khi $(Gr, Pr)_f < 10^3$ thì $\epsilon_{td} = 1$

$$(Gr, Pr)_f = 10^3 - 10^{10} \text{ thì } \epsilon_{td} = 0,18(Gr, Pr)_f^{1/4}$$

Trong các công thức này nhiệt độ xác định là $t_f = \frac{1}{2} (t_{w1} + t_{w2})$

Kích thước xác định là δ - chiều dày khe hẹp.

2. Tỏa nhiệt đối lưu cưỡng bức

A - Chất lỏng chảy bên ngoài vật

a) Chất lỏng chảy ngang qua ống đơn:

$$\text{Khi } Re_f = 10 - 10^3$$

$$Nu_f = 0,50 Re_f^{0,5} Pr_f^{0,38} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (15-6)$$

$$Re_f = 10^3 - 2 \cdot 10^5$$

$$Nu_f = 0,25 Re_f^{0,6} Pr_f^{0,38} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (15-7)$$

Đối với không khí, các phương trình trên có dạng đơn giản hơn:

$$Re_f = 10 - 10^3 \text{ thì}$$

$$Nu_f = 0,44 Re_f^{0,5} \quad (15-8)$$

$$Re_f = 10^3 - 2 \cdot 10^5 \text{ thì}$$

$$Nu_f = 0,22 Re_f^{0,6} \quad (15-9)$$

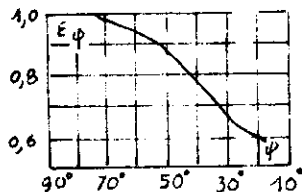
Trong đó: nhiệt độ xác định t_f - nhiệt độ trung bình của chất lỏng, $^{\circ}C$.

Kích thước xác định d - đường kính ngoài của ống tròn, m.

Các công thức tính toán trên tương ứng với góc $\varphi = 90^{\circ}$, trong trường hợp góc $\varphi < 90^{\circ}$ thì tính toán như sau:

$$\alpha_{\varphi} = \alpha_{90} \cdot \varepsilon_{\varphi}$$

hệ số ε_{φ} tra theo đồ thị (h. 15-1)



Hình 15-1

b) Chất lỏng chảy ngang qua chùm ống:

Phương trình tiêu chuẩn có dạng:

$$Nu_f = C Re_f^n \cdot Pr_f^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_i \varepsilon_s \quad (15-10)$$

Công thức này dùng cho trường hợp $Re_f = 10^3 - 10^5$

ε_s - hệ số xét đến ảnh hưởng của bước ống theo chiều sâu.

ε_i - hệ số xét đến thứ tự của hàng ống.

* Chùm ống song song: $C = 0,26$ $n = 0,65$

$$\varepsilon_s = \left(\frac{S_2}{d} \right)^{-0,15} \quad \varepsilon_i = \frac{\alpha_1}{\alpha_3}$$

Đối với hàng ống thứ nhất $\varepsilon_1 = 0,6$ hàng ống thứ hai $\varepsilon_2 = 0,9$ và từ hàng ống thứ ba trở đi $\varepsilon_i = 1$.

* Chùm ống so le: $C = 0,41$ $n = 0,6$

Khi $\frac{S_1}{S_2} < 2$ $\varepsilon_s = \left(\frac{S_1}{S_2} \right)^{1/6}$

$$\frac{S_1}{S_2} > 2 \quad \varepsilon_S = 1,12$$

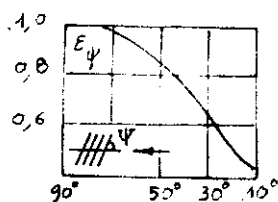
Đối với hàng ống thứ nhất $\varepsilon_1 = 0,6$, hàng ống thứ hai $\varepsilon_2 = 0,7$ và từ hàng ống thứ ba trở về sau $\varepsilon_i = 1$.

Hệ số tỏa nhiệt của toàn chùm ống

$$\alpha_{\text{chùm}} = \frac{\sum_{i=1}^n \alpha_i F_i}{\sum_{i=1}^n F_i}$$

Trong công thức trên nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của dòng chất lỏng t_f .

Kích thước xác định là đường kính ngoài của ống d .



Hình 15-2

Tốc độ dòng chất lỏng ω lấy ở chỗ tiết diện hẹp nhất

S_1 - bước ngang, S_2 - bước dọc

Góc va ở đây $\psi = 90^\circ$

Nếu trường hợp góc va $\psi < 90^\circ$ thì có thể tính:

$$\alpha_\psi = \alpha_{90} \varepsilon_\psi$$

Tra ở đồ thị (h. 15-2) hoặc bảng (15-2) dưới đây.

Bảng 15-2 $\varepsilon_\psi = f(\psi)$

ψ	90	80	70	60	50	40	30	20	10
ε_ψ	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

B - Chất lỏng chảy trong ống

a) Tỏa nhiệt khi chất lỏng chạy tầng $Re_f < 2200$

$$Nu_f = 0,15 Re_f^{0,33} Pr_f^{0,43} Gr_f^{0,1} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (15-11)$$

Đối với không khí phương trình trên có dạng sau:

$$Nu_f = 0,13 Re_f^{0,33} \cdot Gr_f^{0,1} \quad (15-11')$$

Công thức trên áp dụng cho trường hợp $l/d > 50$, nếu $l/d < 50$ thì hệ số tỏa nhiệt α tìm được từ công thức (2-11) và (2-11') phải nhân thêm với hệ số ϵ_l . Trị số của ϵ_l cho ở bảng 15-3.

Bảng 15-3. $\epsilon_l = f(l/d)$

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) Tỏa nhiệt khi chất lỏng chảy rối $Re_f > 10^4$

$$Nu_f = 0,021 Re_f^{0,8} Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \epsilon_l \cdot \epsilon_R \quad (15-12)$$

Trường hợp $l/d > 50$ $\epsilon_l = 1$

$l/d < 50$ ϵ_l tra theo bảng 2-4

Bảng 2-4. $\epsilon_l = f(Re, l/d)$

	l/d								
Re_f	1	2	5	10	15	20	30	40	50
$1 \cdot 10^4$	1,65	1,50	1,34	1,23	1,17	1,13	1,07	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,51	1,40	1,27	1,18	1,13	1,10	1,05	1,02	1
$5 \cdot 10^4$	1,34	1,27	1,18	1,13	1,10	1,08	1,04	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,28	1,22	1,15	1,10	1,08	1,06	1,03	1,02	1
$1 \cdot 10^6$	1,14	1,11	1,08	1,05	1,04	1,03	1,02	1,01	1

Nếu ống thẳng $\varepsilon_R = 1$; ống cong $\varepsilon_R = 1 + 1,77 \frac{d}{R}$

R - bán kính cong của ống

Đối với không khí công thức trên có dạng:

$$Nu_f = 0,018 Re_f^{0,8} \varepsilon_l \cdot \varepsilon_R \quad (15-12')$$

c) Khi chảy quá độ: $2200 < Re_f < 10^4$

$$K_o = Nu_f Pr_f^{-0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{-0,25} \varepsilon_l^{-1} = f(Re_f) \quad (15-13)$$

Bảng 15-5. $K_o = f(Re_f)$

$Re_f \cdot 10^{-3}$	2,2	2,3	2,5	3,0	3,5	4,0	5,0	6,0	7,0	8,0	9,0	10
K_o	1,9	3,2	4,0	6,8	9,5	11	16	19	24	27	30	33

ε_l - chọn theo trường hợp chảy tầng.

Trong công thức (15-11) (15-12) (15-13) nhiệt độ xác định t_f - nhiệt độ trung bình của dòng chất lỏng.

Kích thước xác định: đối với ống tròn lấy d - đường kính trong của ống.

Ống có hình dáng khác chọn $d_{td} = \frac{4F}{U}$.

F - diện tích tiết diện ngang 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 $p = 0,2 - 80$ bar, đối với nước trong trường hợp sôi bọt có thể dùng công thức:

$$\alpha = 46 \Delta t^{2,33} p^{0,5} \text{ W/m}^2 \text{ độ} \quad (15-14)$$

hoặc

$$\alpha = 3,15 p^{0,15} q^{0,7} \text{ W/m}^2 \text{ độ} \quad (15-14')$$

Trong đó: $\Delta t = t_w - t_s$ - độ chênh nhiệt độ, $^{\circ}\text{C}$

t_w - nhiệt độ bề mặt vách, $^{\circ}\text{C}$

t_s - nhiệt độ bão hòa tương ứng với áp suất p, $^{\circ}\text{C}$

p - áp suất tuyệt đối của hơi, bar

q - mật độ dòng nhiệt, W/m²

b) Tỏa nhiệt khi ngưng:

- Vách đứng hoặc ống đặt đứng:

$$\alpha_d = 1,14 \sqrt[4]{\frac{\rho g r \lambda^3}{\nu H (t_s - t_w)}}, \text{ W/m}^2 \text{ độ} \quad (15-15)$$

- Ống đặt nằm ngang:

$$\alpha_{ng} = 0,72 \sqrt[4]{\frac{\rho g r \lambda^3}{\nu d (t_s - t_w)}}, \text{ W/m}^2 \text{ độ} \quad (15-15')$$

Trong đó:

g - gia tốc trọng trường, m/s²

λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng, W/mdộ

r - nhiệt ẩn hóa hơi, J/kg độ

ρ - mật độ (khối lượng riêng) của chất lỏng, kg/m³

ν - độ nhớt động học của chất lỏng, m²/s

H - chiều cao của vách đứng, m

t_s - nhiệt độ bão hòa tương ứng với áp suất p, °C

t_w - nhiệt độ bề mặt vách, °C

d - đường kính ngoài của ống, m

BÀI TẬP

1. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên *tr*

Bài 15-1 — Nhiệt độ mặt ngoài của tường lò nung là 80°C. Nhiệt độ môi trường không khí xung quanh là 35°C. Tính hệ số tỏa nhiệt từ tường lò tới không khí. Biết chiều cao của tường là 2,5m.

Giải:

Nếu không xét đến bức xạ, phương trình tiêu chuẩn để tính toán trong trường hợp này có dạng.

$$Nu_m = C(Gr.Pr)_m^n$$

Nhiệt độ xác định

$$t_m = \frac{t_f + t_w}{2} = \frac{35 + 80}{2} = 57,5^\circ\text{C}$$

$$T_m = 57,5 + 273 = 330,5^\circ\text{K}$$

Ở nhiệt độ này, thông số vật lý của không khí theo phụ lục tìm được:

$$\lambda_m = 2,89 \cdot 10^{-2} \text{ W/mdộ}; \quad \nu_m = 18,72 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s};$$

$$Pr_m = 0,696; \quad \beta = \frac{1}{T_m} = \frac{1}{330,5} = 0,00303 \text{ 1/độ}$$

Tính các tiêu chuẩn dòng dạng:

$$Gr_m = \frac{g\beta\Delta t h^3}{(\nu_m)^2} = \frac{9,81 \cdot 0,00303(80 - 35)2,5^3}{18,72^2 \cdot 10^{-12}} = 0,594 \cdot 10^{11}$$

$$(Gr.Pr)_m = 0,594 \cdot 10^{11} \cdot 0,696 = 0,414 \cdot 10^{11}$$

Trong trường hợp này ta có: $C = 0,135$; $n = 1/3$.

Vậy

$$Nu_m = 0,135(0,414 \cdot 10^{11})^{1/3} = 467$$

Hệ số tỏa nhiệt

$$\alpha = \frac{Nu_m(\lambda_m)}{h} = \frac{467 \cdot 2,89 \cdot 10^{-2}}{2,5} = 5,4 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Bài 15-2 — Bao hơi của lò hơi đặt nằm ngang có đường kính ngoài $d = 600\text{mm}$. Nhiệt độ mặt ngoài lớp bảo ôn $t_w = 60^\circ\text{C}$. Nhiệt độ không khí xung quanh $t_f = 40^\circ\text{C}$. Tính tổn thất nhiệt do tỏa nhiệt trên 1m^2 bề mặt bao hơi

Trả lời: $q = 84\text{W/m}^2$

Bài 15-3 — Một lò sưởi dùng hơi nước làm bằng 5 ống thép đặt nằm ngang có đường kính ngoài 80mm , dài 1m nhiệt độ mặt ngoài ống $t_w = 60^\circ\text{C}$. Nhiệt độ không khí xung quanh 20°C . Tính năng suất nhiệt của lò

(coi các ống không ảnh hưởng lẫn nhau về trao đổi nhiệt).

Trả lời: $Q = 330W$

Bài 15-4 — Tìm hệ số tỏa nhiệt và mật độ dòng nhiệt cho phép của một sợi dây nicrôm nằm ngang có dòng điện chạy qua. Đường kính dây $d = 1mm$; điện trở suất của dây $\rho = 1,1 \Omega mm^2/m$. Nhiệt độ cho phép ở bề mặt dây là $670^\circ C$ và nhiệt độ không khí xung quanh là $30^\circ C$.

Trả lời: $\alpha = 64 W/m^2 \text{ độ}$; $q = 41000 W/m^2$

Bài 15-5 — Một dây dẫn điện có nhiệt độ bề mặt $t_w = 90^\circ C$ đặt trong không khí có nhiệt độ $t_k = 10^\circ C$. Nhúng dây đó vào nước có nhiệt độ $t_n = 10^\circ C$, 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 dẫn tăng giảm bao nhiêu lần? Biết đường kính dây là $1mm$.

Giải:

Đối với các dây dẫn mảnh trị số (Gr.Pr) thường nhỏ, chế độ chảy là chảy màng hoặc quá độ. Để so sánh α_n và α_k ta tính (Gr.Pr)_m.

$$t_m = \frac{90 + 10}{2} = 50^\circ C (= 323^\circ K)$$

- Với nước, ở nhiệt độ đó có các thông số vật lý:

$$\nu_{m,n} = 0,556 \cdot 10^{-6} m^2/s; \beta_{m,n} = 4,49 \cdot 10^{-4} 1/\text{độ};$$

$$\lambda_{m,n} = 0,648 W/m\text{độ}; Pr_{m,n} = 3,54$$

$$Gr_{m,n} = \frac{g \beta d^3 \Delta t}{\nu_{m,n}^2} = \frac{9,81 \cdot 4,49 \cdot 10^{-4} (10^{-3})^3 (90-10)}{0,556^2 \cdot 10^{-12}} = 1140.$$

$$(Gr.Pr)_{m,n} = 1140 \cdot 3,54 = 4040$$

$$500 < (Gr.Pr)_m < 2 \cdot 10^7$$

$$\text{Khi đó } Nu_{m,n} = 0,54 (Gr.Pr)_{m,n}^{0,25}$$

$$= 0,54 \cdot 4040^{0,25} = 0,54 \cdot 7,96 = 4,3$$

$$\text{- Với không khí ở } t_m = 50^\circ C, \beta_{m,k} = \frac{1}{323} 1/\text{độ}, \nu_{m,k} = 17,95 \cdot 10^{-6} m^2/s;$$

$$Pr_{m,k} = 0,698; \lambda_{m,k} = 2,83 \cdot 10^{-2} \text{ W/m độ}$$

$$Gr_{m,k} = \frac{9,81 \cdot (10^{-3})^3 (90 - 10)}{323 \cdot 17,95^2 \cdot 10^{-12}} = 7,54$$

$$(Gr.Pr)_{m,k} = 7,54 \cdot 0,698 = 5,26 < 500.$$

(chế độ chảy màng), khi đó.

$$Nu_{m,k} = 1,18 \cdot (Gr.Pr)_{m,k}^{1/8} = 1,18 \cdot 5,26^{1/8} = 1,18 \cdot 1,231 = 1,45$$

$$\frac{\alpha_n}{\alpha_k} = \frac{Nu_n}{Nu_k} \frac{\lambda_n}{\lambda_k} = \frac{4,3}{1,45} \cdot \frac{0,648}{0,0283} = 68$$

Vậy, khi nhúng vào nước, α tăng 68 lần.

- Mặt khác, nhiệt do dòng điện trong dây tỏa ra

$$Q_n = RI_n^2 = \alpha_n F \Delta t$$

$$Q_k = RI_k^2 = \alpha_k F \Delta t$$

Do đó

$$\frac{I_n}{I_k} = \frac{\alpha_n}{\alpha_k} = 68 = 8,25 \text{ lần}$$

Vậy, khi nhúng vào nước dòng điện cho phép tăng được 8,25 lần.

Bài 15-6 — Xác định tổn thất nhiệt trên 1m ống dẫn hơi nằm ngang đường kính $d = 0,1\text{m}$. Nhiệt độ mặt ngoài ống $t_w = 450^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí ở xa ống $t_f = 50^\circ\text{C}$. Nếu đường kính ống giảm đi một nửa thì hệ số tỏa nhiệt thay đổi thế nào (các điều kiện khác vẫn như cũ)?

$$\text{Trả lời: } q_1 = 1200 \text{ W/m}$$

$$\alpha \text{ tăng } 2^{0,25} \approx 1,19 \text{ lần}$$

Bài 15-7 — Để gia nhiệt dầu MK trong bể người ta dùng những ống dẫn hơi đường kính ngoài $d = 60\text{mm}$, nhiệt độ mặt ngoài ống $t_w = 120^\circ\text{C}$, nhiệt độ dầu $t_f = 20^\circ\text{C}$. Tính hệ số tỏa nhiệt từ ống tới dầu (coi các ống không có ảnh hưởng lẫn nhau về trao đổi nhiệt).

$$\text{Trả lời: } \alpha = 100 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$$

Bài 15-8 — Xác định hệ số tỏa nhiệt 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 $t_f = 20^\circ\text{C}$.

Trả lời: $\alpha = 6,70 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$

Bài 15-9 — Xác định hệ số tỏa nhiệt từ tấm phẳng nằm ngang đến không khí xung quanh. Biết rằng bề mặt tỏa nhiệt nằm quay lên trên, kích thước tấm là: $(a \times b) = (2 \times 3)\text{m}$. Nhiệt độ bề mặt tấm phẳng $t_w = 100^\circ\text{C}$ và nhiệt độ không khí xung quanh xa tấm phẳng là $t_f = 20^\circ\text{C}$.

Giải:

Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên khi tấm phẳng đặt ngang cũng tính theo công thức:

$$\text{Nu}_m = C (\text{Gr} \cdot \text{Pr})_m^n$$

Nhiệt độ xác định:

$$t_m = \frac{t_w + t_f}{2} = \frac{100 + 20}{2} = 60^\circ\text{C}$$

Kích thước xác định chọn bề rộng a (kích thước hẹp). Các thông số vật lý của không khí ở $t_m = 60^\circ\text{C}$ là:

$$\beta_m = \frac{1}{273 + 60} = \frac{1}{333} \text{ 1/độ};$$

$$\nu_m = 18,97 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \text{Pr}_m = 0,696$$

$$\lambda_m = 2,9 \cdot 10^{-2} \text{ W/mdộ.}$$

Ta có:

$$\text{Gr}_m = \frac{g \beta a^3 \Delta t}{\nu_m^2} = \frac{9,81 \cdot 2^3 (100 - 20)}{333 \cdot 18,97^2 \cdot 10^{-12}} = 524 \cdot 10^8$$

$$(\text{Gr} \cdot \text{Pr})_m = 524 \cdot 10^8 \cdot 0,696 = 365 \cdot 10^8 > 2 \cdot 10^7$$

Do đó

$$C = 0,135; n = 1/3$$

Vậy

$$\text{Nu}_m = 0,135 (36,5 \cdot 10^9)^{1/3} = 447$$

$$\alpha' = \frac{\text{Num} \cdot \lambda_m}{a} = \frac{447 \cdot 2,9 \cdot 10^{-2}}{2} \approx 6,5 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Để kể đến ảnh hưởng cách bố trí bề mặt (quay lên) ta tăng α' thêm 30%, nghĩa là:

$$\alpha = 1,3 \cdot 6,5 = 8,45 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$$

Bài 15-10 — 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 $t_{w2} = 50^\circ\text{C}$.

Giải:

Nhiệt độ trung bình của lớp không khí

$$t_f = \frac{t_{w1} + t_{w2}}{2} = \frac{150 + 50}{2} = 100^\circ\text{C}$$

Ở nhiệt độ đó các thông số vật lý của không khí:

$$\lambda_f = 0,031 \text{ W/mđộ}; \quad \nu_f = 23,13 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\text{Pr}_f = 0,688$$

$$\text{Gr}_f = \frac{g \beta \delta^3 \Delta t}{\nu_f^2} = \frac{9,81 \cdot 0,025^3 (150 - 50)}{373 (23,13 \cdot 10^{-6})^2} = 7,74 \cdot 10^4$$

$$(\text{Gr} \cdot \text{Pr})_f = 7,74 \cdot 10^4 \cdot 0,688 = 5,33 \cdot 10^4$$

Khi đó:

$$\varepsilon_{td} = 0,18 (\text{Gr} \cdot \text{Pr})_f^{0,25} = 0,18 (5,33 \cdot 10^4)^{0,25} = 2,74$$

$$\lambda_{td} = \varepsilon_{td} \cdot \lambda_f = 2,74 \cdot 0,031 = 0,0876 \text{ W/mđộ}.$$

Bài 15-11 — Xác định hệ số dẫn nhiệt tương đương và mật độ dòng nhiệt qua một lớp không khí mỏng, có chiều dày $\delta = 20 \text{ mm}$, 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 2 lần, còn các điều kiện khác không đổi.

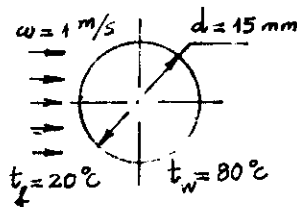
$$\text{Trả lời: } q = 448 \text{ W/m}^2$$

$$\lambda_{td} \text{ giảm đi } 1,68 \text{ lần}$$

2. Tỏa nhiệt đối lưu cưỡng bức

A - Tỏa nhiệt khi chất lỏng ngoài vật thể:

Bài 15-12 — 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 $\rho = 0,0175 \Omega\text{mm}^2/\text{m}$.



Hình 15-3

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?

Giải:

Thông số vật lý của không khí ở nhiệt độ $t_f = 20^\circ\text{C}$:

$$\nu_f = 15,06 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \quad \lambda_f = 2,59 \cdot 10^{-2} \text{ W/m độ}$$

Trị số Raynôn

$$\text{Re}_f = \frac{\omega d}{\nu_f} = \frac{1,0,015}{15,06 \cdot 10^{-6}} = 995$$

$10 < \text{Re}_f < 10^3$, do đó ta tính theo công thức:

$$\text{Nu}_f = 0,44 \text{Re}_f^{0,5} = 0,44 \cdot 995^{0,5} = 13,8$$

Hệ số tỏa nhiệt:

$$\alpha = \text{Nu}_f \frac{\lambda_f}{d} = \frac{13,8 \cdot 2,59 \cdot 10^{-2}}{0,015} = 23,8 \text{ W/mdộ}$$

- Cường độ dòng điện cho phép trong dây xác định theo phương trình cân bằng năng lượng:

$$\alpha(t_w - t_f) \pi d l = I^2 R = I^2 \frac{\rho l}{\pi d^2/4}$$

Do đó có:

$$I = 10^3 \pi d \sqrt{\frac{\alpha \Delta t d}{4 \rho}} = 10^3 \pi \cdot 0,015 \sqrt{\frac{23,8 \cdot (80 - 20) \cdot 0,015}{4 \cdot 0,0175}} = 825 \text{ A}$$

- Ở trên là tính ở điều kiện áp suất dòng khí $p = 760 \text{ mmHg}$ ($= 1,012 \text{ bar}$). Khi $p' = 4 \text{ bar}$, các điều kiện khác như cũ, chỉ có mật độ không khí ρ_f thay đổi do đó độ nhớt động học ν_f thay đổi (vì $\nu = \frac{\mu}{\rho}$ mà μ và λ của không khí không phụ thuộc áp suất trong khoảng $p = 0 \div 50 \text{ bar}$)

theo nhiệt động học có $\frac{\rho_f}{\rho'_f} = \frac{p}{p'} \rightarrow \rho'_f = \rho_f \frac{4}{1,012}$. Mật độ ρ tăng

3,96 lần, nghĩa là độ nhớt ν' giảm đi 3,96 lần do đó trị số Re_f tăng 3,96 lần.

Kết quả, Nur (hay α) tăng $\sqrt{3,96}$ lần theo quan hệ hàm số mũ ở trên. Vậy khi $p = 4 \text{ bar}$, α tăng $1,99 \approx 2$ lần.

Bài 15-13 — Hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt dây dẫn và cường độ dòng điện cho phép thay đổi thế nào nếu tốc độ dòng khí giảm đi 2 lần còn các điều kiện khác như bài 15-12.

Trả lời: α - giảm $\sqrt{2}$ lần

- dòng điện giảm $\sqrt[4]{2} \approx 1,18$ lần

- với $p = 4 \text{ bar}$, α tăng ≈ 2 lần

Bài 15-14 — Một dòng không khí tốc độ $\omega = 2 \text{ m/s}$, thời tiên 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 1m chiều dài ống. Hỏi α thay đổi thế nào nếu ω tăng 2 và 4 lần, các điều kiện khác như cũ.

Trả lời: - $\alpha = 33,8 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ \text{C}$ *độ. m*

- $q_1 = 95 \text{ W/m}$

- α tăng 1,51 và 2,3 lần.

Bài 15-15 — 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 $q = 45100 \text{ W/m}^2$ và hệ số tỏa nhiệt khi ấy bằng bao nhiêu?

Giải:

Thông số vật lý của dầu ở nhiệt độ $t_f = 20^\circ\text{C}$ là:

$$\nu_f = 22,5 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \lambda_f = 0,1106 \text{ W/m}^\circ\text{C}; \text{Pr}_f = 298$$

$$\text{Re}_f = \frac{\omega d}{\nu_f} = \frac{1,0,025}{22,5 \cdot 10^{-6}} = 1,11 \cdot 10^3$$

$10^3 < \text{Re}_f < 2 \cdot 10^5$, ta dùng phương trình:

$$\text{Nu}_f = 0,25 \text{Re}_f^{0,6} \text{Pr}_f^{0,38} \left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w} \right)^{0,25}$$

Để tìm t_w và α theo điều kiện dầu bài, ta có thể dùng phương pháp đồ thị:

- Nếu cho $t_{w1} = 40^\circ \rightarrow \text{Pr}_{w1} = 146$

$$\text{Nu}_{f1} = 0,25 \cdot (1,11 \cdot 10^3)^{0,6} \cdot 298^{0,38} \left(\frac{298}{146} \right)^{0,25} = 175$$

$$\alpha_1 = \text{Nu}_1 \frac{\lambda_f}{d} = \frac{175 \cdot 0,1106}{0,025} = 775 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Mật độ dòng nhiệt khi ấy sẽ là:

$$q_1 = \alpha_1 \Delta t_1 = 775(40 - 20) = 15500 \text{ W/m}^2 = 1,55 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$$

- Tương tự, nếu cho $t_{w2} = 60^\circ\text{C} \rightarrow \text{Pr}_{w2} = 87,8$.

Tính được $q_2 = 3,51 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$

- cho $t_{w3} = 80^\circ\text{C} \rightarrow \text{Pr}_{w3} = 59,3$

$$q_3 = 5,78 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$$

vân vân...

Vẽ đồ thị quan hệ $q = f(t_w)$ dựa vào các số liệu đã tính ở trên. Căn cứ vào trị số mật độ dòng nhiệt cho phép $q = 4,51 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$, Xác định được trị số $t_w = 70^\circ\text{C}$

Ở $t_w = 70^\circ\text{C}$, $\text{Pr}_w = 71,3$

$$Nu_f = Nu_l \left(\frac{Pr_{w1}}{Pr_w} \right)^{0,25} = 175 \left(\frac{146}{71,3} \right)^{0,25} = 209$$

$$\alpha = Nu_f \frac{\lambda_f}{d} = 209 \frac{0,1106}{0,025} = 925 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$$

Bài 15-16 — Một dây dẫn điện bằng nhôm có đường kính $d = 5\text{mm}$ được làm nguội làm 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 là bao nhiêu?

Trả lời: $\alpha_1 = 41,4 \text{ W/m}^2 \text{ độ}; I_1 = 188\text{A}$

$$\alpha_2 = 14200 \text{ W/m}^2 \text{ độ}.$$

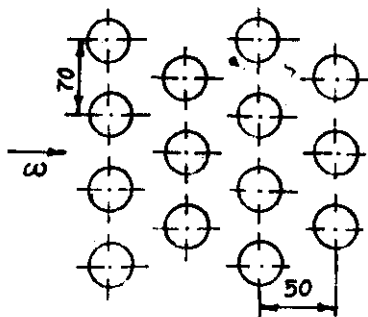
Bài 15-17 — Xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình $\bar{\alpha}$ từ dòng khói chảy cắt ngang chùm ống so le, bước ống $S_1 = S_2 = 2d$, đường kính ống $d = 38\text{mm}$, số dãy ống là 30. Nhiệt độ khối trước chùm ống là 650°C và sau chùm ống là 350°C . Tốc độ trung bình của khối ở tiết diện hẹp nhất $\omega = 10 \text{ m/s}$.

Nếu ống bố trí song song, còn các điều kiện khác vẫn như cũ thì $\bar{\alpha}$ thay đổi thế nào?

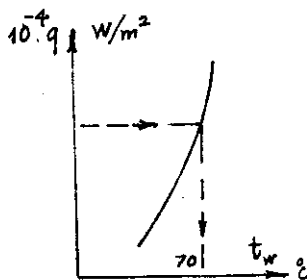
Trả lời: $\alpha_{sl} = 99,5 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$

$$\alpha_{ss} = 0,97 \alpha_{sl}$$

Bài 15-18 — Một chùm ống bố trí 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 tiết diện 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 15-5



Hình 15-4

Giải:

Thông số vật lý của không khí ở nhiệt độ 550°C

$$\omega_f = 5,98.10^{-2} \text{ W/md}^{\circ} ; \nu_f = 88,1.10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\text{Pr}_f = 0,693$$

$$S_1/S_2 = \frac{70}{50} = 1,4 < 2$$

$$\varepsilon_s = \left(\frac{S_1}{S_2} \right)^{1/6} = 1,4^{1/6} = 1,058$$

$$\text{Re}_f = \frac{\omega d}{\nu_f} = \frac{12,0,038}{88,1.10^{-6}} = 5175$$

Áp dụng công thức đối với chùm ống so le

$$\text{Nu}_f = 0,41 \text{Re}_f^{0,6} \text{Pr}_f^{0,33} \varepsilon_s = 0,41.5175^{0,6} \cdot 0,693^{0,33} \cdot 1,058 = 62,5$$

$$\alpha_3 = \frac{\text{Nu}_f \cdot \lambda_f}{d} = \frac{62,5 \cdot 0,0598}{0,038} = 99 \text{ W/m}^2\text{đ}^{\circ}$$

Chùm ống có 4 dãy, vậy hệ số tỏa nhiệt trung bình của chùm:

$$\begin{aligned} \alpha &= \frac{0,6 \alpha_3 + 0,7 \alpha_3 + (4 - 2) \alpha_3}{4} = \frac{3,3}{4} \alpha_3 \\ &= 99 \frac{3,3}{4} = 81,7 \text{ W/m}^2 \text{đ}^{\circ} \end{aligned}$$

- Khi góc và $\psi \neq 90^{\circ} \rightarrow \alpha_{\psi} = \alpha_{90} \cdot \varepsilon_{\psi}$ với $\psi = 60^{\circ}$, tra bảng 15-2 có $\varepsilon_{\psi} = 0,94$.

$$\bar{\alpha}_{\psi} = 60^{\circ} = 81,7 \cdot 0,94 = 76,8 \text{ W/m}^2\text{đ}^{\circ}$$

Bài 15-19 — Tìm hệ số tỏa nhiệt đối lưu của chùm ống gồm 4 dãy ống bố trí song song. Nhiệt độ trung bình của khối chảy ngang qua là 600°C , của mặt vách ống 120°C . Tốc độ khối ở chỗ hẹp nhất là $\omega = 8 \text{ m/s}$, đường kính ngoài của ống $d = 60\text{mm}$. Nếu góc va của dòng khối với chùm ống là 60° thì α bằng bao nhiêu?

$$\text{Trả lời: } \alpha_{90} = 53,6 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

$$\alpha_{60} = 50,4 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Bài 15-20 — Bộ sấy không khí bố trí so le, đường kính ống $d = 50\text{mm}$, bước ống ngang $s_1 = 100\text{mm}$, bước ống dọc $s_2 = 200\text{mm}$. Nhiệt độ trung bình của dòng không khí và mặt ngoài ống $t_f = 100^\circ\text{C}$, $t_w = 200^\circ\text{C}$.

Hãy xây dựng đồ thị quan hệ giữa hệ số tỏa nhiệt với tốc độ chuyển động của dòng khí ở tiết diện nhỏ nhất, nếu tốc độ dòng khí cho phép thay đổi trong khoảng $5 - 20\text{m/s}$.

Số dãy ống theo đường khí $n > 20$, ảnh hưởng của dãy 1,2 không đáng kể.

Bài 15-21 — Dầu máy biến áp chảy ngang một chùm ống bố trí so le, đường kính ngoài ống $d = 20\text{mm}$. Bước ống ngang $s_1 = 2,5d$, bước dọc $s_2 = 1,5d$. Tốc độ trung bình ở chỗ hẹp nhất $\omega = 0,6\text{m/s}$, nhiệt độ trung bình của dầu $t_f = 40^\circ\text{C}$. Hãy tìm hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt ống đến dầu đối với dãy ống thứ 3 của chùm, biết nhiệt độ bề mặt ống $t_w = 90^\circ\text{C}$.

Tính toán trong 2 trường hợp:

a) dòng chuyển động với góc va $\psi = 90^\circ$

b) dòng chuyển động với góc va $\psi = 60^\circ$

- Hệ số tỏa nhiệt của dãy thứ 3 sẽ thay đổi thế nào nếu chất lỏng chảy qua là nước (các điều kiện khác không thay đổi)?

Giải:

Thông số vật lý của dầu máy biến áp ở $t_f = 40^\circ\text{C}$

$$\lambda_f = 0,109 \text{ W/mdộ}; \quad \nu_f = 10,3 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s};$$

$$\text{Pr}_f = 146 \text{ ở } t_w = 90^\circ\text{C}, \text{ Pr}_w = 50,5.$$

$$\text{Trị số Rây-nôn } \text{Re}_f = \frac{\omega d}{\nu_f} = \frac{0,6 \cdot 0,02}{10,3 \cdot 10^{-6}} = 1165$$

$$10^3 < \text{Re}_f < 10^5$$

$$s_1/s_2 = \frac{2,5}{1,5} = 1,66 < 2$$

$$\varepsilon_s = \frac{s_1}{s_2}^{1/6} = (1,66)^{1/6} = 1,08$$

Áp dụng công thức

$$\begin{aligned} \text{Nu}_f &= 0,41 \text{Re}_f^{0,6} \text{Pr}_f^{0,33} \left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_s \\ &= 0,41 (1165)^{0,6} \cdot 146^{0,33} \cdot \left(\frac{146}{50,5} \right)^{0,25} \cdot 1,08 = 208 \end{aligned}$$

Khi góc va $\psi = 90^\circ$

$$\alpha_{90} = \frac{\text{Nu}_f \lambda_f}{d} = \frac{208 \cdot 0,109}{0,02} = 1130 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

khi góc va $\psi = 60^\circ$

$$\alpha_{60} = \alpha_{90} \cdot \varepsilon_\psi = 1130 \cdot 0,94 = 1060 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

(trị số ε_ψ theo bảng 15-2).

- Khi chất lỏng là nước:

$$t_f = 40^\circ\text{C}; \nu_f = 0,659 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \text{Pr}_f = 4,31;$$

$$\lambda_f = 0,648 \text{ W/mdđộ}; t_w = 90^\circ\text{C}; \text{Pr}_w = 1,95$$

$$\text{Re}_f = \frac{\omega d}{\nu_f} = \frac{0,6 \cdot 0,02}{0,659 \cdot 10^{-6}} = 1820$$

$$10^3 < \text{Re}_f < 10^6$$

Áp dụng công thức cũ và tính như trên được:

$$\alpha'_{90} = 9950 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

$$\alpha'_{60} = 9350 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Bài 15-22 — Hệ số tỏa nhiệt α sẽ thay đổi thế nào khi dầu máy biến áp và nước chuyển động qua chùm ống so le, các thông số như bài tập 2 - 21, nhưng quá trình đó là làm lạnh, nghĩa là nhiệt độ chất lỏng $t_f = 90^\circ\text{C}$ còn nhiệt độ vách ống $t_w = 40^\circ\text{C}$.

$$\text{Trả lời: } \alpha_d = 930 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

$$\nu_n = 8000 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

B - Chất lỏng chảy cưỡng bức trong ống

Bài 15-23 — 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 $\omega = 0,6\text{m/s}$.

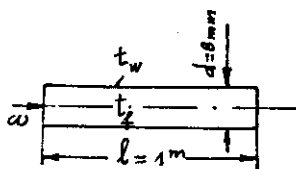
Giải:

Khi $t_f = 80^\circ\text{C}$, các thông số vật lý của dầu biến áp:

$$\nu_f = 3,66 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \quad \beta = 7,2 \cdot 10^{-4} \text{ 1/}^\circ\text{C};$$

$$\lambda_f = 0,1056 \text{ W/m}^\circ\text{C}; \quad \text{Pr}_f = 59,3.$$

$$t_w = 20^\circ\text{C}, \quad \text{Pr}_w = 298$$



Hình 15-6

$$\begin{aligned} \text{Tiêu chuẩn Râyônôn } \text{Re}_f &= \frac{\omega d}{\nu_f} = \\ &= \frac{0,6 \cdot 8 \cdot 10^{-3}}{3,66 \cdot 10^{-6}} = 1310 \end{aligned}$$

$\text{Re}_f < 2300$: dầu chảy tầng trong ống

$$l/d = \frac{1000}{8} = 125 > 50$$

Trong trường hợp này áp dụng công thức sau:

$$\text{Nu}_f = 0,15 \text{Re}_f^{0,33} \text{Gr}_f^{0,1} \cdot \text{Pr}_f^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w} \right)^{0,25}$$

$$\text{Gr}_f = \frac{g \beta d^3 (t_f - t_w)}{\nu_f^2} = \frac{9,81 \cdot 7,2 \cdot 10^{-4} \cdot 0,008^3 \cdot (80 - 20)}{(3,66 \cdot 10^{-6})^2} = 16900$$

$$\text{Nu}_f = 0,15 \cdot (1310)^{0,33} (16900)^{0,1} (59,3)^{0,43} \left(\frac{59,3}{298} \right)^{0,25} = 15,7$$

$$\text{Hệ số tỏa nhiệt } \alpha = \text{Nu}_f \frac{\lambda_f}{d} = \frac{15,7 \cdot 0,1056}{0,008} = 207 \text{ W/m}^2\text{}^\circ\text{C}$$

Bài 15-24 — Dầu MK chảy trong ống đường kính $d = 10\text{mm}$, nhiệt độ dầu lúc vào ống $t_{f1} = 80^\circ\text{C}$, lưu lượng dầu $G = 120\text{ kg/h}$. Hỏi ống phải có độ dài là bao nhiêu để nhiệt độ dầu ra khỏi ống $t_{f2} = 60^\circ\text{C}$? Biết nhiệt độ bề mặt ống $t_w = 30^\circ\text{C}$.

Trả lời $l \approx 7,35\text{ m}$

Bài 15-25 — Trị số Nutxen và trị số α của chất lỏng khi chảy tầng trong ống sẽ 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 2 trường hợp:

- khí tốc độ không đổi,
- khí lưu lượng không đổi.

Giải:

Trong chế độ chảy tầng:

$$Nu_f = 0,15 Re_f^{0,33} Pr_f^{0,43} \cdot Gr_f^{0,1} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25}$$

- $\omega = \text{const:}$

- Khi đường kính ống tăng gấp đôi ($d' = 2d$) thì

$$Nu' = 2^{0,33} (2^3)^{0,1} \cdot Nu \text{ vì } Re \sim d$$

$$Gr \sim d^3$$

$\rightarrow Nu$ tăng $2^{0,63} \approx 1,55$ lần

$$\text{còn } \alpha' = \frac{Nu\lambda}{d'} = \frac{155}{2} \alpha \approx 0,78 \alpha$$

α tương ứng giảm $\approx 1,29$ lần.

- Khi đường kính ống tăng gấp 4: tương tự Nutxen tăng $4^{0,63} \approx 24$ lần;

α giảm $\frac{4}{2,4} \approx 1,67$ lần.

- Khí lưu lượng $G = \text{const:}$

$$G = \rho \frac{\pi d^2}{4} \omega$$

- Để giữ $G = \text{const}$, tăng d gấp 2 lần thì phải giảm ω đi 4 lần.

$$\rightarrow \text{Nu}' = \text{Nu} \left(\frac{2}{4} \right)^{0.33} \cdot 2^{0.3} \approx 0,98 \text{ Nu}$$

nghĩa là Nu giảm đi 1,02 lần

$$\text{Tương ứng, } \alpha' = 0,98 \frac{\alpha}{2} = 0,49\alpha$$

α giảm 2,04 lần.

- Khi tăng d gấp 4 lần, tương tự như trên

$$\text{Nu}' = \left(\frac{4}{16} \right)^{0.33} \cdot 4^{0.3} \cdot \text{Nu} = 0,96 \text{ Nu}$$

Trị số Nutxen giảm 1,04 lần

$$\text{Tương ứng, } \alpha \text{ giảm đi } \frac{4}{0,96} \approx 4,16 \text{ lần}$$

Bài 15-26 — Dầu MC-20 chảy trong các ống của thiết bị gia nhiệt. Đường kính ống $d = 5\text{mm}$, chiều dài $l = 1,2\text{m}$. Nhiệt độ của vách ống $t_w = 30^\circ\text{C}$, nhiệt độ trung bình của dầu theo chiều dài thiết bị $t_f = 70^\circ\text{C}$.

Xác định lượng nhiệt do dầu tỏa ra, biết thiết bị gồm 120 ống bố trí song song, lưu lượng dầu chảy qua toàn thiết bị $G = 2,5 \text{ kg/s}$

$$\text{Trả lời: } \alpha = 205 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

$$Q = 18,5 \text{ kW}$$

Bài 15-27 — Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng nhiệt truyền cho nước khi nước chảy trong ống đường kính $d = 10\text{mm}$, chiều dài $l = 1,2\text{m}$. Biết nhiệt độ trung bình của vách ống và của nước tương ứng bằng $t_w = 60^\circ\text{C}$, $t_f = 30^\circ\text{C}$, lưu lượng nước $G = 7 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$.

$$\text{Trả lời: } \alpha = 702 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

$$Q = 815 \text{ W}$$

Bài 15-28 — Xác định hệ số tỏa nhiệt từ vách ống bình ngưng của

tuần hoàn hơi đến nước làm mát, biết nhiệt độ trung bình của vách ống theo chiều dài $t_w = 37^\circ\text{C}$, đường kính trong của ống $d = 16\text{mm}$, nhiệt độ nước ở cửa vào $t_{f1} = 27^\circ\text{C}$, ở cửa ra $t_{f2} = 33^\circ\text{C}$. Tốc độ trung bình của nước $\omega = 2\text{m/s}$

- Xác định lượng nhiệt 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 thay đổi?

Giải:

Nhiệt độ trung bình của nước $t_f = 0,5 (t_{f1} + t_{f2}) = 0,5 (27 + 33) = 30^\circ\text{C}$.
 Các thông số vật lý của nước ở $t_f = 30^\circ\text{C}$.

$$\rho_f = 995,7 \text{ kg/m}^3; \lambda_f = 0,618 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C};$$

$$C_p = 4,174 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}.$$

$$\nu_f = 0,805 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \text{Pr}_f = 5,42$$

$$\text{ở } t_w = 37^\circ\text{C}: \text{Pr}_w = 4,64$$

$$\text{Re}_f = \frac{\omega d}{\nu_f} = \frac{2 \cdot 16 \cdot 10^{-3}}{(0,805 \cdot 10^{-6})} = 39800 > 10^4$$

Chất lỏng chảy rối.

Giả thiết $l/d \geq 50$ nên lấy $\epsilon_1 = 1$.

Khí đó:

$$\begin{aligned} \text{Nu}_f &= 0,021 \text{ Re}_f^{0,8} \cdot \text{Pr}_f^{0,1} \left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_n} \right)^{0,25} \cdot \epsilon_1 = \\ &= 0,021 (3,98 \cdot 10^4)^{0,8} (5,42)^{0,43} \left(\frac{5,42}{4,64} \right)^{0,25} \cdot 1 = 212 \end{aligned}$$

$$\text{Hệ số tỏa nhiệt } \alpha = \frac{\text{Nu}_f \cdot \lambda_f}{d} = 212 \frac{61,8 \cdot 10^{-2}}{16 \cdot 10^{-3}} = 8200 \text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{C}$$

$$\text{- Lưu lượng nước qua ống } G = \omega \rho_f \frac{\pi d^2}{4}$$

$$= 2,995,7 \frac{\pi (16 \cdot 10^{-3})^2}{4} = 0,42 \text{ kg/s}$$

Lượng nhiệt truyền cho nước:

$$Q = GC_p (t_2 - t_1) = 0,42 \cdot 4,174 (33 - 27) = 10,1 \text{ kW}$$

$$\text{Chiều dài ống } l = \frac{Q}{\alpha \pi d (t_w - t_f)} = \frac{10,1 \cdot 10^3}{8200 \cdot \pi \cdot 16 \cdot 10^{-3} \cdot 7} = 3,5 \text{ m}$$

Thử lại:

$$\frac{l}{d} = \frac{3,5}{0,016} = 219 > 50$$

Kết quả phù hợp với giả thiết ban đầu.

- Khi ω tăng 2 lần, tương ứng Re tăng 2 lần, Nutxen tăng $2^{0,8}$ lần, do đó α tăng $2^{0,8} \approx 1,74$ lần.

- Khi ω tăng 4 lần, α tăng $4^{0,8} \approx 3,04$ lần.

Bài 15-29 — Ống nước làm mát bình ngưng đường kính $d = 17 \text{ mm}$, nước lạnh chảy trong ống có nhiệt độ cửa vào là 20°C , ở cửa ra 40°C . Tốc độ trung bình của nước $1,8 \text{ m/s}$, chiều dài ống $l = 2,2 \text{ m}$. Nhiệt độ trung bình của vách ống 32°C . Tìm hệ số tỏa nhiệt từ ống đến nước.

$$\text{Trả lời: } \alpha = 7350 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$$

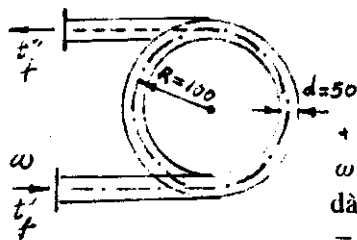
✦ **Bài 15-30** — Xác định đường kính trong d và hệ số tỏa nhiệt α trong bộ hâm nước khí:

- Nhiệt độ nước trước và sau độ hâm $t_f = 160^\circ \text{C}$; $t_f'' = 240^\circ \text{C}$.

- Nhiệt độ trung bình của vách ống $t_w = 210^\circ \text{C}$. Mật độ dòng nhiệt trung bình của bề mặt ống

$$q = 4,20 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2.$$

Tốc độ trung bình của nước trong ống $\omega = 0,5 \text{ m/s}$



Hình 15-7

$$\text{Trả lời: } d = 33 \text{ mm}$$

$$\alpha = 4200 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$$

✦ **Bài 15-31** — Nước chảy trong ống với tốc độ $\omega = 0,8 \text{ m/s}$. Đường kính ống $d = 50 \text{ mm}$, chiều dài ống $l = 3 \text{ m}$, nhiệt độ nước khí vào ống $t_f = 30^\circ \text{C}$ và ra $t_f'' = 70^\circ \text{C}$. Nhiệt độ trung bình của vách ống $t_w = 70^\circ \text{C}$.

- Xác định mật độ dòng nhiệt qua vách.

- Hệ số tỏa nhiệt α sẽ thay đổi thế nào nếu nước chuyển động trong ống xoắn, đường kính $D = 2R = 200\text{mm}$ (hình vẽ).

$$\text{Trả lời: } q = 77800 \text{ W/m}^2$$

$$\alpha = 7350 \text{ W/m}^2\text{ độ}$$

✓ *Bài 15-32* — Không khí chảy trong 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 khí $p = 10 \text{ bar}$?

$$\text{Trả lời: } \alpha = 15 \text{ W/m}^2\text{ độ}$$

$$\alpha_R = 18,25 \text{ W/m}^2\text{ độ}$$

$$\alpha_p = 10^{0,8} \alpha \approx 6,3 \alpha$$

✓ *Bài 15-33* — 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 $l = 2,5\text{m}$.

$$\text{Trả lời: } Q = 25,3 \cdot 10^3 \text{ W}$$

Bài 15-34 — Tìm hệ số tỏa nhiệt đối lưu của dòng không khí khô chảy qua ống tiết diện chữ nhật. Chiều dài $l = 10\text{m}$, rộng $0,4$, cao $0,8\text{m}$. Nhiệt độ trung bình của dòng không khí $t_f = 300^\circ\text{C}$, lưu lượng $G = 4,8 \text{ kg/s}$.

$$\text{Trả lời: } 37 \text{ W/m}^2\text{ độ}$$

Bài 15-35 — Bộ phận phát nhiệt trong lò phản ứng hạt nhân được làm nguội bằng nước chuyển động dọc theo các thanh phát nhiệt. Tính nhiệt độ trung bình của bề mặt các thanh và hệ số tỏa nhiệt trung bình của bề mặt, biết đường kính thanh $d = 9 \text{ mm}$, khoảng cách giữa các thanh $s = 13 \text{ mm}$, nhiệt độ trung bình của nước $t_f = 200^\circ\text{C}$, tốc độ trung bình của dòng nước $\omega = 8 \text{ m/s}$. Mật độ dòng nhiệt của bề mặt làm nguội là $q_0 = 1,74 \cdot 10^6 \text{ W/m}^2$.

Giải:

Các thông số vật lý của nước ở nhiệt độ $t_f = 200^\circ\text{C}$:

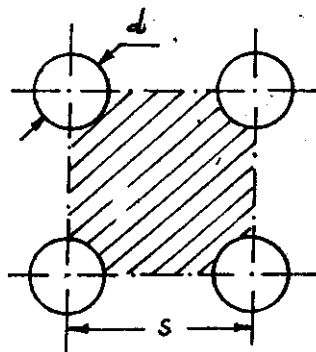
$$\nu_f = 0,158 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \quad \lambda_f = 0,662 \text{ W/md}^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr}_f = 0,93$$

Đường kính tương đương của rãnh

$$\begin{aligned} d_{td} &= \frac{4 \left(s^2 - \frac{\pi}{4} d^2 \right)}{\pi d} = \\ &= \frac{4 \left(13^2 - \frac{\pi}{4} 9^2 \right) 10^{-6}}{\pi \cdot 9 \cdot 10^{-3}} = 15 \cdot 10^{-3} \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Re}_f = \frac{\omega d_{td}}{\nu_f} = \frac{8 \cdot 15 \cdot 10^{-3}}{0,158 \cdot 10^{-6}} = 7,56 \cdot 10^5$$



Hình 15-8

Tính gần đúng nhiệt độ bề mặt lần thứ nhất, ta có:

$$\begin{aligned} t_{w1} &= t_f + \frac{q}{\bar{\alpha}} = t_f + \frac{q_0 \cdot d_{td}}{0,021 \lambda_f \text{Re}_f^{0,8} \text{Pr}_f^{0,43}} = \\ &= 200 + \frac{1,74 \cdot 10^6 \cdot 15 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 0,662 (7,56 \cdot 10^5)^{0,8} (0,93)^{0,43}} = 237^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Theo $t_{w1} = 237^\circ\text{C}$, có $\text{Pr}_w = 0,88$

$$\left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w} \right)^{0,25} = \left(\frac{0,93}{0,88} \right)^{0,25} = 1,018 \approx 1$$

Giả thiết và kết quả tính toán phù hợp với nhau nên không cần phải giả thiết lại, nghĩa là $t_w = 237^\circ\text{C}$.

(Nếu không phù hợp ta phải lấy t_{w1} làm giả thiết và tiếp tục tính lại).

$$\text{Nhu vậy, } \bar{\alpha} = \frac{q_0}{t_w - t_f} = \frac{1,74 \cdot 10^6}{237 - 200} = 4,7 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$$

4 Bài 15-36 — Nước có nhiệt độ $t_{f1} = 30^\circ\text{C}$ chảy trong ống có đường kính $d = 12 \text{ mm}$, dài $2,2\text{m}$.

Xác định nhiệt độ nước ở cửa ra của ống t_{f2} , biết rằng lưu lượng của nước $G = 0,083 \text{ kg/s}$ và nhiệt độ vách ống bên trong $t_w = 60^\circ\text{C}$.

Trả lời: $t_{f2} \approx 50^\circ\text{C}$

Hướng dẫn: Trong bài này chưa biết nhiệt độ nước ra khỏi ống t_f nên nhiệt độ tính toán (nhiệt độ trung bình của nước theo chiều dài ống) cũng chưa biết.

Do đó giải bằng phương pháp gần đúng: giả thiết nhiệt độ ra khỏi ống t'_{f2} , tính α rồi tính lại t_{f2} v.v...

Bài 15-37 — 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 $q = 2,33 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2\text{độ}$.

Giải:

Giả thiết chất lỏng chảy rối $Re > 10^4$, ta có:

$$Nu_f = 0,021 Re_f^{0,8} Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} = \frac{\alpha d}{\lambda_f}$$

$$\alpha = \frac{\lambda_f}{d} 0,021 Re_f^{0,8} Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25}$$

$$\text{Mặt khác ta lại có } \alpha = \frac{q}{t_w - t_f}; Re_f = \frac{\omega d}{\nu_f}$$

$$t_w = 230^\circ\text{C}; Pr_w = 0,88$$

Cân bằng 2 phương trình và biến đổi, ta được:

$$\frac{q_d}{\lambda_f (t_w - t_f)} = 0,021 \operatorname{Re}_f^{0,8} \operatorname{Pr}_f^{0,43} \left(\frac{\operatorname{Pr}_f}{\operatorname{Pr}_w} \right)^{0,25}$$

$$\frac{2,33 \cdot 10^5 \cdot 16 \cdot 10^{-3}}{\lambda_f (230 - t_f)} = 0,021 \left(\frac{1,2 \cdot 16 \cdot 10^{-5}}{\nu_f} \right)^{0,8} \operatorname{Pr}_f^{0,43} \left(\frac{\operatorname{Pr}_f}{0,88} \right)^{0,25}$$

Ta có thể giải bằng phương pháp đồ thị: đặt

$$y_1 \equiv f_1(t_f) = \frac{2,33 \cdot 10^5 \cdot 16 \cdot 10^{-3}}{\lambda_f (230 - t_f)},$$

$$y_2 \equiv f_2(t_f) = 0,021 \left(\frac{1,2 \cdot 16 \cdot 10^{-5}}{\nu_f} \right)^{0,8} \operatorname{Pr}_f^{0,43} \left(\frac{\operatorname{Pr}_f}{0,88} \right)^{0,25}$$

Cho t_f các trị số khác nhau ta sẽ được các trị số λ_f , ν_f , Pr_f , do đó tính được các trị số y_1 , y_2 và vẽ đồ thị của đường $y_1 = f_1(t_f)$ và $y_2 = f_2(t_f)$. Giao điểm của 2 đường cho ta tìm được nhiệt độ trung bình của chất lỏng trong ống t_f .

Đồ thị vẽ được dựa vào các số liệu tính toán ghi ở bảng sau:

$t_f, ^\circ\text{C}$	y_1	y_2
150	68,4	223
180	111	233
200	187	237
210	284	240

Trên đồ thị, hai đường y_1 và y_2 cắt nhau tại điểm có $t_f = 207^\circ\text{C}$.

Theo nhiệt độ đó ta có các thông số vật lý của nước:

$$\rho_f = 850 \text{ kg/m}^3; C_p = 4,53 \text{ kJ/kg độ}$$

Lưu lượng nước chảy trong ống $G = \frac{\pi d^2}{4} \omega \rho \text{ kg/s}$. Độ chênh nhiệt độ của nước ở cửa ra và cửa vào của ống:

$$\Delta t = t_f'' - t_f' = \frac{\pi d l q}{G C_p} = \frac{4 l q}{d \omega \rho C_p} = \frac{4.3.2.33.10^5}{16.10^{-3} \cdot 1.2.850.4.53.10^3} = 38^\circ\text{C}$$

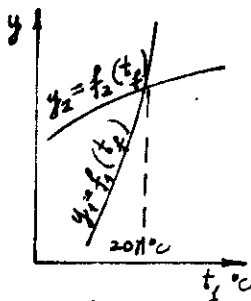
Từ kết quả tính toán trên ta lập được hệ phương trình:

$$t_f'' - t_f' = 38^\circ\text{C}$$

$$t_f'' + t_f' = 2t_f = 2.207 = 414^\circ\text{C}$$

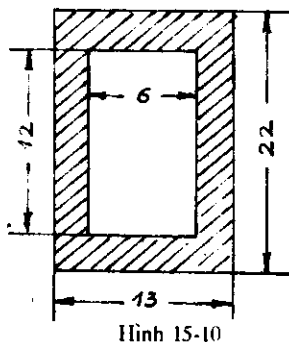
Giải hệ phương trình này ta tìm được:

$$\begin{cases} t_f' = 188^\circ\text{C} \\ t_f'' = 226^\circ\text{C} \end{cases}$$



Hình 15-9

Bài 15-38 — Dây dẫn máy phát điện được chế tạo thành dạng rỗng để dễ làm mát (hình vẽ). Nhiệt lượng tỏa ra trong rãnh được không khí chuyển động mang đi. Tìm hệ số tỏa nhiệt trung bình và nhiệt độ trung bình trên bề mặt nếu biết năng suất phát nhiệt $q_v = 1\text{ W/cm}^3$, tốc độ trung bình của dòng không khí $\omega_0 = 50\text{ m/s}$, nhiệt độ không khí khi vào cuộn dây là $t_{f1} = 40^\circ\text{C}$, rãnh dài $l = 0,6\text{ m}$, áp suất trung bình của không khí $p = 4\text{ bar}$.



Hình 15-10

Giải:

Thể tích dòng của rãnh:

$$V = (13.22 - 12.6) 600.10^{-9} = 0,128.10^{-3}\text{ m}^3$$

Lượng nhiệt do dòng của rãnh phát ra:

$$Q = V.q_v = 0,128.10^{-3} \cdot 1.10^6 = 128\text{ W}$$

$$\text{Ở đây } q_v = 1\text{ W/cm}^3 = 10^6\text{ W/m}^3$$

Mật độ dòng nhiệt trung bình trên bề mặt làm nguội của rãnh:

$$\bar{q}_w = \frac{128}{2(12 + 6) 600 \cdot 10^{-6}} = 5920\text{ W/m}^2$$

Nhiệt độ không khí ra khỏi rãnh xác định theo phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = f \rho_f C_{pf} \omega_o (t_{f2} - t_{f1}), W$$

Do đó

$$t_{f1} = t_{f2} + \frac{Q}{f \rho_f C_{pf} \omega_o}$$

Trong đó: f - là diện tích mặt cắt dòng không khí chuyển động, m^2 .

Q - lượng nhiệt dòng khí nhận được, W

ρ_f - khối lượng riêng của không khí, kg/m^3

C_{pf} - nhiệt dung riêng của không khí, $J/kgđộ$

Tính toán gần đúng lần thứ 1:

Căn cứ theo $t_{f1} = 40^\circ C$ để xác định các thông số vật lý ρ'_f và C'_{pf} ở áp suất khí quyển là $\rho'_f = 1,128 \text{ kg/m}^3$, $C'_{pf} = 1 \text{ kJ/kg.độ}$. Do đó ở áp suất $p = 4 \text{ bar}$ ta có:

$$\rho'_f = 1,128 \cdot 4 = 4,5 \text{ kg/m}^3$$

$$C'_{pf} = 1 \text{ kJ/kgđộ} = 10^3 \text{ J/kgđộ}$$

$$t_{f2} = 40 + \frac{128}{12 \cdot 6 \cdot 10^{-6} \cdot 4,5 \cdot 10^3 \cdot 50} = 47,9^\circ C$$

Trị số t_{f2} tìm được này không khác t_{f1} bao nhiêu, điều đó cho phép ta dùng t_{f2} để tính toán.

Nhiệt độ trung bình của dòng khí trong rãnh sẽ là:

$$t_f = 0,5(t_{f2} + t_{f1}) = 0,5(40 + 47,9) \approx 44^\circ C$$

Theo t_f ta tìm được thông số vật lý của không khí ở áp suất $p = 4 \text{ bar}$ là:

$$\nu_f = \frac{\nu'_f}{4} = \frac{17,36 \cdot 10^{-6}}{4} = 4,34 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/s$$

$$\lambda_f = 2,788 \cdot 10^{-2} \text{ W/mdộ (xem bài 15-12)}$$

Đường kính tương đương của rãnh:

$$d_{td} = \frac{4f}{U} = \frac{4 \cdot 12 \cdot 6 \cdot 10^{-6}}{2(12 + 6) 10^{-3}} = 8,0 \cdot 10^{-3} m$$

$$Re_f = \frac{\omega_o d_{td}}{\nu_f} = \frac{50 \cdot 8 \cdot 10^{-3}}{4,34 \cdot 10^{-6}} = 92230 > 10^4$$

Trị số Nutzen trung bình trong rãnh có thể tính theo công thức:

$$Nu_f = 0,018 Re_f^{0,8} = 0,018(92200)^{0,8} = 169$$

Tỉ lệ giữa độ dài và đường kính tương đương:

$$\frac{l}{d_{td}} = \frac{0,6}{8 \cdot 10^{-3}} = 75 > 50, \text{ do đó } \varepsilon_l = 1$$

Vậy:

$$\alpha = \frac{Nu_f \lambda_f}{d_{td}} = \frac{169 \cdot 2,788 \cdot 10^{-2}}{8 \cdot 10^{-3}} = 590 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Nhiệt độ trung bình trên bề mặt rãnh:

$$t_w = t_f + \frac{q_w}{\alpha} = 44 + \frac{5920}{590} \approx 54^\circ\text{C}$$

Bài 15-39 — Bài toán vẫn như (15-38), nhưng nếu dùng nước có tốc độ $\omega = 0,9\text{m/s}$ thì hệ số tỏa nhiệt độ trung bình của bề mặt rãnh là bao nhiêu?

$$\text{Trả lời: } \alpha = 5000 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

$$t_w = 42^\circ\text{C}$$

3. Tỏa nhiệt khi biến đổi pha:

Bài 15-40 — Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng hơi nhận được khi nước sôi trên bề mặt có diện tích $F = 5\text{m}^2$. Biết nhiệt độ vách $t_w = 156^\circ\text{C}$ và áp suất hơi $p = 4,5 \text{ bar}$.

Giải:

Nhiệt độ bão hòa tương ứng với áp suất $p = 4,5 \text{ bar}$ là $t_s = 148^\circ\text{C}$. Nhiệt ẩn hoá hơi $r = 2120,9 \text{ kJ/kg}$, độ chênh nhiệt độ giữa bề mặt và hơi:

$$\Delta t = t_w - t_s = 8^\circ\text{C}.$$

Hệ số tỏa nhiệt có thể xác định theo phương trình

$$\alpha = 46 \Delta t^{2,33} p^{0,5} = 46 \cdot 8^{2,33} \cdot 4,5^{0,5} = 12370 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Nhiệt lượng bề mặt vách truyền cho hơi:

$$Q = \alpha F \Delta t = 12370 \cdot 5 \cdot 8 = 495000 \text{ W}$$

Lượng hơi nhận được sau một giờ:

$$G = \frac{495000 \cdot 3600}{2120,9 \cdot 1000} = 842 \text{ kg}$$

¶ Bài 15-41 — Trong một thiết bị nhiệt, nước sôi ở điều kiện áp suất $p = 10 \text{ bar}$, biết độ chênh nhiệt độ giữa bề mặt vách và hơi $\Delta t = t_w - t_s = 12^\circ\text{C}$. Tính hệ số tỏa nhiệt khi sôi và mật độ dòng nhiệt truyền qua vách.

$$\text{Trả lời: } \alpha = 47000 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

$$q = 565000 \text{ W/m}^2$$

¶ Bài 15-42 — Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng nước ngưng trong một giờ khi hơi bão hòa khô có áp suất $p = 0,04 \text{ bar}$ ngưng trên bề mặt ngoài của một ống đứng có đường kính $d = 30 \text{ mm}$ chiều cao $H = 3 \text{ m}$ và nhiệt độ vách ống $t_w = 11^\circ\text{C}$.

Giải:

Nhiệt độ bão hòa tương ứng với áp suất $p = 0,04 \text{ bar}$ là $t_s = 29^\circ\text{C}$.

Hệ số tỏa nhiệt được xác định theo công thức:

$$\alpha_{\text{đg}}' = 1,14 \sqrt[4]{\frac{\rho g r \lambda^3}{\nu H (t_s - t_w)}}, \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Nhiệt độ xác định $t_m = \frac{1}{2} (t_s + t_w) = 0,5(11 + 29) = 20^\circ\text{C}$. Tra phụ

lục thông số vật lý của nước trên đường bão hòa được:

$$\rho = 998,2 \text{ kg/m}^3; \lambda = 59,9 \cdot 10^{-2} \text{ W/mđộ};$$

$$\nu = 1,006 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Nhiệt ẩn hóa hơi khi $t_s = 29^\circ\text{C}$ là $r = 2432,3 \text{ kJ/kg}$

$$\alpha_{dg}' = 1,14 \sqrt[4]{\frac{9,81 \cdot 998,2 \cdot 2432300 \cdot 0,599^3}{1,006 \cdot 10^{-6} \cdot 3 \cdot 18}} = 3540 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Nhiệt lượng truyền qua vách ống:

$$Q = \alpha F \Delta t = 3540 \cdot 3,14 \cdot 0,03 \cdot 3 \cdot 18 = 18000 \text{ W}$$

Lượng nước ngưng trong một giờ:

$$G = \frac{Q}{r} = \frac{18000 \cdot 3600}{2432300} = 26,7 \text{ kg}$$

Nếu trường hợp ống đặt nằm ngang còn các điều kiện khác không thay đổi thì:

$$\alpha_{ng} = 0,72 \sqrt[4]{\frac{9,81 \cdot 998,2 \cdot 2432300 \cdot 0,599^3}{1,006 \cdot 10^{-6} \cdot 0,03 \cdot 18}} = 7100 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Lượng nhiệt truyền qua vách:

$$Q = 7100 \cdot 3,14 \cdot 0,03 \cdot 3 \cdot 18 \approx 36000 \text{ W}$$

Lượng hơi trong một giờ:

$$G = \frac{36000 \cdot 3600}{243300} = 53,4 \text{ kg}$$

✓ *Bài 15-43* — Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng nước ngưng khi hơi bão hòa có áp suất $p = 3,92 \text{ bar}$ và độ khô $x = 0,7$ ngưng trên bề mặt ống đứng có chiều cao $H = 1,5 \text{ m}$, đường kính $d = 65 \text{ mm}$, nhiệt độ bề mặt vách ngưng $t_w = 55^\circ\text{C}$.

$$\text{Trả lời: } \alpha = 4560 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

$$G = 81,5 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$$

Chương 16

TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ

Các định luật cơ bản

1. Định luật Plăng:

$$E_{\text{ol}} = \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{C_2/\lambda T} - 1} \quad (16-1)$$

Ở đây: E_{ol} - cường độ bức xạ (hay khả năng bức xạ đơn sắc), W/m^3

λ - chiều dài bước sóng, m

T - nhiệt độ tuyệt đối, $^{\circ}\text{K}$

C_1 và C_2 - hằng số Plăng thứ nhất và thứ hai

$$C_1 = 0,374 \cdot 10^{-15} \text{ W/m}^2, C_2 = 144 \cdot 10^{-2} \text{ m}^{\circ}\text{K}.$$

2. Định luật Viên.

$$\lambda_m T = 2,9 \text{ m}^{\circ}\text{K}^4$$

λ_m - chiều dài bước sóng tương ứng với cường độ bức xạ cực đại ở nhiệt độ T .

3. Định luật Xtêfan - Bônzoman

$$E_o = C_o \left(\frac{T}{100} \right)^4, \text{ W/m}^2 \quad (16-2)$$

$C_o = 5,67 \text{ W/m}^2 \text{ độ}^4$ - hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối.

4. Định luật Kiêchôp:

$$\frac{E_1}{A_1} = \frac{E_2}{A_2} = \dots = \frac{E_o}{A_o} \quad (16-3)$$

hoặc

$$\varepsilon = A \quad (16-3')$$

$$\varepsilon = \frac{C}{C_o} - \text{độ đen của vật}$$

5. Định luật Lambe:

$$E_{ol} = B_o \lambda \pi \quad (16-4)$$

B_{ol} - độ chói bức xạ đơn sắc.

Trao đổi nhiệt bức xạ giữa các vật

1. Tấm phẳng đặt song song

$$q = \varepsilon_{qd} C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \text{ W/m}^2 \quad (16-5)$$

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} \quad (16-6)$$

2. Hai vật bọc nhau:

$$Q = \varepsilon_{qd} C_o F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \text{ W} \quad (16-7)$$

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (16-8)$$

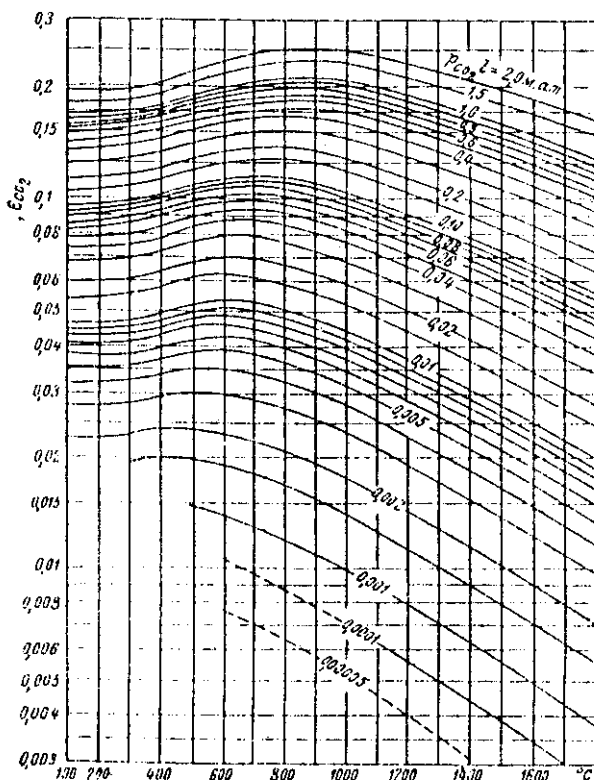
Bức xạ chất khí

Trong tính toán kỹ thuật để thuận tiện vẫn áp dụng công thức của định luật Xtêfan - Bônzoman. Độ đen của hỗn hợp khí ấy được tính như sau:

$$\epsilon_k = \epsilon_{CO_2} + \beta \epsilon_{H_2O} - \Delta \epsilon \quad (16-9)$$

ϵ_{CO_2} - tìm theo đồ thị hình 16-1

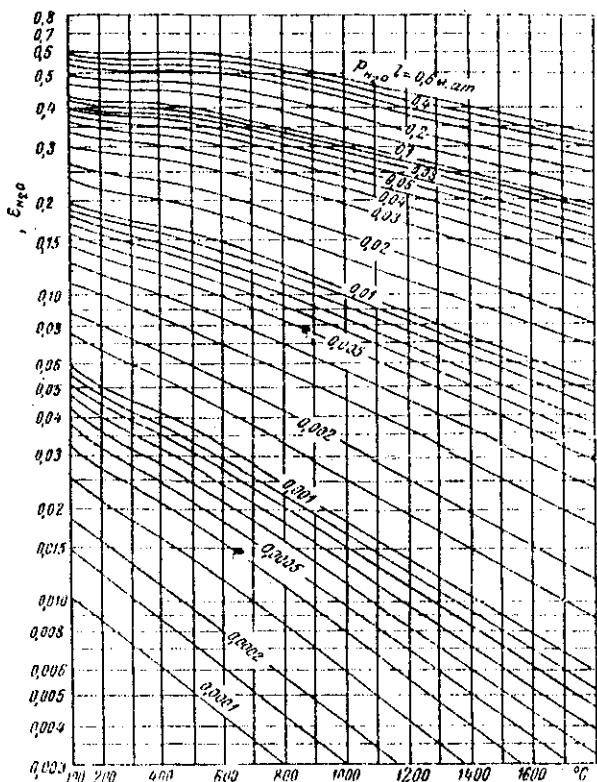
ϵ_{H_2O} - tìm theo đồ thị hình 16-2



Hình 16-1

$\Delta \epsilon$ - xét đến ảnh hưởng của sự xếp chồng về quang phổ bức xạ của hai chất khí, khi tính toán có thể bỏ qua.

β - hệ số hiệu chỉnh xét đến ảnh hưởng của p_{H_2O} lớn hơn ảnh hưởng của 1.



Hình 16-2

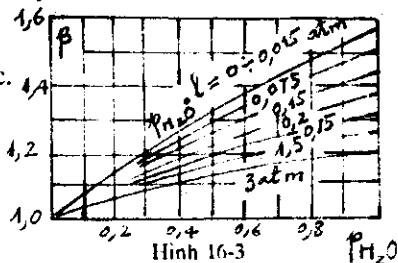
Khi tính toán trao đổi nhiệt giữa khối khí và vỏ bọc thường dùng công thức:

$$q = \varepsilon'_w C_0 \left[\varepsilon_k \left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - A_k \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right] \text{ W/m}^2 \quad (16-10)$$

$$\varepsilon'_w = \frac{\varepsilon_w + 1}{2} ; \varepsilon_w - \text{độ đen của vỏ bọc.}$$

$$\varepsilon_k = (\varepsilon_{CO_2} + \beta \varepsilon_{H_2O} - \Delta \varepsilon)$$

$$A_k = A_{CO_2} + A_{H_2O} - \Delta A_k$$



Hình 16-3

$$A_{CO_2} = \varepsilon_{CO_2} \left(\frac{T_k}{T_w} \right)^{0.65} \text{ trong đó } \varepsilon_{CO_2} \text{ chọn theo nhiệt độ vỏ bọc } t_w.$$

$$A_{H_2O} = \beta_{H_2O} \text{ trong đó } \varepsilon_{H_2O} \text{ chọn theo nhiệt độ } t_w.$$

$$\Delta A_k = \Delta \varepsilon_k.$$

Khoảng đường tự do trung bình của các tia được tính theo công thức:

$$l = 0,9 \frac{4V}{F}, \text{ m} \quad (16-11)$$

V - thể tích khối khí, m³; F - diện tích bề mặt vỏ bọc, m².

Bảng 16-1

Chiều dài trung bình của tia bức xạ

Hình dạng khối khí	l
Hình cầu đường kính d	0,60 d
Khối hình hộp cạnh là a	0,60 a
Ống hình trụ dài đường kính d	0,90 d
Chùm ống có đường kính d:	
Đặt tam giác với x = 2 d	2,8 d
Đặt tam giác với x = 3 d	3,8 d
Ống bố trí so le và song song có bước ống s ₁ và s ₂ .	$l = 1,08 d \left(\frac{s_1}{d} \cdot \frac{s_2}{d} - 0,785 \right)$

x - cự ly giữa các bề mặt ống

BÀI TẬP

Bài 16-1 — Tìm khả năng bức xạ của mặt trời, biết rằng nhiệt độ của mặt trời bằng 5700°C và điều kiện bức xạ gần giống vật đen tuyệt đối. Tính chiều dài bước sóng tương ứng với khi khả năng bức xạ đơn sắc lớn

nhất, năng lượng mặt trời phát ra trong 1 đơn vị thời gian nếu đường kính mặt trời bằng $1,391 \cdot 10^9 \text{ m}$

$$\text{Trả lời: } E_0 = 72,2 \cdot 10^6 \text{ W/m}^2$$

$$\lambda_{\max} = 0,485 \text{ } \mu\text{m}$$

$$Q_0 = 4,38 \cdot 10^{26} \text{ W}$$

Bài 16-2 — Một thanh thép có nhiệt độ là $t = 727^\circ\text{C}$ độ đen $\epsilon = 0,7$. 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.

$$\text{Trả lời: } E_1 = 3,97 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$$

Khả năng bức xạ giảm 6,7 lần

Bài 16-3 — 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 của 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 $\lambda = 0,65 \text{ } \mu\text{m}$)

- 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.

$$\text{Trả lời: } t = 1467^\circ\text{C}$$

$$\epsilon_\lambda = 0,55$$

Bài 16-4 — Nhiệt độ vật được đo bằng hỏa kế bức xạ so màu với kính lọc khác nhau, với kính lọc màu đỏ ($\lambda = 0,65 \text{ } \mu\text{m}$), với kính màu xanh ($\lambda = 0,50 \text{ } \mu\text{m}$). Nhiệt độ với hai kính khác nhau là $t_{01} = 1400^\circ\text{C}$ và $t_{02} = 1420^\circ\text{C}$.

Tìm nhiệt độ thật của vật và độ đen của vật.

Giải:

Độ chói của vật nghiên cứu:

$$B_\lambda = \frac{E_\lambda}{\pi} = \frac{1}{\pi} \cdot \frac{\epsilon_\lambda C_1 \lambda^{-5}}{e^{C_2/\lambda T} - 1}$$

Ở đây: T - nhiệt độ tuyệt đối của vật nghiên cứu.

Độ chói của vật đen tuyệt đối

$$B_{\text{đl}} = \frac{E_{\text{đl}}}{\pi} = \frac{1}{\pi} \cdot \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{C_2/\lambda T_0} - 1}$$

T_0 - nhiệt độ vật đen tuyệt đối khi $B_{\text{đl}} = B\lambda$

Bởi vì $C_2/\lambda T_0 \approx 13,2$ do đó $e^{C_2/\lambda T_0} > 1$

Nên trong điều kiện $B_{\text{đl}} = B_{\text{đl}}$ ta có:

$$\frac{1}{T} = \frac{1}{T_0} - \frac{\lambda}{C_2} \ln \frac{1}{\varepsilon \lambda} \quad (\text{a})$$

và

$$T = \frac{1}{\frac{1}{T} - \frac{\lambda}{C_2} \ln \frac{1}{\varepsilon \lambda}}$$

Trong trường hợp cụ thể bài toán ta có:

$$\begin{aligned} \frac{1}{T_{01}} - \frac{1}{T} &= \frac{\lambda_1}{C_2} \ln \frac{1}{\varepsilon \lambda_1} \\ \frac{1}{T_{02}} - \frac{1}{T} &= \frac{\lambda_2}{C_2} \ln \frac{1}{\varepsilon \lambda_2} \end{aligned} \quad (\text{b})$$

Đối vật ta nghiên cứu $\varepsilon_{\lambda 1} = \varepsilon_{\lambda 2} = \varepsilon$, do đó từ hệ phương trình (b) ta tìm được:

$$T = \frac{\frac{\lambda_1}{\lambda_2} - 1}{\frac{\lambda_1}{\lambda_2} - \frac{1}{T_{02}} - \frac{1}{T_{01}}} \quad (\text{c})$$

$$\ln \varepsilon = \frac{C_2(T_{01} - T_{02})}{T_{01}T_{02}(\lambda_1 - \lambda_2)} \quad (\text{d})$$

Thay giá trị cụ thể vào (c) và (d) ta tìm được:

$$T = 1765^\circ\text{K}; t = 1492^\circ\text{C}; \varepsilon = 0,51$$

Bài 16-5 — Có 2 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 2 tấm lần lượt bằng $\varepsilon_1 = 0,8$; $\varepsilon_2 = 0,6$. 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?

Giải:

Khả năng bức xạ của mỗi tấm có thể xác định theo công thức:

$$E_1 = \varepsilon_1 C_0 \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 = 0,8 \cdot 5,67 \left(\frac{527 + 273}{100} \right)^4 = 18925 \text{ W/m}^2$$

$$E_2 = \varepsilon_2 C_0 \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 = 0,6 \cdot 5,67 \left(\frac{27 + 273}{100} \right)^4 = 279 \text{ W/m}^2$$

Năng lượng trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai tấm thép:

$$\begin{aligned} Q_{12} &= \varepsilon_{12} C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \\ &= \frac{5,67}{\frac{1}{0,8} + \frac{1}{0,6} - 1} \left[\left(\frac{527 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{27 + 273}{100} \right)^4 \right] \\ &= \frac{5,67}{1,9} \left[8^4 - 3^4 \right] = 11920 \text{ W/m}^2 \end{aligned}$$

Trong trường hợp có tấm chắn ta có:

$$Q'_{12} = \varepsilon_{qd} C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

ở đây tìm được:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} + \frac{2}{\varepsilon_c} - 2}$$

$$q'_{12} = \frac{1}{\frac{1}{0,8} + \frac{1}{0,6} + \frac{2}{0,1} - 2} 5,67 [8^4 - 3^4]$$

$$= \frac{5,67}{20,94} 4009 = 1085 \text{ W/m}^2$$

Như vậy năng lượng trao đổi nhiệt bức xạ khi có tấm chắn sẽ giảm đi khoảng 11 lần.

Bài 16-6 — Nhiệt độ của hai tấm phẳng đặt ở trong môi trường trong suốt lần lượt bằng 127 và 327°C, độ đen của hai tấm như nhau và bằng 0,8. Giữa hai tấm đặt một màng chắn song song có độ đen $\varepsilon_c = 0,05$. Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ trao đổi và nhiệt độ của màng chắn.

1. Nếu muốn mật độ dòng nhiệt giảm đi 79 lần, 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)?

Trả lời: $q = 146 \text{ W/m}^2$; $t_c = 254^\circ\text{C}$

1. Số màng chắn $n = 3$
2. Trong trường hợp này
q giảm đi 38 lần

Bài 16-7 — Tính tổn thất 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 đặt trong phòng rộng có nhiệt độ môi trường $t_2 = 27^\circ\text{C}_0$
2. Ống đặt trong cống hẹp kích thước $(0,2 \times 0,2)\text{m}$ làm bằng gạch có độ

đen $\epsilon_2 = 0,93$ và nhiệt độ cố gắng $t_2 = 27^\circ\text{C}$.

Giải:

1. Nếu ống đặt trong phòng rộng thì $F_1 \ll F_2$ do đó $\epsilon_{qd} = \epsilon_1$, theo phụ lục đối với thép bề mặt bị ôxy hoá thì $\epsilon_1 = 0,79$. Do đó ta có:

$$Q_{12} = \epsilon_1 F_1 C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

$$Q_{12} = 0,79 \pi \cdot 0,05 \cdot 8,5,67 \left[\left(\frac{250 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{27 + 273}{100} \right)^4 \right] = 3760 \text{ W}$$

2. Nếu ống đặt trong cống hẹp thì $F_1 = 1,256\text{m}^2$

$$F_2 = 3,6\text{m}^2 = 6,4$$

$$Q'_{12} = \epsilon_{qd} C_0 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

Trong đó

$$\epsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\epsilon_2} - 1 \right)}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{0,79} + \frac{1,256}{3,6} \left(\frac{1}{0,93} - 1 \right)}$$

$$Q'_{12} = \frac{3,14 \cdot 0,05 \cdot 8 \cdot 5,67 [5,32^4 - 3^4]}{\frac{1}{0,79} + 0,196 \left(\frac{1}{0,93} - 1 \right)} = 3740 \text{ W/m}^2$$

Bài 16-8 — Một ống có đường kính $d = 200\text{mm}$, nhiệt độ bề mặt của ống $t = 527^\circ\text{C}$, độ đen của ống $\epsilon_1 = 0,735$, ống có chiều dài $l = 10\text{m}$. Tính:

1. Tồn thất 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 $(400 \times 500)\text{mm}$ và độ đen $\epsilon_2 = 0,92$, nhiệt độ $t_2 = 27^\circ\text{C}$.

3. Nếu giữa cổng và ống đặt 1 màng chắn có đường kính $d_c = 300\text{mm}$ thì độ đen của màng chắn bằng bao nhiêu để tổn thất nhiệt giảm đi còn một phần tư (các điều kiện khác vẫn như cũ)?

Trả lời: 1. $Q = 105.000 \text{ W}$

2. $Q' = 103.000 \text{ W}$

3. $\varepsilon_c = 0,24$

Bài 16-9 — Có 1 dây điện trở đặt nằm ngang đường kính $d = 0,5\text{mm}$, điện trở suất của dây $\rho = 1,2\Omega \cdot \text{mm}^2/\text{m}$ 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 $\omega = 4\text{m/s}$.

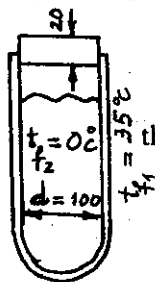
Biết độ đen của dây $\varepsilon = 0,9$

Trả lời: 1) $I = 3,48\text{A}$

2) $I = 6,23\text{A}$

Bài 16-10 — Có 1 phích đựng nước đá, đường kính $d = 100\text{mm}$, diện tích bề mặt thủy tinh của 1 lớp $F_1 \approx F_2 = 0,15\text{m}^2$, giữa 2 lớp vỏ được rút chân không gần như hết không khí, bề mặt trong được tráng một lớp bạc. Nút phích làm bằng nhựa xốp, dày $\delta = 20\text{mm}$. Tính nhiệt lượng truyền từ bên 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 trong bằng nhiệt độ môi trường tương ứng, và nhiệt truyền qua nút phích là bằng dẫn nhiệt).

Nếu trong phích đựng 1kg nước đá thì trong bao lâu nước đá sẽ tan hết (biết nhiệt nóng chảy của nước đá bằng 334 kJ/kg).



Giải:

Nhiệt lượng truyền từ bên ngoài vào phích qua bề mặt thủy tinh:

$$Q_1 = \varepsilon_{qd} C_o F \left[\left(\frac{T_{f1} + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{f2} + 273}{100} \right)^4 \right]$$

Vì $F_1 \approx F_2$ và $\varepsilon_1 = \varepsilon_2 = 0,02$ nên có

Hình 16-4

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} = \frac{1}{\frac{2}{\varepsilon} - 1}$$

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{2}{0,02} - 1} \approx 0,01$$

$$Q_1 = 0,01 \cdot 5,67 \cdot 0,15 \left[\left(\frac{35 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{0 + 273}{100} \right)^4 \right] = 0,296 \text{ W}$$

Nhiệt lượng truyền từ phía nút phích vào

$$q = \frac{\lambda_{tb}}{\delta} (t_{f1} - t_{f2})$$

$$t_{tb} = \frac{1}{2} (t_{f1} + t_{f2}) = \frac{1}{2} (35 + 0) = 17,5^\circ\text{C}$$

Từ phụ lục ta tìm được thông số vật lý của không khí khô tương ứng với nhiệt độ ấy là $\lambda_{tb} = 2,57 \cdot 10^{-2} \text{ W/m}^\circ\text{C}$

$$q = \frac{2,57 \cdot 10^{-2}}{20 \cdot 10^{-3}} (35 - 0) = 45 \text{ W/m}^2$$

$$Q_2 = q \cdot \frac{\pi d^2}{4} = 45 \cdot \frac{3,14 (100 \cdot 10^{-3})^2}{4} = 0,356 \text{ W}$$

Nhiệt lượng truyền từ bên ngoài vào phích:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 0,296 + 0,356 = 0,652 \text{ W}$$

Nhiệt lượng cần thiết để nước đá nóng chảy toàn bộ là

$$Q' = 334 \cdot 10^3 \cdot 1 = 334 \cdot 10^3 \text{ J}$$

Thời gian nước đá trong phích tan hết là

$$\tau = \frac{Q'}{Q} = \frac{334 \cdot 10^3}{0,652 \cdot 3600} = 142 \text{ h} = 5,9 \text{ ngày}$$

Bài 16-11 — Có một bình hai lớp (diện tích bề mặt gần như nhau) đựng đầy ôxy lỏng, bề mặt trong của vách hai lớp mạ 1 lớp bạc, độ đen của bạc $\epsilon = 0,02$. Không khí giữa hai lớp bị hút bởi bơm chân không, áp suất không đáng kể. Nhiệt độ bề mặt trong vách của vách ngoài $t_{w1} = 20^\circ\text{C}$, nhiệt độ bề mặt ngoài vách của vách trong $t_{w2} = -183^\circ\text{C}$. Tính nhiệt lượng của bên ngoài truyền vào, biết diện tích bề mặt bình $F = 3 \cdot 10^{-2} \text{ cm}^2$.

Trả lời: $Q_1 = 0,125 \text{ W}$

Bài 16-12 — 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 1 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 $\epsilon_1 = \epsilon_c = 0,8$.

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 $\alpha = 58 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$.

Giải:

Thiết lập phương trình cân bằng nhiệt:

a) Đối với nhiệt kế điện trở:

$$\alpha \pi d(t_f - t_1) = \frac{\pi d_1 C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{d_1}{d_2} \left(\frac{1}{\epsilon_c} - 1 \right)} \quad (1)$$

b) Đối với màng chắn

$$\alpha \pi d_1(t_f - t_1) + 2 \alpha \pi d_2(t_f - t_1) = \pi d_1 \epsilon_c C_0 \left[\left(\frac{T_c}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad (2)$$

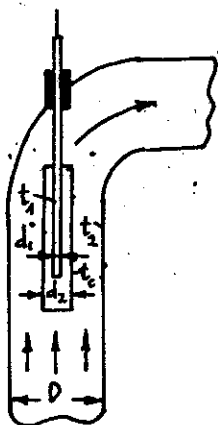
Trong phương trình (2) vì $d_2 \ll D$ nên xem diện tích vỏ bọc rất bé so với ống dẫn khí.

Từ (1) và (2) tìm được:

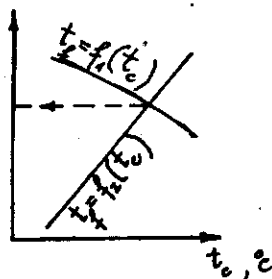
$$t_f = \frac{\frac{C_o}{\alpha} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{d_1}{d_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_c} - 1 \right)} + t_1 \quad (3)$$

và

$$t_c = \frac{2\alpha d_1 t_c + \alpha d_1 t_1 + d_2 \varepsilon_c C_o \left(\frac{T_c}{100} \right)^4 - d_2 \varepsilon_c C_o \left(\frac{T_2}{100} \right)^4}{2\alpha d_2 + \alpha d_1} \quad (4)$$



Hình 16-5



Hình 16-6

Thay các giá trị đã biết vào phương trình tìm được:

$$t_f = 377 - 0,071 \left(\frac{T_c}{100} \right)^4 \quad (5)$$

và

$$t_f = 44,3 + 0,0314 \left(\frac{T_c}{100} \right)^4 + 0,8 t_c \quad (6)$$

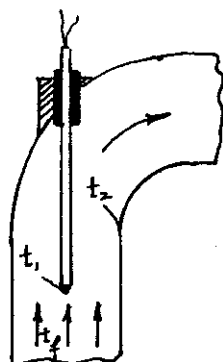
vẽ đồ thị $t_f = f_1(t_c)$ và $t_f = f_2(t_c)$ giao điểm 2 đường cho tìm được giá trị $t_f = 309^\circ\text{C}$

t_f	t_c °C			
	240	260	280	300
$t_f = f_1(t_c)$	327,6	323,6	315,1	305,8
$t_f = f_2(t_c)$	258,0	275,8	295,6	315,4

Sai số đo lường $\delta t = 309 - 300 = 9^\circ\text{C}$

Bài 16-13 — 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 $\varepsilon_1 \approx 0,8$ và hệ số tỏa nhiệt đối với bề mặt đầu cặp nhiệt $\alpha = 58 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$.

Nếu đoạn ống đo được bảo ôn để nhiệt độ của vách ống bằng 250°C thì sai số đo lường là bao nhiêu?



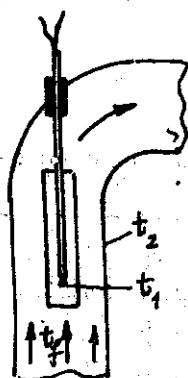
Hình 16-7

Trả lời: Sai số $45,5^\circ\text{C}$; $t_f = 345^\circ\text{C}$;

$$\frac{\delta t_f}{t_f} = 13,2\%; t_f = 326,6^\circ\text{C};$$

$$\frac{\delta t'_f}{t'_f} = 8,15\%$$

Bài 16-14 — Vẫn điều kiện tương tự bài (16-13) nhưng nhiệt kế chỉ $t_1 = 200^\circ\text{C}$, độ đen của đầu cặp nhiệt điện $\varepsilon = 0,8$ nhiệt độ vách ống $t_2 = 100^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt $\alpha = 46,4 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$, thì sai số khi đo là bao nhiêu?



Hình 16-8

Để giảm sai số khi đo người ta đặt nhiệt kế trong một vỏ bọc (như hình vẽ), 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 $\alpha = 46,4 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$ và hệ số tỏa nhiệt của dòng khí đối với vỏ bọc là $\alpha_c = 11,6 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$.

Trả lời: * $t_{f1} = 230^\circ\text{C}$; $\frac{d t_f}{t_f} \approx 13\%$

* $t_{f1} = 238^\circ\text{C}$; $\frac{d t_f}{t_f} \approx 4\%$

Bài 16-15 — 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 và 4% H_2O , áp suất khí là 1 at.

Giải:

Khoảng đường đi của tia bức xạ là:

$$l = 1,8 \delta = 1,8 \cdot 5 = 9\text{m}$$

và ,
$$P_{\text{CO}_2} \cdot l = 0,11 \cdot 9 = 0,99 \text{ at.m}$$

$$P_{\text{H}_2\text{O}} \cdot l = 0,04 \cdot 9 = 0,36 \text{ at.m}$$

Ở nhiệt độ 1000°C , độ đen của các khí thành phần tìm được ở đồ thị (h. 16-1) và (h. 1662) là $\varepsilon_{\text{CO}_2} = 0,2$; $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 0,2$; $\beta = 1$.

Độ đen của hỗn hợp khí:

$$\varepsilon = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 0,2 + 0,2 = 0,4$$

Bài 16-16 — Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ của khối lò hơi tới vách ống của 1 bộ quá nhiệt bố trí so le, đường kính ống $d = 83 \text{ mm}$, bước ống dọc $S_2 = 350 \text{ mm}$ và bước ống ngang $S_1 = 200 \text{ mm}$. 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 $\varepsilon = 0,8$.

Trả lời: $q_{\text{bx}} = 18924 \text{ W/m}^2$.

Bài 16-17 — 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 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.

Giải:

Nhiệt độ trung bình của bề mặt:

$$t_w = \frac{625 + 575}{2} = 600^\circ\text{C}; T_w = 870^\circ\text{K}$$

Nhiệt độ trung bình của khối:

$$t_f = 890^\circ\text{C}; T_f = 1163^\circ\text{K}$$

Theo bảng 16-1, quãng đường đi trung bình của tia trong ống hình trụ dài:

$$l = 0,9 d = 0,9 \cdot 0,6 = 0,54 \text{ m}$$

$$P_{\text{CO}_2} \cdot l = 0,08 \cdot 0,54 = 0,043 \text{ atm}$$

$$P_{\text{H}_2\text{O}} \cdot l = 0,10 \cdot 0,54 = 0,054 \text{ atm}$$

Theo các đồ thị (h. 16-1), (h. 16-2), (h. 16-3) được:

$$\text{Khi } t_f = 890^\circ\text{C thì } \epsilon_{\text{CO}_2} = 0,08;$$

$$\beta \epsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 1,08 \cdot 0,07 = 0,076.$$

$$t_w = 600^\circ\text{C thì } \epsilon_{\text{CO}_2} = 0,08; \beta \epsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 1,08 \cdot 0,08 = 0,087$$

trị số $\Delta \epsilon_f$ rất nhỏ và có thể bỏ qua, do đó:

$$\epsilon_f = \epsilon_{\text{CO}_2} + \beta \epsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 0,08 + 0,076 = 0,156$$

$$A_f = A_{\text{CO}_2} + \beta A \epsilon_{\text{H}_2\text{O}} = \epsilon_{\text{CO}_2} \cdot \left(\frac{T_f}{T_w} \right)^{0,65} + \beta A \epsilon_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$= 0,08 \left(\frac{1163}{873} \right)^{0,65} + 0,087 = 0,096 + 0,087 = 0,183$$

$$\text{Độ đen của vỏ } \epsilon_w = 0,8 \text{ do đó } \epsilon'_w = \frac{0,8 + 1}{2} = 0,90$$

Mật độ dòng nhiệt bức xạ được tính theo công thức:

$$q = \epsilon'_w C_{0 \epsilon f} \left[\left(\frac{T_f}{100} \right)^4 - A_f \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right]$$

$$= 0,90 \cdot 5,67 [0,156 (11,63)^4 - 0,183 (8,73)^4] = 9260 \text{ W/m}^2$$

Hệ số tỏa nhiệt bức xạ của khối tới bề mặt:

$$\alpha_{bx} = \frac{q_{bx}}{t_f - t_w} = \frac{9260}{890 - 600} = \frac{9260}{290} = 32 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

Bài 16-18 — Tính hệ số tỏa nhiệt bức xạ của khối có thành phần 15% CO_2 ; 7,5% hơi nước chuyển động ngang qua bộ hâm nước của lò hơi bố trí so le có đường kính $d = 38 \text{ mm}$. Bước ống ngang $S_1 = 95 \text{ mm}$ và bước

ống dọc $S_2 = 75 \text{ mm}$. Nhiệt độ của khối vào bộ hâm $t_f = 680^\circ\text{C}$ và ra là $t_f = 395^\circ\text{C}$. Nhiệt độ và độ đen vách ống bằng $t_w = 300^\circ\text{C}$; $\epsilon_w = 0,8$.

Trả lời: $q_{bx} = 1440 \text{ W/m}^2$

$\alpha_{bx} = 6,67 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

Bài 16-19 — Khối có thành phần 15% CO_2 ; 10% hơi nước, nhiệt độ khối lúc vào ống $T_f = 1400^\circ\text{K}$ và ra khỏi ống $T_f = 1100^\circ\text{K}$, nhiệt độ bề mặt vách ống chỗ vào $T_w = 900^\circ\text{K}$ và chỗ ra $T_w = 700^\circ\text{K}$. Độ đen của bề mặt ống $\epsilon_w = 0,85$, 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 $d = 1 \text{ m}$.

Trả lời $q_{bx} = 21.300 \text{ W/m}^2$

$\alpha_{bx} = 47,3 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

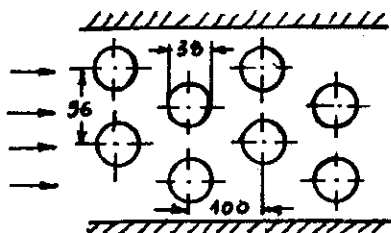
Bài 16-20 — Trong lò hơi của nhà máy điện nguyên tử, chất tải dùng là khí CO_2 dưới áp suất 7 at. Tìm hệ số tỏa nhiệt bức xạ trong điều kiện sau:

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 $t_{f2} = 310^\circ\text{C}$, độ đen của ống $\epsilon_w = 0,82$.

Đường kính ống $d = 38 \text{ mm}$

Bước ống $S_1 = 96 \text{ mm}$

$S_2 = 100 \text{ mm}$



Hình 16-9

Trả lời: $\alpha_{bx} = 7,61 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

Chương 17

TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

A - Truyền nhiệt

Khi tính toán thường dùng các công thức sau:

1. Vách phẳng:

$$Q = kF (t_{f1} - t_{f2}), W$$

k - hệ số truyền nhiệt, W/m^2 độ

F - diện tích bề mặt truyền nhiệt, m^2

t_{f1} - nhiệt độ chất lỏng nóng, $^{\circ}C$

t_{f2} - Nhiệt độ chất lỏng lạnh, $^{\circ}C$

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

δ_i - chiều dày lớp thứ i , m .

λ_i - hệ số dẫn nhiệt lớp thứ i , W/m độ

2. Vách trụ:

$$q_1 = \pi k_1 (t_{f1} - t_{f2}), W/m$$

Trong đó:

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2 \lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_{n+1}}}$$

Note!

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 .

B - Thiết bị trao đổi nhiệt

Trong quá trình tính toán thiết bị trao đổi nhiệt loại bề mặt dựa trên hai phương trình cơ bản sau:

- Phương trình truyền nhiệt.

$$Q = kF \Delta t, W$$

- Phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = \omega_1 f_1 \rho_1 C_{p1} (t'_1 - t_1'') = \omega_2 f_2 \rho_2 C_{p2} (t_2'' - t'_2), W$$

Trong đó: k - hệ số truyền nhiệt của thiết bị, W/m^2 độ

F - diện tích bề mặt truyền nhiệt, m^2

Δt - độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarit, $^{\circ}C$

$$\Delta t = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} \epsilon_{\Delta t}$$

Chảy cùng chiều : $\Delta t' = t'_1 - t'_2$, $\Delta t'' = t_1'' - t_2''$, $\epsilon_{\Delta t} = 1$

Chảy ngược chiều: $\Delta t' = t'_1 - t_2''$, $\Delta t'' = t_1'' - t'_2$, $\epsilon_{\Delta t} = 1$

ω_1 và ω_2 - tốc độ của chất lỏng nóng và chất lỏng lạnh trong thiết bị, m/s

f_1 và f_2 - diện tích tiết diện 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/kg độ

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 giao nhau thì:

$$\Delta t = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_{ng}$$

Δt_{ng} : độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarit 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 $\varepsilon_{\Delta t}$ căn cứ theo P và R và tra ở đồ thị cho trong phần phụ lục.

BÀI TẬP

Bài 17-1 — 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 $\lambda = 0,5 \text{ W/m}^\circ\text{độ}$. Hệ số tỏa nhiệt của bề mặt trong $\alpha_1 = 23 \text{ W/m}^2$ độ và bề mặt ngoài là $\alpha_2 = 8 \text{ W/m}^2$ độ.

$$\text{Trả lời: } q = 28,3 \text{ W/m}^2$$

Bài 17-2 — Một vách lò hơi làm bằng thép dày 20mm, hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 58 \text{ W/m}^\circ\text{độ}$, nhiệt độ của khí lò $t_{f1} = 1000^\circ\text{C}$, 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 $\alpha_1 = 116 \text{ W/m}^2$ độ và hệ số tỏa nhiệt từ vách nôi hơi tới nước là $\alpha_2 = 2320 \text{ W/m}^2$ độ. Tính mật độ dòng nhiệt truyền qua q và nhiệt độ bề mặt t_{w1} và t_{w2} .

$$\text{Trả lời: } q = 80900 \text{ W/m}^2$$

$$t_{w1} = 304^\circ\text{C}$$

$$t_{w2} = 278^\circ\text{C}$$

Bài 17-3 — Một dung dịch muối có nhiệt độ -21°C chảy qua 1 bể chứa hình chữ nhật kín kích thước 1,6. 0,9 0,7 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 $\lambda_1 = 48,83 \text{ W/m}^\circ\text{độ}$. Hệ số tỏa nhiệt từ dung dịch muối tới thành bể là $\alpha_2 = 515,5 \text{ W/m}^2$ độ, hệ số tỏa nhiệt từ thành bể tới môi trường không khí xung quanh là $\alpha_1 = 24,36 \text{ W/m}^2$ độ. 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:

$$\text{Trả lời: } R_{\text{toàn phần}} = 0,042 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$$

$$k = 17,24 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$$

$$Q = 1387 \text{ W}$$

$$t_{w2} = -19,5^\circ\text{C}$$

$$t_{w1} = -19,3^\circ\text{C}$$

Bài 17-4 — Một tường lò bên trong là gạch chịu lửa có chiều dày $\delta_1 = 250\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 0,348 \text{ W/m độ}$, bên ngoài là 1 lớp gạch đỏ dày $\delta_2 = 250\text{mm}$ có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,695 \text{ W/m độ}$. 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 $\alpha_1 = 34,8 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$ và từ gạch đỏ đến môi trường không khí xung quanh là $\alpha_2 = 11,6 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$. Tìm mật độ dòng nhiệt truyền qua q và nhiệt độ bề mặt tiếp xúc giữa 2 lớp.

$$\text{Trả lời: } q = 1150 \text{ W/m}^2$$

$$t_w = 440^\circ\text{C}$$

Bài 17-5 — - Tính mật độ dòng nhiệt truyền qua 1 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/m độ . Chiều dày của vách gạch $\delta = 0,25\text{m}$. 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 $\alpha_1 = 20 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$ và từ gạch đến không khí $\alpha_2 = 10 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$.

Giải:

Trong trường hợp ổn định ta có:

$$q = \alpha_1 (t_{f1} - t_{w1}) \quad (1)$$

$$q = \alpha_2 (t_{w2} - t_{f2}) \quad (2)$$

$$q = \frac{\lambda_0}{\delta} \left[1 + \frac{\beta}{2} (t_{w1} + t_{w2}) \right] (t_{w1} - t_{w2}) \quad (3)$$

Từ (1) và (2) ta rút ra được:

$$t_{w1} = t_{f1} - \frac{1}{\alpha_1} q$$

$$t_{w2} = t_{f2} + \frac{1}{\alpha_2} q$$

Thay vào (3) được:

$$q = \frac{\lambda_o}{\delta_2} \left\{ 1 + \frac{1}{2} \beta \left[t_{f1} + t_{f2} + q \left(\frac{1}{\alpha_2} - \frac{1}{\alpha_1} \right) \right] \right\} \left[t_{f1} - t_{f2} - q \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} \right) \right]$$

Đặt $t_{f1} - t_{f2} = \Delta t$ và $\frac{1}{2} (t_{f1} + t_{f2}) = t_{fth}$ được:

$$q = \frac{\lambda_o}{\delta} \left\{ 1 + \frac{1}{2} \beta \left[2t_{fth} + q \left(\frac{1}{\alpha_2} - \frac{1}{\alpha_1} \right) \right] \right\} \left[\Delta t - q \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} \right) \right]$$

công thức này có thể viết dưới dạng khác:

$$q = \left[\frac{\lambda_o (1 + \beta 2t_{fth}) \Delta t}{\delta} + \frac{\lambda_o \beta}{2\delta} \left(\frac{1}{\alpha_2} - \frac{1}{\alpha_1} \right) q \Delta t \right] \left[1 - \frac{q}{\Delta t} \left(\frac{1}{\alpha_2} + \frac{1}{\alpha_1} \right) \right]$$

gọi $\frac{\lambda_o}{\delta} (1 + \beta t_{fth}) \Delta t = q_0$; $\frac{\Delta t}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}} = q_{\infty}$

$$\frac{\lambda_o \beta}{\delta} \left(\frac{1}{\alpha_2} - \frac{1}{\alpha_1} \right) \Delta t = C$$

Công thức trên có thể viết lại dưới dạng sau:

$$q = (q_0 + C) \left(1 - \frac{q}{q_{\infty}} \right) \quad (4)$$

Như vậy ta được một phương trình bậc 2 đối với q. Trước khi tính cụ thể chúng ta xét 1 trường hợp rất thường gặp phải là $C \ll 1$.

Bởi vì $q < q_0$ do đó khi $C \ll 1$ thì ta có thể bỏ qua tích $C \cdot q$, trong trường hợp ấy biểu thức còn lại:

$$q = q_0 \left(1 - \frac{q}{q_{\infty}} \right)$$

Từ công thức trên tìm được

$$q = \frac{1}{\frac{1}{q_{\infty}} + \frac{1}{q_0}} = \frac{1}{\frac{\delta}{\lambda_{tbf}} + \frac{1}{\Delta t} + \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} \right) \cdot \frac{1}{\Delta t}}$$

$$q = \frac{\Delta t}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda_{tbf}} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

từ công thức này ta thấy nếu khi $C \ll 1$ thì mật độ dòng nhiệt q có thể tính theo công thức trên, nhưng khi ấy hệ số dẫn nhiệt lấy theo giá trị nhiệt độ trung bình của hai chất lỏng nóng và lạnh.

Nếu $C \gg 1$ thì cần phải giải phương trình bậc hai (4).

Ta sẽ xét trường hợp cụ thể của bài toán này:

$$C = \frac{\lambda_0 \beta}{2\delta} \left(\frac{1}{\alpha_2} - \frac{1}{\alpha_1} \right) \Delta t = \frac{0,07 \cdot 0,3 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 0,25} \left(\frac{1}{10} - \frac{1}{20} \right) 800 = 1,68 \cdot 10^3$$

Do $C = 1,68 \cdot 10^3 \ll 1$ nên có thể tính q theo biểu thức (5)

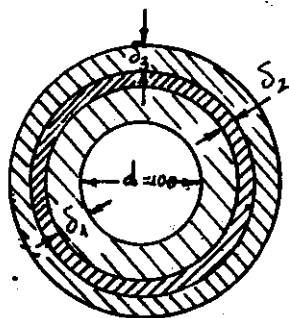
$$t_{tbf} = \frac{1}{2} (t_{f1} + t_{f2}) = \frac{1}{2} (850 + 50) = 450^\circ\text{C}$$

$$\lambda_{tbf} = \lambda_0 (1 + \beta t_{tbf}) = 0,07 (1 + 0,3 \cdot 10^{-3} \cdot 450)$$

$$\lambda_{tbf} = 7,95 \cdot 10^{-2} \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C}$$

$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda_{tbf}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{850 - 50}{\frac{1}{20} + \frac{0,25}{0,0795} + \frac{1}{10}}$$

$$q = 243 \text{ W/m}^2$$



Hình 17-1

Bài 17-6 — Một đường ống dẫn gió nóng cho một lò cao, biết tốc độ gió $\omega_1 = 35$ m/s, nhiệt độ trung bình của gió $t_1 = 800^\circ\text{C}$ bên ngoài được bọc bằng 3 lớp: lớp gạch chịu lửa có chiều dày $\delta_1 = 250$ mm, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 1,17$ W/m độ; vỏ thép dày $\delta_2 = 10$ mm, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 46,5$ W/m độ và lớp cách nhiệt bên ngoài có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_3 = 0,174$ W/m độ, chiều dày $\delta_3 = 200$ mm. Đường kính trong của ống $d_1 = 1000$ mm, ống đặt nằm ngang lộ thiên

có gió thổi ngang với tốc độ $\omega_2 = 4$ m/s, nhiệt độ không khí xung quanh bằng $t_2 = 10^\circ\text{C}$. Tính nhiệt lượng tổn thất trên 1m đường ống (bỏ qua tổn thất nhiệt bức xạ).

Giải:

Nhiệt lượng tổn thất trên 1m ống được tính:

$$q_1 = \pi k_1 (t_1 - t_2)$$

Trong đó:

$$q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{\delta_2}{d_2 \alpha_2} + \frac{1}{2\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3} + \frac{1}{\alpha_2 d_4}}$$

Chúng ta sẽ lần lượt tính α_1

Theo $t_1 = 800^\circ\text{C}$ được: $Pr_{t1} = 0,713$.

$$\lambda_{t1} = 7,18 \cdot 10^{-2} \text{ W/mdộ}; \quad \nu_{t1} = 134,8 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Re_{t1} = \frac{\omega_1 d_1}{\nu_{t1}} = \frac{35 \cdot 1}{134,8 \cdot 10^{-6}} = 2,6 \cdot 10^5 > 10^4$$

Chất lỏng chảy rối:

$$Nu_{t1} = 0,018 Re_{t1}^{0,8} = 0,018 (2,6 \cdot 10^5)^{0,8} = 382$$

$$\alpha_1 = \frac{382 \cdot 7,18 \cdot 10^{-2}}{1} = 27,4 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$$

Căn cứ theo $t_{f2} = 10^\circ\text{C}$ tra được $\lambda_{f2} = 2,51 \cdot 10^{-2} \text{ W/m}^\circ\text{độ}$

$$\nu_{f2} = 14,16 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \text{Pr}_{f2} = 0,705$$

Đường kính ngoài cùng $d_4 = 1,92 \text{ m}$ do đó :

$$\text{Re}_{f2} = \frac{\omega_2 d_4}{\nu_{f2}} = \frac{4,1,92}{14,16 \cdot 10^{-6}} = 5,45 \cdot 10^5$$

Trong trường hợp này ta vẫn dùng công thức: $\text{Nu}_f = 0,22 \text{ Re}_f^{0,6}$

$$\text{Nu}_{f2} = 0,22 (5,45 \cdot 10^5)^{0,6} = 611$$

$$\alpha_2 = \frac{611 \cdot 2,5 \cdot 10^{-2}}{1,92} = 7,95 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{27,4,1} + \frac{2,303}{2,1,17} \lg \frac{1 + 2,0,25}{1} + \frac{0,01}{1,5,46,5} + \frac{2,303}{2,1,74} \lg \left(\frac{1,92}{1,52} \right) + \frac{1}{7,95 \cdot 1,92}}$$

$$k_1 \approx 1,07 \text{ W/m}^2\text{độ}$$

$$q_1 = \alpha k_1 (t_{f1} - t_{f2}) = 3,14 \cdot 1,07 (800 - 10) = 2330 \text{ W/m}$$

Bài 17-7 — 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 $\rho = 1,2 \cdot 10^{-8} \Omega \text{ m}$.

Trong trường hợp dây ấy đặt thẳng đứng thì có gì thay đổi không? Dòng điện cho phép chạy qua lúc ấy bằng bao nhiêu?

$$\text{Trả lời: đặt nằm ngang } I_{\max 1} = 11,5 \text{ a}$$

$$\text{Dây đặt đứng } I_{\max 2} = 8,56 \text{ a}$$

$$\frac{I_{\max 1}}{I_{\max 2}} = 1,34$$

Bài 17-8 — Một ống dẫn hơi làm bằng thép có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 46,44 \text{ W/m}^\circ\text{độ}$ đường kính 200/216 mm, được bọc 1 lớp cách nhiệt dày 120 mm có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,116 \text{ W/m}^\circ\text{độ}$. 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 $\alpha_1 = 116 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$ và hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt ngoài đến không khí $\alpha = 9,86 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$. Tìm nhiệt lượng tổn thất trên 1m chiều dài ống trong 1 đơn vị thời gian và nhiệt độ bề mặt lớp cách nhiệt.

Trả lời: $q_1 = 248,24 \text{ W/m}$

$t_{w2} = 42,5^\circ\text{C}$.

Bài 17-9 — Có 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 tổn thất 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 $\epsilon = 0,8$).

Trả lời: - $Q_o = 2966 \text{ W}$

- $\alpha_o = 11,8 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$

- Thông số vật lý của hơi gần như không thay đổi.

Bài 17-10 — Có một vách phẳng dày $\delta = 10 \text{ mm}$, vật liệu làm vách có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 40 \text{ W/mdộ}$, nếu một bên của vách được làm cánh với

hệ số làm cánh $\frac{F_2}{F_1} = 13$, hệ số tỏa nhiệt tương ứng $\alpha_1 = 200 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$

và $\alpha_2 = 10 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$. Nhiệt độ chất lỏng nóng và lạnh tương ứng $t_{r1} = 75^\circ\text{C}$ và $t_{r2} = 15^\circ\text{C}$. Tìm mật độ dòng nhiệt truyền qua vách trong hai trường hợp có cánh và không có cánh.

Trả lời: Khi có cánh $q_1 = 4620 \text{ W/m}^2$

Khi không làm cánh $q'_1 = 570 \text{ W/m}^2$

Bài 17-11 — Có 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, dây sau khi bọc cách điện có nhiệt độ t_{w1} bằng bao nhiêu? Biết hệ số dẫn nhiệt của vật liệu bọc $\lambda = 0,15 \text{ W/m độ}$ và đường kính ngoài của vỏ bọc cách điện $d_2 = 30 \text{ mm}$, hệ số tỏa nhiệt trên bề mặt lớp cách điện $\alpha_2 = 20 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$.

Trả lời: $t_{w1} = 48,5^\circ\text{C}$.

Bài 17-12 — Một thiết bị trao đổi nhiệt, chất lỏng nóng được làm nguội từ nhiệt độ $t'_1 = 300^\circ\text{C}$ đến $t_1'' = 200^\circ\text{C}$ và chất lỏng lạnh được gia nhiệt từ nhiệt độ $t'_2 = 25^\circ\text{C}$ đến $t_2'' = 175^\circ\text{C}$. Tính độ chênh nhiệt độ trung bình 3 trường hợp:

- Chất lỏng chuyển động cùng chiều
- Chuyển động ngược chiều
- Chuyển động giao nhau

Giải:

- a) Trường hợp chất lỏng chuyển động cùng chiều:

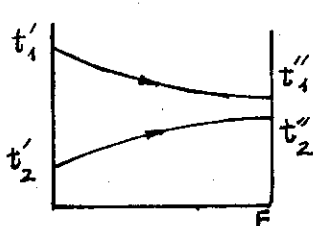
$$\Delta t' = t'_1 - t'_2 = 300 - 25 = 275^\circ\text{C}$$

$$\Delta t'' = t_1'' - t_2'' = 200 - 175 = 25^\circ\text{C}$$

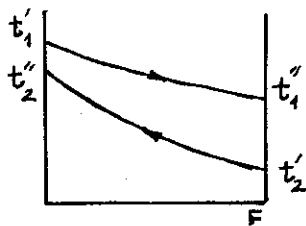
$$\Delta t_{th} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} = \frac{275 - 25}{\ln \frac{275}{25}} = 104^\circ\text{C}$$

- b) Trường hợp chất lỏng chuyển động ngược chiều:

$$\Delta t' = t_1'' - t'_2 = 200 - 25 = 175^\circ\text{C}$$



Hình 17-2



Hình 17-3

$$\Delta t'' = t'_1 - t_2'' = 300 - 175 = 125^\circ\text{C}.$$

$$\Delta t_{ng} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} = \frac{175 - 125}{\ln \frac{175}{125}} = 149^\circ\text{C}$$

- c) Trường hợp chất lỏng chuyển động giao nhau theo sơ đồ như hình vẽ ở phụ lục thì:

$$\Delta t_c = \epsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_{ng}$$

trong đó $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$

Δt_{ng} - độ chênh lệch trung bình lôgarit lấy theo sơ đồ ngược chiều.

$$P = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_2'} = \frac{175 - 25}{300 - 25} = 0,545$$

$$R = \frac{t_1' - t_1''}{t_2'' - t_2'} = \frac{300 - 200}{175 - 25} = 0,667$$

Tra ở đồ thị (phụ lục) ta được $\epsilon_{\Delta t} = 0,90$

Độ chênh lệch nhiệt độ trung bình trong trường hợp này bằng:

$$\Delta t_c = \epsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_{ng} = 0,90 \cdot 149 = 134^\circ\text{C}.$$

Bài 17-13 — 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 $C_{pl} = 3 \text{ kJ/kg}$ độ từ nhiệt độ 120°C hạ xuống 50°C . Nước vào làm lạnh có lưu lượng 1000 lít/h 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 $k = 1161 \text{ W/m}^\circ\text{C}$.

$$\text{Trả lời: } F_{th} = 0,24 \text{ m}^2$$

$$F_{ng} = 0,22 \text{ m}^2$$

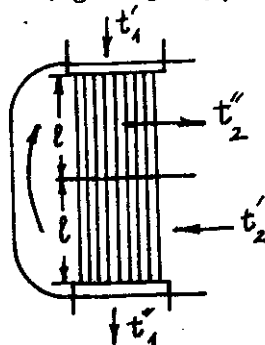
Bài 17-14 — Bộ sấy không khí kiểu ống của lò hơi cần sấy nóng lượng không khí $G_2 = 21,5 \text{ kg/s}$ từ nhiệt độ $t_2' = 30^\circ\text{C}$ đến $t_2'' = 260^\circ\text{C}$. Xác định bề mặt truyền nhiệt cần thiết, chiều cao của ống 1 và số lượng ống. Biết thành phần khối: 13% CO_2 , 11% H_2O ; khối chuyển động trong ống thép ($\lambda = 46,5 \text{ W/m}^\circ\text{C}$) với lưu lượng $G_1 = 19,6 \text{ kg/s}$, đường kính $d_2/d_1 = 53,50 \text{ mm}$, tốc độ trung bình $\omega_1 = 14 \text{ m/s}$. Nhiệt độ khối vào $t_1' = 380^\circ\text{C}$. Không khí chuyển động ngang chụm ống với tốc độ trung bình chỗ tiết diện hẹp nhất là $\omega_2 = 8 \text{ m/s}$.

Ống đặt so le với bước ống $s_1 = s_2 = 1,3 d_2$.

$$\text{Trả lời: } F = 1830 \text{ m}^2$$

$$n = 1080 \text{ ống}$$

$$l = 5,4 \text{ m}$$

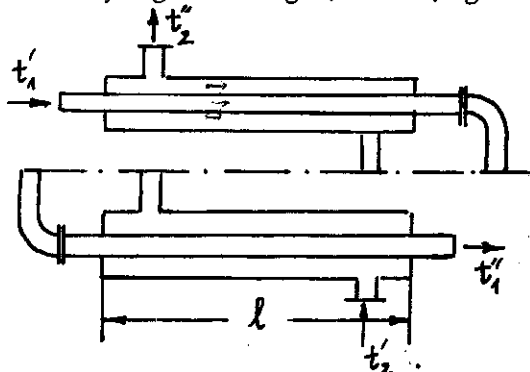


Hình 17-4

Số ống đặt ngang dòng $n_1 = 38$ số ống đặt dọc theo dòng $n_2 = 29$.

Bài 17-15 — 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 ($\lambda = 45 \text{ W/m độ}$) đường kính $d_2/d_1 = 35/32 \text{ mm}$, 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 bọc và được gia nhiệt từ nhiệt độ $t'_{f2} = 15^\circ\text{C}$ đến



Hình 17-5

$t_{f2}'' = 45^\circ\text{C}$. 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?

Trả lời: $F_{ng} = 1,22 \text{ m}^2$; $F_{th} = 2,47 \text{ m}^2$

$n_{ng} = 7$; $n_{th} = 14$

Bài 17-16 — Tính diện tích truyền nhiệt của bộ sấy không khí lò hơi. Không khí chuyển động ngang qua bên ngoài ống, khối chuyển động trong ống với lưu lượng trung bình $V_1 = 35 \text{ m}^3/\text{s}$, n vào $t'_{f1} = 345^\circ\text{C}$ bị là nguội đến $t_{f1}'' = 160^\circ\text{C}$. Lưu lượng trung bình của không khí $V_2 = 23 \text{ m}^3/\text{s}$, nhiệt 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 $b = 5,4 \text{ m}$ xem hình 17-4.

Giải:

Độ chênh nhiệt trung bình:

$$\overline{\Delta t} = \overline{\Delta t_{pg}} \cdot \epsilon_{\Delta t}$$

$$\Delta t_{ng} = \frac{(160 - 20) - (345 - 250)}{\ln \frac{160 - 20}{345 - 250}} = 115^{\circ}\text{C}$$

$$R = \frac{t'_{f1} - t''_{f1}}{t''_{f2} - t'_{f2}} = \frac{345 - 160}{250 - 20} = 0,80$$

$$P = \frac{t''_{f2} - t'_{f2}}{t'_{f1} - t'_{f2}} = \frac{250 - 20}{345 - 20} = 0,71$$

Tra ở đồ thị $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$ được $\varepsilon_{\Delta t} = 0,9$

Do đó $\Delta t = 0,9 \cdot 115 = 104,5^{\circ}\text{C}$

Diện tích thực tế khối chuyển động qua:

$$F_1 = n \frac{\pi}{4} d_1^2 = 2079 \frac{3,14}{4} (50 \cdot 10^{-3})^2 \approx 4,1 \text{ m}^2$$

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 này tra được các thông số vật lý của khối:

$$\nu_{f1} = 39,3 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \quad \lambda_{f1} = 4,44 \cdot 10^{-2} \text{ W/m độ}; \quad \text{Pr}_{f1} = 0,660$$

Đối với khối ta có:

$$\text{Re}_{f1} = \frac{\omega_1 d_1}{\nu_{f1}} = \frac{8,5 \cdot 50 \cdot 10^{-3}}{39,3 \cdot 10^{-6}} = 10800$$

$$\text{Nu}_{f1} = 0,021 \text{ Re}_{f1}^{0,8} \text{ Pr}_{f1}^{0,43} = 0,021 (10800)^{0,8} (0,66)^{0,43} \approx 29,4$$

$$\alpha_1 = \frac{29,4 \cdot 4,44 \cdot 10^{-2}}{50 \cdot 10^{-3}} = 26 \text{ W/m}^2 \text{ độ}.$$

Diện tích dòng không khí chuyển động

$$F_2 = l (b - n_1 d_2) = (5,4 - 77 \cdot 0,053) \text{ l} = 1,32 \text{ l, m}^2$$

Tốc độ trung bình của dòng không khí:

$$\omega_2 = \frac{V_2}{F_2} = \frac{23}{1,23 \text{ l}} = \frac{17,4}{\text{l}}$$

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:

$$\lambda_{f2} = 3,46 \cdot 10^{-2} \text{ W/md}^\circ; \quad \nu_{f2} = 27,20 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

$$\text{Pr}_{f2} = 0,685$$

$$\text{Re}_{f2} = \frac{\omega_2 d_2}{\nu_{f2}} = \frac{17,4}{1} \cdot \frac{53 \cdot 10^{-3}}{27,2 \cdot 10^{-6}} = \frac{34200}{1}$$

Khi dòng không khí chuyển động ngang qua chùm ống trị số Nu_{f2} bằng:

$$\text{Nu}_{f2} = C \cdot \text{Re}_{f2}^n \cdot e_{tb}$$

Đối với chùm ống bố trí so le trong trường hợp này ta có $n = 0,6$ và $C = 0,37$.

$$\begin{aligned} \varepsilon_{tb} &= \frac{1}{n_2} \sum_1^{n_2} \varepsilon_n = \frac{1}{127} (\varepsilon_1 + \varepsilon_2 + 25 \varepsilon_3) \\ &= \frac{1}{27} (0,6 + 0,7 + 25) = 0,975 \end{aligned}$$

$$\text{Nu}_{f2} = 0,37 \cdot 0,975 \left(\frac{34200}{1} \right)^{0,6} = \frac{186}{1}$$

$$\alpha_2 = \frac{186 \cdot 3,46 \cdot 10^{-2}}{1^{0,6} \cdot 53 \cdot 10^{-3}} = \frac{122}{1^{0,6}}$$

Hệ số truyền nhiệt của thiết bị:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{26} + \frac{1,5 \cdot 10^{-3}}{46,5} + \frac{1}{\frac{122}{1^{0,6}}}}$$

$$k = \frac{122}{4,7 + 1^{0,6}}$$

$$Q = kF \Delta t$$

$F = 2\pi d_{tb} \cdot n \cdot l$ là diện tích tỏa nhiệt của thiết bị.

$$Q = 2\pi d_{tb} \cdot n \cdot l \cdot k \cdot \Delta t \quad (*)$$

$$Q = [C_{p2} \cdot \rho_2 \cdot V_2 \cdot (\theta t_2)] \cdot 10^3 = (1,012 \cdot 0,865 \cdot 23 \cdot 230) 10^3 = 4,60 \cdot 10^6 \text{ W}$$

ở đây $C_{p2} = 1,012 \cdot 10^3 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$; $\rho_2 = 0,865 \text{ kg/m}^3$

Thay vào công thức (*) ta được:

$$4,60 \cdot 10^6 = \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 51,5 \cdot 10^{-3} \cdot 2079 \cdot 1 \cdot 122 \cdot 104,5}{4,7 + 1^{0,6}}$$

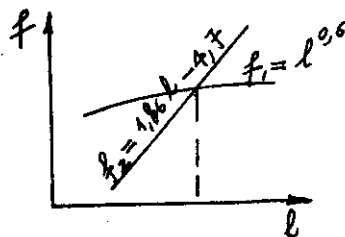
$$1^{0,6} = 1,861 - 4,7$$

Giao điểm của hai đường cong $f_1(l) = 1^{0,6}$ và

$f_2(l) = 1,861 - 4,7$ cho ta tìm được l .

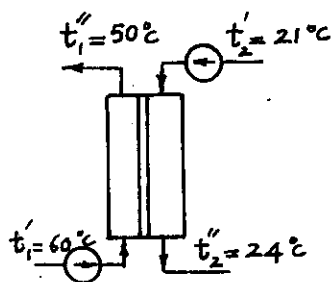
$$l = 3,72 \text{ m}$$

$$F = 2560 \text{ m}^2$$

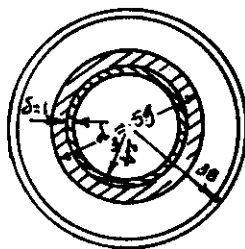


Hình 17-6

Bài 17-17 — Xác định kích thước 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 $t'_{f1} = 21^\circ\text{C}$ và ra khỏi thiết bị là $t'_{f2} = 24^\circ\text{C}$ sau đó xả vào bể



Hình 17-7



Hình 17-8

làm nguội. 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 1 mm, hệ số dẫn nhiệt của cặn là $\lambda = 1,16 \text{ W/mdộ}$. Trong thiết bị tốc độ nước không vượt quá 2m/s.

Trả lời: $F = 46,8 \text{ m}^2$

$l = 458\text{m}$ phân làm 35 đoạn, mỗi đoạn dài 13m mắc song song.

Bài 17-18 — Lưu lượng nước chảy qua một thiết bị trao đổi nhiệt chuyển động ngược chiều là 10 kg/s, nhiệt độ từ 26°C tăng lên đến 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, khí vào thiết bị có nhiệt độ 650°C, lưu lượng khí cháy là 45 kg/s. Nếu hệ số truyền nhiệt trên toàn bộ thiết bị bằng 197 W/m² độ. Tính diện tích thiết bị trao đổi nhiệt (đối với khí cháy có thể dùng thông số vật lý của không khí).

Trả lời: $F = 696 \text{ m}^2$.

283 $\sqrt{14}$

Bảng 1. Nhiệt dung riêng hằng số

Khí	kcal/kmol.độ		kJ/kmol.độ	
	μ_{C_v}	μ_{C_p}	μ_{C_v}	μ_{C_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 2. Nhiệt dung riêng trung bình phụ thuộc vào nhiệt độ (trong khoảng $0^\circ \div 1500^\circ\text{C}$)

Khí	Nhiệt D.R. khối lượng kcal/kg.độ	Nhiệt/D.R. thể tích kcal/m ³ tc.độ	Nhiệt D.R. khối lượng kJ/kg.độ	Nhiệt D.R. thể tích kJ/m ³ tc.độ
O ₂	$C_{ptb} = 0,2198 + 0,00002544t$	$C'_{ptb} = 0,3138 + 0,00003766t$	$C_{ptb} = 0,9203 + 0,0001065t$	$C'_{ptb} = 1,3138 + 0,0001577t$
	$C_{vib} = 0,1577 + 0,00002544t$	$C'_{vib} = 0,2252 + 0,00003766t$	$C_{vib} = 0,6603 + 0,0001065t$	$C'_{vib} = 0,9429 + 0,0001577t$
N ₂	$C_{ptb} = 0,2446 + 0,00002115t$	$C'_{ptb} = 0,3057 + 0,00002643t$	$C_{ptb} = 1,024 + 0,00008855t$	$C'_{ptb} = 1,2799 + 0,0001107t$
	$C_{vib} = 0,1737 + 0,00002115t$	$C'_{vib} = 0,2171 + 0,00002643t$	$C_{vib} = 0,7272 + 0,00008855t$	$C'_{vib} = 0,9089 + 0,0001107t$
Không khí	$C_{ptb} = 0,2378 + 0,00002221t$	$C'_{ptb} = 0,3073 + 0,00002869t$	$C_{ptb} = 0,9956 + 0,00009299t$	$C'_{ptb} = 1,2866 + 0,0001201t$
	$C_{vib} = 0,1693 + 0,00002221t$	$C'_{vib} = 0,2187 + 0,00002869t$	$C_{vib} = 0,7088 + 0,00009299t$	$C'_{vib} = 0,9757 + 0,0001201t$
H ₂ O	$C_{ptb} = 0,4379 + 0,0000713t$	$C'_{ptb} = 0,3519 + 0,00005967t$	$C_{ptb} = 1,833 + 0,0003111t$	$C'_{ptb} = 1,4733 + 0,0002498t$
	$C_{vib} = 0,3276 + 0,0000713t$	$C'_{vib} = 0,2633 + 0,00005967t$	$C_{vib} = 1,3716 + 0,0003111t$	$C'_{vib} = 1,1024 + 0,0002498t$
CO ₂	$C_{ptb} = 0,2067 + 0,00005836t$	$C'_{ptb} = 0,4058 + 0,0001146t$	$C_{ptb} = 0,8654 + 0,0002443t$	$C'_{ptb} = 1,5990 + 0,0004798t$
	$C_{vib} = 0,1616 + 0,00005836t$	$C'_{vib} = 0,3172 + 0,0001146t$	$C_{vib} = 0,6764 + 0,0002443t$	$C'_{vib} = 1,3281 + 0,0004798t$

Bảng 3. Các tính chất nhiệt động của NH₃ ở trạng thái bão hoà. (theo áp suất).

P at	t °C	v' l/Kg	v'' m ³ /Kg	ρ' Kg/l	ρ'' Kg/m ³	i' Kcal/Kg	i Kcal/Kg	r Kcal/Kg	S' Kcal/ Kg.độ	S'' Kcal/ Kg.độ
0,45	-48,7	1,4277	2,4443	0,7004	0,4091	47,49	385,26	337,77	0,7889	2,2941
0,50	-46,88	1,4321	2,2152	0,6983	0,4514	49,42	386,00	335,58	0,7975	2,2853
0,55	-45,20	1,4362	2,0286	0,6963	0,4934	51,20	386,67	335,47	0,8053	2,2773
0,60	-43,65	1,4401	1,8684	0,6944	0,5352	52,84	387,28	334,44	0,8124	2,2700
0,65	-42,19	1,4438	1,7339	0,6926	0,5767	54,38	387,85	333,47	0,8193	2,2634
0,70	-40,83	1,4472	1,6180	0,6910	0,6180	55,83	388,38	332,55	0,8254	2,2572
0,75	-39,54	1,4505	1,5170	0,6894	0,6592	57,20	388,86	331,68	0,8313	2,2514
0,80	-38,32	1,4536	1,4283	0,6879	0,7001	58,50	389,35	330,85	0,8368	2,2460
0,85	-37,17	1,4566	1,3496	0,6865	0,7410	59,73	389,79	330,06	0,8420	2,2410
0,90	-36,06	1,4595	1,2795	0,6852	0,7816	60,90	390,20	329,30	0,8470	2,2362
0,95	-35,01	1,4623	1,2164	0,6839	0,8221	62,03	390,60	328,57	0,8517	2,2317
1,00	-34,00	1,4649	1,1595	0,6826	0,8624	63,10	390,97	327,87	0,8563	2,2275
1,05	-33,03	1,4675	1,1078	0,6814	0,9027	64,14	391,33	327,19	0,8605	2,2234
1,1	-32,09	1,4700	1,0007	0,6803	0,9128	65,14	391,67	326,53	0,8648	2,2196
1,2	-30,32	1,4748	0,9779	0,6781	1,023	67,04	392,32	325,28	0,8726	2,2124
1,3	-28,67	1,4793	0,9073	0,6760	1,102	68,81	392,90	324,09	0,8798	2,2057
1,4	-27,12	1,4836	0,8465	0,6710	1,181	70,48	393,45	322,97	0,8866	2,1996
1,5	-25,65	1,4877	0,7936	0,6722	1,260	72,06	393,96	321,90	0,8930	2,1939
1,6	-24,26	1,4916	0,7470	0,6704	1,339	73,55	394,44	320,89	0,8990	2,1885
1,7	-22,93	1,4953	0,7058	0,6687	1,417	74,98	394,89	319,91	0,9047	2,1835
1,8	-21,67	1,4989	0,6690	0,6671	1,495	76,34	395,31	318,97	0,9102	2,1786
1,9	-20,47	1,5024	0,6359	0,6656	1,573	77,64	395,71	318,07	0,9153	2,1743
2,0	-19,31	1,5058	0,6060	0,6641	1,650	78,90	396,09	317,19	0,9202	2,1700

Bảng 3 (tiếp theo)

P at	t °C	v' l/Kg	v'' m ³ /Kg	ρ' Kg/l	ρ'' Kg/m ³	i' Kcal/Kg	i Kcal/Kg	r Kcal/Kg	S' Kcal Kg.độ	S'' Kcal Kg.độ
2,1	-18,20	1,5090	0,5789	0,6627	1,727	80,10	396,45	316,35	0,9249	2,1660
2,2	-17,13	1,5122	0,5542	0,6613	1,804	81,26	396,79	315,53	0,9294	2,1621
2,3	-16,06	1,5152	0,5315	0,6600	1,881	82,39	397,12	314,74	0,9338	2,1584
2,4	-15,10	1,5182	0,5107	0,6587	1,958	83,47	397,43	313,96	0,9380	2,1549
2,5	-14,13	1,5211	0,4915	0,6574	2,035	84,51	397,73	313,22	0,9420	2,1515
2,6	-13,19	1,5240	0,4737	0,6562	2,111	85,53	398,02	312,49	0,9460	2,1483
2,7	-12,29	1,5267	0,4571	0,6550	2,188	86,52	398,29	311,77	0,9497	2,1451
2,8	-11,41	1,5294	0,4417	0,6539	2,264	87,47	398,55	311,08	0,9534	2,1421
2,9	-10,55	1,5321	0,4274	0,6527	2,340	88,42	398,81	310,39	0,9570	2,1392
3,0	-9,72	1,5346	0,4140	0,6516	2,415	89,32	399,05	309,73	0,9603	2,1363
3,1	-8,91	1,5372	0,4013	0,6505	2,492	90,21	399,29	309,08	0,9637	2,1336
3,2	-8,11	1,5397	0,3895	0,6495	2,567	91,08	399,52	308,44	0,9670	2,1310
3,3	-7,34	1,5421	0,3784	0,6485	2,643	91,93	399,74	307,81	0,9702	2,1284
3,4	-6,59	1,5445	0,3679	0,6475	2,718	92,75	399,95	307,20	0,9732	2,1259
3,5	-5,85	1,5469	0,3579	0,6465	2,794	93,55	400,15	306,60	0,9763	2,1235
3,6	-5,13	1,5492	0,3485	0,6455	2,869	94,34	400,35	306,01	0,9793	2,1212
3,7	-4,43	1,5514	0,3396	0,6446	2,975	95,11	400,54	305,43	0,9821	2,1189
3,8	-3,74	1,5537	0,3311	0,6436	3,020	95,87	400,73	304,86	0,9848	2,1166
3,9	-3,06	1,5559	0,3231	0,6427	3,095	96,62	400,91	304,29	0,9877	2,1145
4,0	-2,4	1,5580	0,3154	0,6418	3,171	97,35	401,09	303,74	0,9904	2,1124
4,1	-1,75	1,5602	0,3082	0,6409	3,245	98,06	401,26	303,20	0,9929	2,1103
4,2	-1,11	1,5623	0,3012	0,6401	3,320	98,77	401,43	302,66	0,9955	2,1083
4,3	-0,49	1,5644	0,2946	0,6392	3,394	99,46	401,59	302,13	0,9979	2,1062
4,4	0,13	1,5664	0,2882	0,6384	3,470	100,14	401,75	301,61	1,0005	2,1044
4,5	0,73	1,5685	0,2821	0,6376	3,545	100,81	401,90	301,09	1,0029	2,1025

Bảng 3 (tiếp theo)

P at	t °C	v' l/Kg	v'' m ³ /Kg	ρ' Kg/l	ρ'' Kg/m ³	i' Kcal/Kg	i Kcal/Kg	r Kcal/Kg	S' Kcal Kg.độ	S'' Kcal Kg.độ
4,6	1,32	1,5704	0,2763	0,6368	3,619	101,47	402,05	300,58	1,0058	2,1006
4,7	1,91	1,5724	0,2707	0,6360	3,694	102,11	402,20	300,09	1,0076	2,0988
4,8	2,48	1,5744	0,2653	0,6352	3,769	102,73	402,33	299,60	1,0100	2,0971
4,9	3,04	1,5763	0,2602	0,6344	3,843	103,36	402,47	299,11	1,0121	2,0953
5,0	3,60	1,5782	0,2552	0,6336	3,918	103,99	402,61	298,62	1,0144	2,0936
5,2	4,69	1,5820	0,2459	0,6321	4,057	105,19	402,87	297,68	1,0188	2,0904
5,4	5,74	1,5857	0,2372	0,6307	4,216	105,36	403,12	296,76	1,0229	2,0872
5,6	6,76	1,5892	0,2291	0,6292	4,365	107,50	403,35	295,85	1,0270	2,0841
5,8	7,76	1,5928	0,2216	0,6278	3,513	108,61	403,58	294,97	1,0308	2,0811
6,0	8,73	1,5962	0,2145	0,6265	4,662	109,70	403,80	294,10	1,0348	2,0783
6,2	9,67	1,5996	0,2079	0,6251	4,810	110,75	404,00	293,25	1,0384	2,0755
6,4	10,59	1,6030	0,2017	0,6238	4,958	111,78	404,20	292,42	1,0420	2,0728
6,6	11,49	1,6063	0,1958	0,6226	5,107	112,79	404,39	291,60	1,0456	2,0702
6,8	12,37	1,6095	0,1903	0,6213	5,255	113,77	404,57	290,80	1,0490	2,0677
7,0	13,23	1,6127	0,1850	0,6201	5,405	114,74	404,75	290,01	1,0523	2,0652
7,2	14,07	1,6158	0,1801	0,6189	5,552	115,69	404,92	289,23	1,0556	2,0628
7,4	14,89	1,6189	0,1754	0,6177	5,701	116,62	405,08	288,46	1,0589	2,0605
7,6	15,70	1,6220	0,1710	0,6165	5,858	117,52	405,24	287,72	1,0619	2,0582
7,8	16,49	1,6250	0,1668	0,6154	5,995	118,41	405,39	286,98	1,0650	2,0560
8,0	17,26	1,6280	0,1627	0,6143	6,146	119,30	405,54	286,24	1,0680	2,0538
8,2	18,02	1,6309	0,1589	0,6132	6,293	120,17	405,68	285,51	1,0710	2,0517
8,4	18,76	1,6338	0,1552	0,6121	6,443	121,00	405,81	284,81	1,0739	2,0497
8,6	19,50	1,6367	0,1517	0,6110	6,592	121,84	405,95	284,11	1,0767	2,0477
8,8	20,21	1,6395	0,1484	0,6099	6,739	122,66	406,07	283,41	1,0794	2,0457

Bảng 3 (tiếp theo)

P at	t °C	γ N/Kg	v'' m ³ /Kg	ρ' Kg/l	ρ'' Kg/m ³	i' Kcal/Kg	i v Kcal/Kg	r Kcal/Kg	S' Kcal Kg.độ	S'' Kcal Kg.độ
9,0	20,92	1,6423	0,1452	0,6089	6,887	123,45	406,19	282,74	1,0821	2,0437
9,2	21,61	1,6451	0,1421	0,6079	7,037	124,24	406,30	282,06	1,0847	2,0418
9,4	22,30	1,6478	0,1392	0,6069	7,184	125,03	406,42	281,39	1,0874	2,0400
9,6	22,97	1,6505	0,1364	0,6059	7,331	125,80	406,53	280,73	1,0900	2,0382
9,8	23,63	1,6532	0,1337	0,6047	7,479	126,55	406,64	280,09	1,0925	2,0364
10,0	24,28	1,6559	0,1311	0,6039	7,628	127,28	406,74	279,46	1,0950	2,0347
10,5	25,86	1,6624	0,1250	0,6015	8,000	129,11	406,98	277,87	1,1009	2,0304
11,0	27,39	1,6689	0,1194	0,5992	8,375	130,87	407,20	276,33	1,1068	2,0264
11,5	28,87	1,6752	0,1144	0,5970	8,741	132,57	407,41	274,84	1,1124	2,0228
12,0	30,30	1,6813	0,1097	0,5948	9,116	134,22	407,60	273,38	1,1177	2,0189
12,5	31,68	1,6874	0,1054	0,5926	9,488	135,84	407,77	271,93	1,1231	2,0153
13,0	33,02	1,6933	0,1014	0,5906	9,862	137,39	407,93	270,54	1,1280	2,0118
13,5	34,32	1,6992	0,0977	0,5885	10,24	138,91	408,07	269,16	1,1330	2,0085
14,0	35,60	1,7050	0,0942	0,5865	10,62	140,39	408,21	267,82	1,1377	2,0053
14,5	36,82	1,7107	0,0910	0,5846	10,99	141,84	408,32	266,48	1,1423	2,0021
15,0	38,03	1,7163	0,0860	0,5826	11,36	143,22	408,43	265,21	1,1467	1,9991
15,5	39,20	1,7219	0,0851	0,5808	11,75	147,62	408,53	263,91	1,1511	1,9962
16,0	40,34	1,7273	0,0825	0,5789	12,12	145,94	408,61	262,67	1,1553	1,9933
16,5	41,46	1,7328	0,0800	0,5771	12,50	147,27	408,69	261,42	1,1594	1,9905
17,0	42,55	1,7381	0,0770	0,5753	12,89	148,57	408,75	260,18	1,1635	1,9878
17,5	43,62	1,7435	0,0754	0,5736	13,26	149,82	408,81	258,99	1,1674	1,9851
18,0	44,66	1,7487	0,0733	0,5719	13,64	151,06	408,85	257,79	1,1712	1,9825
18,5	45,68	1,7539	0,0713	0,5702	14,03	152,28	408,89	256,61	1,1749	1,9799
19,0	46,68	1,7591	0,0694	0,5685	14,41	153,48	408,91	255,43	1,1786	1,9774
19,5	47,67	1,7642	0,0676	0,5668	14,79	154,70	408,94	254,24	1,1824	1,9750
20,0	48,63	1,7693	0,0658	0,5652	15,20	155,82	408,94	253,12	1,1859	1,9726

Bảng 4. Các tính chất nhiệt động của NH_3 ở trạng thái bão hoà. (theo nhiệt độ).

t °C	p at	v' l/Kg	v'' m ³ /Kg	ρ' Kg/l	ρ'' Kg/m ³	i' Kcal/Kg	i Kcal/Kg	r Kcal/Kg	S' Kcal Kg.độ	S'' Kcal Kg.độ
-70	0,1114	1,3788	9,009	0,7253	0,1110	25,9	375,7	349,8	0,6878	2,4101
-68	0,1287	1,3832	7,870	0,7230	0,1271	27,9	376,6	348,7	0,6975	2,3976
-66	0,1485	1,3876	6,882	0,7207	0,1453	29,9	377,4	347,5	0,7074	2,8853
-64	0,1706	1,3920	6,044	0,7184	0,1655	32,0	378,3	346,3	0,7173	2,3734
-62	0,1954	1,3965	5,324	0,7161	0,1878	34,0	379,1	345,1	0,7270	2,3618
-60	0,2233	1,4010	4,699	0,7138	0,2128	36,0	380,0	344,0	0,7366	2,3507
-58	0,2543	1,4056	4,161	0,7114	0,2403	38,1	380,8	342,7	0,7461	2,3393
-56	0,2889	1,4103	3,693	0,7091	0,2708	40,2	381,7	341,5	0,7555	2,3285
-54	0,3272	1,4150	3,288	0,7067	0,3041	42,2	382,5	340,3	0,7648	2,3180
-52	0,3697	1,4197	2,933	0,7044	0,3409	44,2	383,3	339,1	0,7741	2,3078
-50	0,4168	1,4245	2,623	0,7020	0,3812	46,3	384,1	337,8	0,7882	2,2978
-48	0,4686	1,4293	2,351	0,6996	0,425	48,4	384,9	336,6	0,7931	2,2808
-46	0,5256	1,4342	2,112	0,6972	0,473	50,4	385,7	335,3	0,8021	2,2785
-44	0,5882	1,4392	1,901	0,6948	0,526	52,5	386,5	334,0	0,8112	2,2692
-42	0,6568	1,4442	1,715	0,6924	0,583	54,6	387,3	332,7	0,8203	2,2600
-40	0,7318	1,4493	1,550	0,6900	0,645	56,8	388,1	331,3	0,8295	2,2510
-39	0,7719	1,4519	1,4752	0,6888	0,678	57,82	388,49	330,67	0,8340	2,2465
-38	0,8137	1,4545	1,4045	0,6875	0,712	58,86	388,88	329,99	0,8385	2,2421
-37	0,8573	1,4571	1,3377	0,6863	0,748	59,94	389,27	329,31	0,8430	2,2378
-36	0,9028	1,4597	1,2746	0,6851	0,785	61,01	389,65	328,63	0,8475	2,2336
-35	0,9503	1,4623	1,2151	0,6839	0,823	62,08	390,03	327,95	0,8520	2,2294
-34	0,9999	1,4649	1,1589	0,6826	0,863	63,15	390,41	327,26	0,8565	2,2252
-33	1,0515	1,4676	1,1058	0,6814	0,905	64,21	390,79	326,57	0,8610	2,2211
-32	1,1052	1,4703	1,0555	0,6801	0,948	65,28	391,17	325,88	0,8654	2,2170
-31	1,1610	1,4730	1,0080	0,6789	0,992	66,35	391,54	325,19	0,8698	2,2130

Bảng 4 (tiếp theo)

t °C	P at	v' l/Kg	v'' m ³ /Kg	ρ' Kg/l	ρ'' Kg/m ³	i' Kcal/Kg	i Kcal/Kg	r Kcal/Kg	S' Kcal Kg.độ	S'' Kcal Kg.độ
-30	1,2190	1,4757	0,9630	0,6777	1,038	67,42	391,91	324,49	0,8742	2,2090
-29	1,279	1,4784	0,9204	0,6764	1,086	68,49	392,28	323,79	0,8786	2,2050
-28	1,342	1,4811	0,8801	0,6752	1,136	69,56	392,64	323,08	0,8880	2,2011
-27	1,407	1,4839	0,8418	0,6739	1,188	70,63	393,00	322,37	0,8874	2,1972
-26	1,475	1,4867	0,8056	0,6726	1,242	71,71	393,36	321,66	0,8917	2,1934
-25	1,546	1,4895	0,7712	0,6714	1,297	72,78	393,72	320,94	0,8960	2,1869
-24	1,619	1,4923	0,7386	0,6701	1,354	73,86	394,07	320,22	0,9003	2,1858
-23	1,695	1,4951	0,7076	0,6688	1,413	74,93	395,42	319,49	0,9046	2,1821
-22	1,774	1,4980	0,6782	0,6676	1,474	76,01	394,77	318,76	0,9089	2,1784
-21	1,856	1,5008	0,6502	0,6663	1,538	77,09	395,12	318,03	0,9132	2,1747
-20	1,940	1,5037	0,6236	0,6650	1,604	78,17	395,46	317,29	0,9175	2,1710
-19	2,027	1,5066	0,5983	0,6637	1,672	79,25	395,80	316,55	0,9217	2,1674
-18	2,117	1,5096	0,5742	0,6624	1,742	80,33	396,13	315,80	0,9259	2,1638
-17	2,211	1,5125	0,5513	0,6611	1,814	81,41	396,46	315,05	0,9301	2,1602
-16	2,309	1,5155	0,5295	0,6598	1,889	82,50	396,79	314,29	0,9343	2,1567
-15	2,410	1,5185	0,5087	0,6585	1,966	83,59	397,12	313,53	0,9385	2,1532
-14	2,514	1,5215	0,4889	0,6572	2,046	84,68	397,44	312,76	0,9427	2,1498
-13	2,621	1,5245	0,4700	0,6559	2,128	85,76	397,75	311,99	0,9469	2,1464
-12	2,732	1,5276	0,4520	0,6546	2,213	86,85	398,06	311,21	0,9511	2,1430
-11	2,847	1,5307	0,4348	0,6533	2,300	87,94	398,37	310,43	0,9552	2,1396
-10	2,966	1,5338	0,4184	0,6520	2,390	89,03	398,67	309,64	0,9593	2,1362
-9	3,089	1,5369	0,4028	0,6507	2,483	90,12	398,97	308,85	0,9634	2,1329
-8	3,216	1,5400	0,3878	0,6493	2,579	91,21	399,27	308,06	0,9675	2,1296
-7	3,347	1,5432	0,3735	0,6480	2,678	92,30	299,56	307,25	0,9716	2,1263
-6	3,481	1,5464	0,3599	0,6467	2,779	93,40	399,85	306,45	0,9757	2,1231
-5	3,619	1,5496	0,3469	0,6453	2,883	94,50	400,14	305,64	0,9798	2,1199
-4	3,761	1,5528	0,3344	0,6440	2,991	95,59	400,42	304,83	0,9839	2,1167
-3	3,908	1,5561	0,3225	0,6426	3,102	96,69	400,70	304,01	0,9880	2,1135

Bảng 5. Các tính chất nhiệt động của hơi quá nhiệt NH₃

t °C	v m ³ /Kg	i Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ	t °C	v m ³ /Kg	i Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ
p=0,5 at				p=0,7 at			
-46,88	2,2152	386,00	2,2853	-40,83	1,6180	388,38	2,2572
-45	2,2353	387,00	2,2897	-40	1,6244	388,84	2,2591
-40	2,2882	389,64	2,3012	-35	1,6828	391,53	2,2705
-35	2,3406	392,24	2,3122	-30	1,7007	394,18	2,2815
-30	2,3928	394,81	2,3229	-25	1,7384	396,80	2,2922
-25	2,4446	397,37	2,3333	-20	1,7758	399,39	2,3026
-20	2,4962	399,91	2,3435	-15	1,8130	401,97	2,3126
-15	2,5476	402,45	2,3534	-10	1,8501	404,53	2,3225
-10	2,5988	404,97	2,3631	-5	1,8870	407,09	2,3321
-5	2,6499	407,99	2,3726	0	1,9237	409,64	2,3415
0	2,7008	410,02	2,3819	5	1,9604	412,19	2,3508
5	2,7517	412,54	2,3910	10	1,9969	414,73	2,3599
10	2,8024	415,06	2,4000	15	2,0334	417,28	2,3688
15	2,8531	417,59	2,4089	20	2,0698	419,83	2,3776
20	2,9037	420,12	2,4176	25	2,1061	422,38	2,3862
25	2,9543	422,66	2,4262	30	2,1424	424,94	2,3947
30	3,0048	425,20	2,4346	35	2,1786	427,50	2,4031
35	3,0552	427,75	2,4430	40	2,2148	430,07	2,4113
40	3,1056	430,30	2,4512	45	2,2509	432,64	2,4195
45	3,1560	432,86	2,4593	50	2,2870	435,22	2,4275
50	3,2063	435,43	2,4673	55	2,3231	437,81	2,4355
55	3,2566	438,01	2,4752	60	2,3591	440,40	2,4433
60	3,3069	440,59	2,4830	65	2,3952	443,01	2,4511
65	3,3571	443,19	2,4908	70	2,4311	445,62	2,4588
70	3,4073	445,79	2,4984	75	2,4671	448,24	2,4663
75	3,4575	448,40	2,5060	80	2,5030	450,87	2,4738
80	3,5077	451,03	2,5135	85	2,5390	453,50	2,4813
85	3,5578	453,66	2,5209	90	2,5749	456,15	2,4886
90	3,6079	456,30	2,5282	95	2,6107	458,81	2,4959
95	3,6580	458,95	2,5354	100	2,6466	461,47	2,5031
100	3,7081	461,61	2,5426	105	2,6825	464,15	2,5102
p=1 at				p=1,5 at			
-34,00	1,1595	390,97	2,2275	-25,65	0,7936	393,6	2,1939
-30	1,1814	393,18	2,2367	-25	0,7960	394,34	2,1954
-25	1,2086	395,90	2,2477	-20	0,8147	397,17	2,2067
-20	1,2354	398,58	2,2584	-15	0,8331	399,96	2,2176
-15	1,2620	401,23	2,2688	-10	0,8513	402,69	2,2281
-10	1,2884	403,86	2,2789	-5	0,8694	405,40	2,2383
-5	1,3147	406,47	2,2888	0	0,8872	408,08	2,2482
0	1,3408	409,07	2,2983	5	0,9050	410,74	2,2578
5	1,3668	411,65	2,3077	10	0,9226	413,39	2,2673
10	1,3927	414,24	2,3169	15	0,9402	416,02	2,2765
15	1,4185	416,82	2,3259	20	0,9576	418,65	2,2855
20	1,4443	419,39	2,3348	25	0,9750	421,27	2,2944
25	1,4699	421,97	2,3435	30	0,9924	423,89	2,3031
30	1,4956	424,55	2,3521	35	1,0097	426,50	2,3117
35	1,5211	427,13	2,3605	40	1,0269	429,13	2,3201

Bảng 5 (tiếp theo)

t °C	v m ³ /Kg	i Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ	t °C	v m ³ /Kg	i Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ
40	1,5466	429,72	2,3689	45	1,0441	431,75	2,3284
45	1,5721	432,31	2,3771	50	1,0612	434,38	2,3366
50	1,5976	434,91	2,3852	55	1,0783	437,00	2,3447
55	1,6230	437,51	2,3932	60	1,0954	439,63	2,3526
60	1,6483	440,12	2,4011	65	1,1125	442,27	2,3605
65	1,6737	442,73	2,4088	70	1,1295	444,92	2,3683
70	1,6990	445,35	2,4166	75	1,1465	447,56	2,3759
75	1,7243	447,99	2,4242	80	1,1634	450,22	2,3835
80	1,7495	450,62	2,4317	85	1,1804	452,88	2,3910
85	1,7748	453,27	2,4391	90	1,1973	455,56	2,3987
90	1,8000	455,93	2,4465	95	1,2142	458,23	2,4054
95	1,8252	458,59	2,4538	100	1,2311	460,92	2,4130
100	1,8504	461,27	2,4610	105	1,2480	463,62	2,4202
105	1,8756	463,95	2,4681	110	1,2649	466,32	2,4273
110	1,9008	466,64	2,4752	115	1,2818	469,04	2,4343
115	1,9259	469,34	2,4822	120	1,2986	471,76	2,4413
p=2 at				p=2,5 at			
-19,31	0,6060	396,09	2,1700	-14,13	0,4915	397,73	2,1515
-15	0,6184	398,61	2,1799	-10	0,5011	400,20	2,1610
-10	0,6326	410,48	2,1909	-5	0,5127	403,13	2,1720
-5	0,6465	404,29	2,2014	0	0,5240	406,00	2,1826
0	0,6603	407,06	2,2117	5	0,5352	408,83	2,1929
5	0,6740	409,80	2,2216	10	0,5463	411,62	2,2028
10	0,6875	412,51	2,2313	15	0,5573	414,38	2,2125
15	0,7009	415,21	2,2407	20	0,5681	417,11	2,2219
20	0,7143	417,89	2,2500	25	0,5789	419,83	2,2311
25	0,7275	420,26	2,2590	30	0,5897	422,54	2,2401
30	0,7407	423,22	2,2679	35	0,6003	425,24	2,2489
35	0,7539	425,88	2,2766	40	0,6109	427,93	2,2576
40	0,7670	428,53	2,2851	45	0,6215	430,61	2,2661
45	0,7800	431,19	2,2935	50	0,6320	433,30	2,2745
50	0,7930	433,84	2,3018	55	0,6425	435,98	2,2827
55	0,8060	436,49	2,3099	60	0,6530	438,66	2,2908
60	0,8189	439,15	2,3180	65	0,6634	441,34	2,2988
65	0,8318	441,81	2,3259	70	0,6738	444,03	2,3067
70	0,8447	444,47	2,3337	75	0,6841	446,72	2,3145
75	0,8575	447,14	2,3414	80	0,6945	449,41	2,3221
80	0,8703	449,82	2,3491	85	0,7048	452,10	2,3297
85	0,8832	452,50	2,3566	90	0,7151	454,81	2,3372
90	0,8959	455,18	2,3640	95	0,7254	457,52	2,3446
95	0,9087	457,88	2,3714	100	0,7356	460,23	2,3520
100	0,9215	460,58	2,3787	105	0,7459	462,95	2,3592
105	0,9342	463,29	2,3859	110	0,7561	465,68	2,3664
110	0,9469	466,00	2,3931	115	0,7663	468,42	2,3735
115	0,9596	468,73	2,4001	120	0,7765	471,17	2,3805
120	0,9723	471,46	2,4071	125	0,7867	473,92	2,3875
125	0,9850	474,21	2,4141	130	0,7969	476,68	2,3944
130	0,9977	476,96	2,4209	135	0,8071	479,45	2,4012

Bảng 5 (tiếp theo)

t °C	v m ³ /Kg	i Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ	t °C	v m ³ /Kg	i Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ
p=3 at				p=3,5 at			
-9,72	0,4140	399,05	2,1363	-5,85	0,3579	400,15	2,1335
-5	0,4233	401,93	2,1472	-5	0,3594	400,69	2,1255
0	0,4331	404,91	2,1582	0	0,3680	403,78	2,1369
5	0,4427	407,83	2,1688	5	0,3765	406,80	2,1479
10	0,4521	410,69	2,1790	10	0,3848	409,75	2,1584
15	0,4615	413,52	2,1889	15	0,3930	412,85	2,1686
20	0,4707	416,32	2,1985	20	0,4010	415,51	2,1784
25	0,4798	419,10	2,2079	25	0,4090	418,34	2,1880
30	0,4889	421,85	2,2171	30	0,4169	421,15	2,1973
35	0,4979	424,59	2,2260	35	0,4248	423,93	2,2064
40	0,5069	427,32	2,2348	40	0,4326	426,70	2,2153
45	0,5158	430,04	2,2434	45	0,4403	429,45	2,2241
50	0,5247	432,75	2,2519	50	0,4480	432,20	2,2326
55	0,5335	435,46	2,2602	55	0,4556	434,93	2,2410
60	0,5423	438,17	2,2684	60	0,4632	437,67	2,2493
65	0,5511	440,87	2,2765	65	0,4708	440,40	2,2574
70	0,5598	443,58	2,2844	70	0,4784	443,13	2,2654
75	0,5685	446,29	2,2923	75	0,4859	445,86	2,2733
80	0,5772	449,00	2,3000	80	0,4934	448,59	2,2811
85	0,5858	451,71	2,3076	85	0,5009	451,32	2,2888
90	0,5945	454,43	2,3152	90	0,5083	454,05	2,2964
95	0,6031	457,16	2,3226	95	0,5157	456,79	2,3039
100	0,6117	459,88	2,3300	100	0,5232	459,54	2,3113
105	0,6203	462,62	2,3373	105	0,5306	462,29	2,3186
110	0,6289	465,36	2,3445	110	0,5379	465,04	2,3259
115	0,6374	468,11	2,3516	115	0,5463	467,80	2,3330
120	0,6460	470,87	2,3587	120	0,5527	470,57	2,3401
125	0,6545	473,63	2,3656	125	0,5600	473,34	2,3471
130	0,6630	476,40	2,3726	130	0,5674	476,13	2,3541
135	0,6715	479,18	2,3794	135	0,5747	478,92	2,3609
140	0,6800	481,97	2,3862	140	0,5820	481,71	2,3678
p=4 at				p=4,5 at			
-2,40	0,3154	401,09	2,1124	0,73	0,2821	401,90	2,1025
0	0,3192	402,62	2,1180	5	0,2880	404,65	2,1125
5	0,3268	405,74	2,1293	10	0,2948	407,79	2,1236
10	0,3342	408,78	2,1401	15	0,3015	410,85	2,1344
15	0,3415	411,76	2,1506	20	0,3080	413,85	2,1447
20	0,3487	414,69	2,1607	25	0,3145	416,80	2,1547
25	0,3559	417,58	2,1704	30	0,3208	419,71	2,1643
30	0,3629	420,43	2,1800	35	0,3271	422,58	2,1737
35	0,3699	423,26	2,1892	40	0,3334	425,43	2,1829
40	0,3768	426,07	2,1982	45	0,3395	428,26	2,1919
45	0,3836	428,86	2,2071	50	0,3457	431,07	2,2007
50	0,3904	431,64	2,2157	55	0,3517	433,87	2,2093
55	0,3972	434,41	2,2242	60	0,3578	436,66	2,2177
60	0,4039	437,17	2,2326	65	0,3638	439,44	2,2260
65	0,4106	439,92	2,2408	70	0,3697	442,22	2,2341

Bảng 5 (tiếp theo)

t °C	v m ³ /Kg	i Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ	t °C	v m ³ /Kg	i Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ
70	0,4173	442,67	2,2489	75	0,3757	444,99	2,2421
75	0,4239	445,42	2,2568	80	0,3816	447,76	2,2500
80	0,4305	448,17	2,2647	85	0,3875	450,52	2,2578
85	0,4371	450,92	2,2724	90	0,3934	453,29	2,2655
90	0,4437	453,67	2,2800	95	0,3992	456,06	2,2731
95	0,4502	456,43	2,2876	100	0,4051	458,84	2,2886
100	0,4567	459,18	2,2950	105	0,4109	461,61	2,2830
105	0,4633	461,95	2,3024	110	0,4167	464,39	2,2953
110	0,4698	464,72	2,3096	115	0,4225	467,18	2,3025
115	0,4762	467,49	2,3168	120	0,4283	469,97	2,3096
120	0,4827	470,27	2,3239	125	0,4340	472,76	2,3167
125	0,4892	473,05	2,3310	130	0,4398	475,57	2,3237
130	0,4956	475,85	2,3380	135	0,4455	478,38	2,3306
135	0,5021	478,65	2,3449	140	0,4513	481,19	2,3375
140	0,5085	481,45	2,3517	145	0,4570	484,02	2,3443
145	0,5149	484,27	2,3585	150	0,4627	486,85	2,3510
p=5 at				p=6 at			
3,6	0,2552	402,61	2,0936	8,73	0,2145	403,80	2,0783
5	0,2570	403,53	2,0970	10	0,2159	404,66	2,0813
10	0,2633	406,77	2,1085	15	0,2213	407,99	2,0930
15	0,2694	409,92	2,1195	20	0,2265	411,22	2,1041
20	0,2755	412,99	2,1301	25	0,2316	414,37	2,1148
25	0,2814	416,00	2,1403	30	0,2366	417,46	2,1250
30	0,2872	418,97	2,1502	35	0,2416	420,49	2,1350
35	0,2929	421,89	2,1597	40	0,2464	423,48	2,1446
40	0,2986	424,79	2,1691	45	0,2513	426,43	2,1539
45	0,3042	427,66	2,1781	50	0,2560	429,35	2,1630
50	0,3098	430,50	2,1870	55	0,2607	432,24	2,1719
55	0,3153	433,33	2,1957	60	0,2654	435,12	2,1806
60	0,3208	436,15	2,2042	65	0,2700	437,98	2,1892
65	0,3263	438,96	2,2126	70	0,2746	440,83	2,1975
70	0,3317	441,76	2,2208	75	0,2792	443,66	2,2057
75	0,3371	444,55	2,2289	80	0,2837	446,50	2,2138
80	0,3425	447,34	2,2369	85	0,2883	449,32	2,2217
85	0,3478	450,13	2,2447	90	0,2928	452,14	2,2296
90	0,3531	452,91	2,2524	95	0,2972	454,96	2,2373
95	0,3584	455,70	2,2600	100	0,3017	457,78	2,2449
100	0,3637	458,49	2,2676	105	0,3061	460,60	2,2524
105	0,3690	461,28	2,2750	110	0,3105	463,42	2,2598
110	0,3742	464,07	2,2833	115	0,3150	466,24	2,2671
115	0,3795	466,87	2,2896	120	0,3194	469,06	2,2743
120	0,3847	469,67	2,2968	125	0,3237	471,89	2,2815
125	0,3899	472,47	2,3039	130	0,3281	474,72	2,2886
130	0,3951	475,28	2,3109	135	0,3325	477,56	2,2956
135	0,4003	478,11	2,3178	140	0,3368	480,41	2,3025
140	0,4055	480,93	2,3248	145	0,3412	483,25	2,3094
145	0,4107	483,76	2,3315	150	0,3455	486,11	2,3161
150	0,4158	486,60	2,3383	155	0,3498	488,97	2,3229

Bảng 5 (tiếp theo)

t °C	v m ³ /Kg	l Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ	t °C	v m ³ /Kg	l Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ
p=7 at				p=8 at			
13,23	0,1850	404,75	2,0652	17,26	0,1627	405,54	2,0538
15	0,1867	405,99	2,0695	20	0,1651	407,49	2,0605
20	0,1914	409,39	2,0812	25	0,1692	410,95	2,0722
25	0,1960	412,69	2,0924	30	0,1733	414,30	2,0834
30	0,2005	415,90	2,1031	35	0,1772	417,56	2,0941
35	0,2048	419,05	2,1134	40	0,1811	420,75	2,1043
40	0,2091	422,13	2,1233	45	0,1849	423,18	2,1143
45	0,2134	425,17	2,1329	50	0,1887	426,96	2,1239
50	0,2176	428,17	2,1423	55	0,1924	430,00	2,1332
55	0,2217	431,13	2,1514	60	0,1960	433,01	2,1423
60	0,2258	434,07	2,1603	65	0,1996	435,98	2,1511
65	0,2298	436,99	2,1690	70	0,2032	438,93	2,1598
70	0,2338	439,89	2,1775	75	0,2067	441,87	2,1683
75	0,2378	442,77	2,1858	80	0,2103	444,78	2,1766
80	0,2418	445,64	2,1940	85	0,2137	447,69	2,1848
85	0,2457	448,51	2,2021	90	0,2172	450,58	2,1928
90	0,2496	451,37	2,2100	95	0,2207	453,47	2,2007
95	0,2535	454,22	2,2178	100	0,2241	456,35	2,2085
100	0,2573	457,07	2,2255	105	0,2275	459,23	2,2161
105	0,2612	459,91	2,2331	110	0,2309	462,10	2,2237
110	0,2650	462,76	2,2405	115	0,2342	464,98	2,2312
115	0,2688	465,61	2,2479	120	0,2376	467,85	2,2385
120	0,2726	468,46	2,2552	125	0,2409	470,72	2,2458
125	0,2764	471,31	2,2624	130	0,2443	473,60	2,2529
130	0,2802	474,16	2,2696	135	0,2476	476,47	2,2600
135	0,2840	477,20	2,2766	140	0,2509	479,35	2,2671
140	0,2877	479,88	2,2836	145	0,2542	482,24	2,2740
145	0,2915	482,75	2,2905	150	0,2575	485,13	2,2809
150	0,2952	485,62	2,2973	155	0,2608	488,02	2,2877
155	0,2990	488,50	2,3041	160	0,2641	490,92	2,2944
160	0,3027	491,38	2,3108	165	0,2674	493,83	2,3011
p=9 at				p=10 at			
20	0,1452	406,19	2,0437	24,28	0,1311	406,74	2,0347
25	0,1484	409,15	2,0537	25	0,1316	407,28	2,0365
30	0,1521	412,65	2,0654	30	0,1351	410,94	2,0487
35	0,1557	416,04	2,0765	35	0,1385	414,47	2,0602
40	0,1593	419,34	2,0871	40	0,1418	417,90	2,0712
45	0,1628	422,57	2,0973	45	0,1450	421,23	2,0818
50	0,1662	425,74	2,1072	50	0,1482	424,49	2,0920
55	0,1696	428,85	2,1168	55	0,1513	427,68	2,1018
60	0,1729	431,93	2,1261	60	0,1543	430,83	2,1113
65	0,1761	434,96	2,1351	65	0,1573	433,93	2,1205

Bảng 5 (tiếp theo)

t °C	v m ³ /Kg	l Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ	t °C	v m ³ /Kg	l Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ
70	0,1794	437,97	2,1440	70	0,1603	436,99	2,1295
75	0,1826	440,95	2,1526	75	0,1632	440,03	2,1383
80	0,1857	443,92	2,1611	80	0,1661	443,04	2,1469
85	0,1889	446,86	2,1693	85	0,1690	446,03	2,1553
90	0,1920	449,80	2,1775	90	0,1718	449,00	2,1636
95	0,1951	452,72	2,1855	95	0,1747	451,96	2,1716
100	0,1982	455,63	2,1933	100	0,1775	454,91	2,1796
105	0,2012	458,54	2,2011	105	0,1803	457,84	2,1874
110	0,2043	461,44	2,2087	110	0,1830	460,77	2,1951
115	0,2073	464,34	2,2162	115	0,1858	463,70	2,2027
120	0,2103	467,24	2,2236	120	0,1885	466,62	2,2102
125	0,2133	470,13	2,2309	125	0,1912	469,54	2,2176
130	0,2163	473,03	2,2382	130	0,1940	472,46	2,2249
135	0,2193	475,93	2,2453	135	0,1967	475,38	2,2320
140	0,2223	478,83	2,2524	140	0,1993	478,30	2,2392
145	0,2252	481,73	2,2594	145	0,2020	481,22	2,2462
150	0,2282	484,63	2,2663	150	0,2047	484,14	2,2531
155	0,2311	487,54	2,2731	155	0,2074	487,07	2,2600
160	0,2341	490,46	2,2799	160	0,2100	490,00	2,2668
165	0,2370	493,38	2,2866	165	0,2127	492,93	2,2736
170	0,2399	496,31	2,2932	170	0,2153	495,87	2,2802
p=11 at				p=12 at			
27,39	0,1194	407,20	2,0264	30,3	0,1097	407,60	2,0188
30	0,1212	409,18	2,0330	35	0,1125	411,20	2,0306
35	0,1244	412,86	2,0450	40	0,1155	414,89	2,0425
40	0,1275	416,41	2,0564	45	0,1183	418,45	2,0538
45	0,1305	419,86	2,0674	50	0,1211	421,91	2,0646
50	0,1334	423,21	2,0778	55	0,1238	425,28	2,0749
55	0,1363	426,49	2,0879	60	0,1265	428,58	2,0849
60	0,1391	429,71	2,0976	65	0,1291	431,82	2,0945
65	0,1419	432,88	2,1071	70	0,1317	435,00	2,1039
70	0,1447	436,01	2,1163	75	0,1342	438,15	2,1130
75	0,1474	439,09	2,1252	80	0,1367	441,26	2,1219
80	0,1501	442,15	2,1339	85	0,1391	444,34	2,1306
85	0,1527	445,19	2,1425	90	0,1416	447,39	2,1390
90	0,1553	448,20	2,1508	95	0,1440	450,43	2,1473
95	0,1579	451,20	2,1590	100	0,1464	453,44	2,1554
100	0,1605	454,18	2,1670	105	0,1488	456,44	2,1634
105	0,1631	457,15	2,1749	110	0,1511	459,43	2,1713
110	0,1656	460,11	2,1827	115	0,1535	462,41	2,1790
115	0,1681	463,06	2,1904	120	0,1558	465,38	2,1866
120	0,1707	466,00	2,1979	125	0,1581	468,35	2,1941
125	0,1732	468,95	2,2054	130	0,1604	471,31	2,2015
130	0,1756	471,89	2,2127	135	0,1627	474,27	2,2088

Bảng 5 (tiếp theo)

t °C	v m ³ /Kg	i Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ	t °C	v m ³ /Kg	i Kcal/Kg	S Kcal Kg.độ
135	0,1781	474,83	2,2200	140	0,1650	477,23	2,2160
140	0,1806	477,76	2,2271	145	0,1672	480,19	2,2231
145	0,1830	480,70	2,2342	150	0,1695	483,15	2,2302
150	0,1855	483,64	2,2412	155	0,1717	486,10	2,2371
155	0,1879	486,59	2,2481	160	0,1740	489,07	2,2440
160	0,1904	489,53	2,2549	165	0,1762	492,03	2,2508
165	0,1928	492,48	2,2617	170	0,1784	495,00	2,2575
170	0,1952	495,43	2,2684	175	0,1807	497,97	2,2642
175	0,1976	498,39	2,2750	180	0,1829	500,95	2,2708
p=13 at				p=14 at			
33,02	0,1014	407,93	2,0118	35,60	0,0942	408,21	2,0053
35	0,1025	409,49	2,0169	40	0,0966	411,71	2,0165
40	0,1053	413,32	2,0292	45	0,0992	415,53	2,0286
45	0,1080	417,01	2,0409	50	0,1017	419,21	2,0401
50	0,1107	420,58	2,0520	55	0,1042	422,78	2,0511
55	0,1132	424,07	2,0627	60	0,1066	426,25	2,0616
60	0,1158	427,42	2,0729	65	0,1089	429,64	2,0717
65	0,1182	430,74	2,0828	70	0,1112	432,96	2,0814
70	0,1206	433,99	2,0923	75	0,1134	436,22	2,0909
75	0,1230	437,19	2,1016	80	0,1156	439,44	2,1000
80	0,1253	440,35	2,1106	85	0,1178	442,01	2,1090
85	0,1277	443,48	2,1194	90	0,1200	445,76	2,1177
90	0,1299	446,58	2,1280	95	0,1221	448,87	2,1262
95	0,1322	449,65	2,1364	100	0,1242	451,96	2,1345
100	0,1344	452,70	2,1446	105	0,1263	455,02	2,1427
105	0,1366	455,74	2,1527	110	0,1283	458,08	2,1507
110	0,1388	458,76	2,1607	115	0,1304	461,11	2,1586
115	0,1410	461,76	2,1685	120	0,1324	464,14	2,1663
120	0,1432	464,76	2,1761	125	0,1344	467,15	2,1740
125	0,1453	467,75	2,1837	130	0,1364	470,16	2,1815
130	0,1475	470,74	2,1911	135	0,1384	473,16	2,1889
135	0,1496	473,72	2,1985	140	0,1404	476,16	2,1962
140	0,1517	476,70	2,2057	145	0,1424	479,15	2,2034
145	0,1538	479,67	2,2129	150	0,1443	482,15	2,2105
150	0,1559	482,65	2,2200	155	0,1463	485,14	2,2175
155	0,1580	485,62	2,2270	160	0,1482	488,13	2,2245
160	0,1601	488,60	2,2339	165	0,1502	491,13	2,2313
165	0,1622	491,58	2,2407	170	0,1521	494,12	2,2381
170	0,1643	494,56	2,2475	175	0,1540	497,12	2,2449
175	0,1663	497,54	2,2541	180	0,1559	500,12	2,2515
180	0,1684	500,53	2,2608	185	0,1579	503,13	2,2581

Bảng 6. Các tính chất nhiệt động của R22 ở trạng thái bão hòa.

t °C	P bar	v, 10 ³ m ³ /Kg	v", 10 ³ m ³ /Kg	f' KJ/Kg	f" KJ/Kg	r KJ/Kg	S' KJ/Kg.K	S" KJ/Kg.K
-105	0,0122	0,6378	13210	383,74	656,00	272,26	0,4667	2,0858
-104	0,0135	0,6387	12030	384,81	656,48	271,67	0,4730	2,0791
-103	0,0149	0,6395	10960	385,88	656,96	271,08	0,4792	2,0724
-102	0,0164	0,6404	10000	386,96	657,44	270,48	0,4855	2,0659
-101	0,0181	0,6412	9137	388,04	657,93	269,89	0,4917	2,0595
-100	0,0199	0,6421	8359	389,11	658,41	269,29	0,4979	2,0532
-99	0,0218	0,6430	7658	390,19	658,89	268,70	0,5041	2,0470
-98	0,0239	0,6438	7023	391,27	659,38	268,10	0,5103	2,0410
-97	0,0262	0,6447	6449	392,34	659,86	267,51	0,5104	2,0350
-96	0,0286	0,6456	5929	393,42	660,34	266,92	0,5225	2,0292
-95	0,0313	0,6465	5457	394,50	660,83	266,32	0,5285	2,0235
-94	0,0341	0,6474	5029	395,58	661,31	265,73	0,5345	2,0178
-93	0,0372	0,6483	4639	396,66	661,80	265,14	0,5405	2,0123
-92	0,0405	0,6492	4284	397,74	662,29	264,55	0,5465	2,0068
-91	0,0440	0,6502	3961	398,82	662,77	263,95	0,5524	2,0015
-90	0,0478	0,6511	3665	399,90	663,26	263,36	0,5583	1,9963
-89	0,0519	0,6520	3396	400,98	663,75	262,77	0,5642	1,9911
-88	0,0563	0,6530	3149	402,06	664,24	262,18	0,5700	1,9860
-87	0,0609	0,6539	2923	403,14	664,73	261,59	0,5758	1,9810
-86	0,0659	0,6549	2716	404,22	665,22	260,99	0,5816	1,9761
-85	0,0712	0,6558	2526	405,30	665,70	260,40	0,5873	1,9714
-84	0,0768	0,6568	2352	406,39	666,19	259,81	0,5931	1,9666
-83	0,0829	0,6578	2191	407,47	666,68	259,21	0,5988	1,9620
-82	0,0893	0,6588	2013	408,55	667,17	258,62	0,6044	1,9574
-81	0,0961	0,6598	1907	409,63	667,66	258,03	0,6100	1,9529
-80	0,1034	0,6608	1782	410,72	668,15	257,43	0,6157	1,9485
-79	0,1111	0,6618	1666	411,80	668,64	256,84	0,6213	1,9442
-78	0,1193	0,6628	1550	412,89	669,13	256,24	0,6280	1,9399
-77	0,1280	0,6639	1460	413,97	669,62	255,65	0,6324	1,9357
-76	0,1372	0,6649	1360	415,06	670,11	255,05	0,6379	1,9316
-75	0,1472	0,6659	1284	416,14	670,60	254,46	0,6434	1,9276
-74	0,1572	0,6670	1206	417,23	671,09	253,86	0,6489	1,9236
-73	0,1681	0,6681	1133	418,32	671,58	253,26	0,6543	1,9197

Bảng 6 (tiếp theo)

t °C	p bar	$v' \cdot 10^3$ m ³ /Kg	$v'' \cdot 10^3$ m ³ /Kg	i' KJ/Kg	i'' KJ/Kg	r KJ/Kg	S' KJ/Kg.K	S'' KJ/Kg.K
-6	4,081	0,7664	56,97	492,08	702,00	209,02	0,9742	1,7567
-5	4,222	0,7684	55,14	494,15	702,39	208,24	0,9786	1,7552
-4	4,367	0,7704	53,38	495,31	702,77	207,46	0,9829	1,7537
-3	4,515	0,7724	51,69	496,48	703,15	206,67	0,9872	1,7522
-2	4,667	0,7741	50,06	497,65	703,53	205,88	0,9914	1,7507
-1	4,823	0,7765	48,49	498,83	703,91	205,08	0,9957	1,7403
0	4,983	0,7786	46,98	500,00	704,28	204,28	1,0000	1,7479
1	5,147	1,7807	45,53	501,18	704,65	203,47	1,0042	1,7461
2	5,315	0,7828	44,13	502,66	705,01	202,65	1,0085	1,7460
3	5,487	0,7849	42,79	503,55	705,38	201,83	1,0127	1,7436
4	5,663	0,7871	41,40	504,73	705,73	201,00	1,0170	1,7422
5	5,844	0,7893	40,24	505,92	706,09	200,17	1,0212	1,7409
6	6,028	0,7915	39,03	507,11	706,44	199,33	1,0254	1,7895
7	6,217	0,7937	37,87	508,30	706,79	198,49	1,0296	1,7382
8	6,411	0,7960	36,75	509,49	707,13	197,64	1,0338	1,7368
9	6,608	0,7982	35,67	510,09	707,47	196,78	1,0380	1,7355
10	6,811	0,8005	34,62	511,89	707,81	195,92	1,0422	1,7341
11	7,018	0,8028	33,62	513,09	708,14	195,05	1,0464	1,7328
12	7,229	0,8052	32,64	514,30	708,47	194,17	1,0506	1,7315
13	7,445	0,8075	31,70	516,11	708,79	193,28	1,0548	1,7302
14	7,667	0,8099	30,79	516,72	709,11	192,39	1,0589	1,7289
15	7,892	0,8123	29,92	517,94	709,43	191,49	1,0631	1,7276
16	8,123	0,8147	29,07	519,16	709,74	190,58	1,0673	1,7264
17	8,359	0,8171	28,25	520,38	710,05	189,67	1,0714	1,7251
18	8,600	0,8196	27,45	521,60	710,35	188,75	1,0755	1,7238
19	8,846	0,8221	26,69	522,88	710,65	187,82	1,0796	1,7226
20	9,097	0,8246	25,94	524,05	710,94	186,89	1,0838	1,7213
21	9,353	0,8271	25,23	525,28	711,23	185,95	1,0879	1,7200
22	9,615	0,8297	24,53	526,51	711,51	185,00	1,0920	1,7188
23	9,882	0,8323	23,86	527,74	711,78	184,04	1,0961	1,7175
24	10,154	0,8350	23,21	528,99	712,06	183,07	1,1002	1,7163
25	10,432	0,8376	22,57	530,23	712,32	182,09	1,1034	1,7151
26	10,716	0,8403	21,96	531,48	712,58	181,10	1,1084	1,7138
27	11,005	0,8430	21,37	532,74	712,84	180,10	1,1125	1,7126

Bảng 6 (tiếp theo)

t °C	P bar	$v \cdot 10^3$ m ³ /kg	$v \cdot 10^3$ m ³ /kg	$v \cdot 10^3$ m ³ /kg	i' KJ/Kg	i'' KJ/Kg	r KJ/Kg	S' KJ/Kg.K	S'' KJ/Kg.K
28	11,300	0,8458	20,80	533,99	713,09	179,10	1,1166	1,7113	
29	11,601	0,8486	20,24	535,24	713,33	178,09	1,1207	1,7101	
30	11,908	0,8515	19,70	536,51	713,57	177,06	1,1248	1,7089	
31	12,221	0,8543	19,17	537,78	713,80	176,02	1,1289	1,7076	
32	12,539	0,8573	18,67	539,05	714,03	174,98	1,1330	1,7064	
33	12,864	0,8603	18,17	540,32	714,25	173,93	1,1371	1,7051	
34	13,196	0,8634	17,69	541,60	714,46	172,86	1,1411	1,7039	
35	13,532	0,8665	17,23	542,88	714,66	171,78	1,1452	1,7027	
36	13,876	0,8696	16,78	544,17	714,86	170,69	1,1493	1,7015	
37	14,226	0,8727	16,34	545,46	715,05	169,59	1,1534	1,7001	
38	14,582	0,8761	15,91	546,76	715,24	168,48	1,1574	1,6989	
39	14,945	0,8794	15,50	548,05	715,41	167,36	1,1615	1,6976	
40	15,315	0,8829	15,10	549,36	715,58	166,22	1,1656	1,6964	
41	15,691	0,8864	14,70	550,67	715,74	165,07	1,1697	1,6951	
42	16,074	0,8900	14,32	551,98	715,89	163,91	1,1737	1,6938	
43	16,464	0,8936	13,95	553,31	716,04	162,73	1,1778	1,6925	
44	16,862	0,8974	13,59	554,63	716,17	161,54	1,1819	1,6912	
45	17,266	0,9011	13,24	555,97	716,30	160,33	1,1860	1,6899	
46	17,677	0,9050	12,90	557,31	716,42	159,11	1,1901	1,6886	
47	18,095	0,9089	12,57	558,65	716,52	157,87	1,1941	1,6872	
48	18,521	0,9130	12,25	560,01	716,62	156,61	1,1982	1,6850	
49	18,954	0,9170	11,93	561,38	716,71	155,33	1,2024	1,6845	
50	19,395	0,9213	11,63	562,75	716,78	154,03	1,2065	1,6832	
51	19,843	0,9256	11,33	564,13	716,85	152,72	1,2107	1,6818	
52	20,299	0,9300	11,04	565,52	716,90	151,38	1,2148	1,6804	
53	20,763	0,9345	10,76	566,93	716,95	150,02	1,2190	1,6790	
54	21,235	0,9392	10,48	568,33	716,98	148,65	1,2231	1,6775	
55	21,714	0,9439	10,21	569,74	717,00	147,26	1,2273	1,6761	
56	22,202	0,9488	9,946	571,17	717,01	146,84	1,2315	1,6746	
57	22,698	0,9537	9,690	572,59	716,99	144,40	1,2357	1,6731	
58	23,202	0,9588	9,439	574,03	716,97	142,94	1,2399	1,6715	
59	23,715	0,9640	9,195	575,48	716,93	141,45	1,2441	1,6699	
60	24,236	0,9693	8,956	576,94	716,88	139,94	1,2483	1,6684	

Bảng 6 (tiếp theo)

t °C	P bar	$v' \cdot 10^3$ m ³ /Kg	$v'' \cdot 10^3$ m ³ /Kg	i' KJ/Kg	i'' KJ/Kg	r KJ/Kg	S' KJ/Kg.K	S'' KJ/Kg.K
61	24,765	0,9745	8,723	579,41	716,81	138,40	1,2526	1,6668
62	25,30	0,9804	8,495	579,90	716,73	136,83	1,2569	1,6652
63	25,85	0,9861	8,272	581,39	716,62	135,23	1,2612	1,6635
64	26,41	0,9921	8,054	582,91	716,50	133,59	1,2656	1,6618
65	26,97	0,9980	7,841	584,44	716,36	131,92	1,2699	1,6600
66	27,55	1,004	7,633	585,99	716,20	130,21	1,2743	1,6583
67	28,13	1,011	7,429	587,56	716,02	128,46	1,2788	1,6564
68	28,72	1,017	7,229	589,14	715,82	126,68	1,2833	1,6546
69	29,32	1,024	7,033	590,73	715,59	124,86	1,2877	1,6526
70	29,94	1,031	6,842	592,34	715,34	123,00	1,2922	1,6506
71	30,56	1,037	6,654	593,96	715,06	121,10	1,2968	1,6486
72	31,19	1,046	6,469	595,61	714,76	119,15	1,3014	1,6466
73	31,83	1,053	6,288	597,27	714,42	117,15	1,3060	1,6444
74	32,48	1,062	6,111	598,96	714,05	115,09	1,3107	1,6422
75	33,15	1,070	5,936	600,68	713,65	112,97	1,3154	1,6399
76	33,82	1,079	5,764	602,42	713,22	110,8	1,3201	1,6375
77	34,50	1,087	5,595	604,17	712,74	108,57	1,3249	1,6350
78	35,20	1,097	5,429	605,94	712,22	106,28	1,3298	1,6325
79	35,90	1,107	5,265	607,74	711,66	103,92	1,3347	1,6298
80	36,62	1,118	5,104	609,57	711,05	101,48	1,3396	1,6270
81	37,35	1,130	4,944	611,44	710,38	99,94	1,3447	1,6241
82	38,08	1,141	4,785	613,35	709,65	98,30	1,3499	1,6210
83	38,84	1,153	4,629	615,31	708,85	96,54	1,3552	1,6178
84	39,60	1,167	4,474	617,34	707,98	94,64	1,3606	1,6144
85	40,37	1,182	4,319	619,45	707,04	87,59	1,3661	1,6107
86	41,16	1,198	4,166	621,61	705,8	84,37	1,3720	1,6069
87	41,96	1,215	4,01	623,8	704,8	81,0	1,378	1,603
88	42,77	1,234	3,86	626,2	703,5	77,3	1,384	1,598
89	43,59	1,255	3,70	628,7	702,1	73,4	1,390	1,593
90	44,43	1,278	3,54	631,1	700,4	69,3	1,397	1,588
92	46,14	1,341	3,21	637,0	696,4	59,4	1,413	1,575
94	47,91	1,448	2,83	644,6	600,3	45,7	1,433	1,567
96,13	49,86		1,95		667,3	0		1,493

Bảng 7. Các tính chất nhiệt động của hơi quá nhiệt R22:

t °C	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K
p=0,02 bar (t=-99,93°C)				p=0,05 bar (t=-89,46°C)		
t	8309	658,44	2,0528	3517	663,53	1,9935
-90	8789	663,44	2,0809	—	—	—
-80	9272	668,59	2,1083	3701	668,43	2,0195
-70	9754	673,87	2,1349	3895	673,74	2,0463
-60	10240	679,27	2,1608	4089	679,16	2,0724
-50	10720	684,80	2,1861	4282	684,70	2,0978
-40	11200	690,46	2,2109	4475	690,37	2,1226
-30	11680	696,23	2,2352	4668	696,16	2,1469
-20	12160	702,13	2,2590	4861	702,07	2,1707
-10	12640	708,15	2,2823	5054	708,10	2,1941
0	13130	714,30	2,3052	5247	714,24	2,2170
10	13610	720,56	2,3277	5440	720,51	2,2395
20	14090	726,94	2,3499	5633	726,90	2,2617
30	14570	733,44	2,3717	5825	733,40	2,2835
40	15050	740,06	2,3931	6018	740,02	2,3050
50	15530	746,79	2,4143	6210	746,75	2,3261
60	16010	753,64	2,4352	6403	753,60	2,3470
70	16400	760,59	2,4557	6595	760,55	2,3676
80	16970	767,65	2,4760	6788	767,62	2,3879
90	17460	774,82	2,4960	6980	774,79	2,4079
100	17940	782,10	2,5158	7173	782,07	2,4277
110	18420	789,49	2,5354	7365	789,46	2,4472
120	18900	796,98	2,5547	7558	796,95	2,4665
130	19380	804,57	2,5738	7760	804,55	2,4856
140	19860	812,26	2,5926	7942	812,24	2,5044
150	20340	820,05	2,6112	8135	820,03	2,5231
160	20820	827,93	2,6296	8327	827,92	2,5415
170	21300	835,91	2,6478	8520	835,90	2,5597
180	21780	843,98	2,6658	8712	843,97	2,5777
190	22260	852,15	2,6835	8904	852,13	2,5955
200	22740	860,40	2,7013	9097	860,38	2,6132
210	23230	868,73	2,7187	9289	868,72	2,6306
220	23710	877,15	2,7360	9482	877,14	2,6478
230	24190	885,65	2,7630	9684	885,64	2,6619
240	24670	894,23	2,7699	9866	894,22	2,6618
250	25150	902,89	2,7866	10006	902,88	2,6885
p=0,1 bar (t=-80,47°C)				p=0,2 bar (t=-70,35°C)		
t	1839	667,92	1,9506	963,3	672,87	1,9096
-80	1844	668,17	1,9518	—	—	—
-70	1942	673,51	1,9788	985	673,06	1,9105
-60	2030	678,97	2,0050	1015	678,58	1,9371
-50	2137	681,51	2,0306	1064	684,21	1,9628
-40	2234	690,23	2,0555	1113	689,94	1,9879
-30	2331	696,03	2,0799	1162	695,78	2,0125
-20	2428	701,95	2,1037	1210	701,73	2,0365
-10	2524	707,99	2,1271	1259	707,79	2,0599

Bảng 7 (tiếp theo)

t °C	$v \cdot 10^3$ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K	$v \cdot 10^3$ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K
0	2621	714,15	2,1501	1308	713,97	2,0829
10	2718	720,43	2,1727	1356	720,26	2,1056
20	2814	726,82	2,1949	1405	726,67	2,1279
30	2911	733,33	2,2167	1453	733,19	2,1408
40	3007	739,95	2,2382	1502	739,83	2,1713
50	3103	746,69	2,2594	1550	746,58	2,1925
60	3200	753,54	2,2802	1598	753,43	2,2134
70	3296	760,50	2,3008	1647	760,40	2,2340
80	3393	767,57	2,3211	1695	767,48	2,2543
90	3489	774,75	2,3412	1743	774,66	2,2743
100	3585	782,03	2,3610	1791	781,95	2,2942
110	3681	789,42	2,3805	1840	789,34	2,3138
120	3778	796,92	2,3998	1889	796,84	2,3331
130	3874	804,52	2,4189	1936	804,44	2,3521
140	3970	812,21	2,4377	1984	812,14	2,3709
150	4067	820,00	2,4564	2032	819,93	2,3896
160	4163	827,89	2,4748	2081	827,82	2,4081
170	4259	835,87	2,4930	2129	835,81	2,4263
180	4355	843,94	2,5110	2177	843,89	2,4443
190	4452	852,10	2,5288	2225	852,05	2,4621
200	4548	860,36	2,5465	2273	860,30	2,4797
210	4644	868,70	2,5640	2321	868,64	2,4972
220	4740	877,12	2,5812	2370	877,07	2,5145
230	4836	885,62	2,5982	2418	885,58	2,5315
240	4933	894,20	2,6151	2466	894,16	2,5484
250	5029	902,86	2,6318	2514	902,82	2,5651
p=0,3 bar (t=-63,82°C)						
1	660,2	676,05	1,8866	410,3	680,38	1,8586
-60	673,0	678,20	1,8967	—	—	—
-50	706,3	683,17	1,9227	420,2	683,19	1,8914
-40	739,3	689,65	1,9481	440,4	689,06	1,8971
-30	772,2	695,52	1,9727	460,5	695,00	1,9221
-20	805,0	701,50	1,9968	480,5	701,04	1,9464
-10	837,6	707,59	2,0204	500,3	707,18	1,9702
0	870,2	713,79	2,0435	520,0	713,42	1,9935
10	902,7	720,10	2,0662	539,7	719,77	2,0163
20	935,1	726,52	2,0885	559,3	726,22	2,0387
30	967,5	733,06	2,1104	578,9	732,78	2,0607
40	999,9	739,70	2,1320	598,4	739,45	2,0823
50	1032	746,45	2,1533	617,9	746,23	2,1036
60	1064	753,32	2,1742	637,4	753,11	2,1246
70	1097	760,30	2,1948	656,9	760,10	2,1453
80	1129	767,38	2,2151	676,3	767,19	2,1657
90	1161	774,57	2,2352	695,7	774,39	2,1858
100	1193	781,87	2,2550	715,1	781,70	2,2056
110	1226	789,27	2,2746	734,5	789,11	2,2251
p=0,5 bar (t=-54,85°C)						

Bảng 7 (tiếp theo)

t °C	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K
120	1258	796,77	2,2939	753,8	796,62	2,2445
130	1290	804,37	2,3130	773,2	804,23	2,2636
140	1322	812,07	2,3319	792,6	811,94	2,2825
150	1354	819,87	2,3505	811,9	819,74	2,3012
160	1387	827,76	2,3690	831,2	827,64	2,3197
170	1419	835,75	2,3872	850,5	835,64	2,3379
180	1451	843,83	2,4052	869,9	843,72	2,3559
190	1483	852,00	2,4230	889,2	851,90	2,3737
200	1515	860,26	2,4406	908,5	860,16	2,3914
210	1547	868,60	2,4581	927,8	868,50	2,4089
220	1579	877,02	2,4754	947,1	876,93	2,4261
230	1611	885,53	2,4925	966,4	885,44	2,4432
240	1644	894,12	2,5094	985,7	894,03	2,4601
250	1676	902,78	2,5261	1005,0	902,70	2,4769
p=0,7 bar (t=-48,43°C)				p=1,0 bar (t=-41,12°C)		
t	299,8	683,44	1,8409	214,9	686,86	1,8227
-40	312,3	688,46	1,8629	216,1	687,54	1,8257
-30	326,9	694,48	1,8881	226,6	693,68	1,8514
-20	341,3	700,58	1,9127	237,0	699,88	1,8764
-10	355,7	706,77	1,9367	247,2	706,14	1,9007
0	396,9	713,05	1,9602	257,4	712,49	1,9243
10	384,1	719,43	1,9831	267,4	718,93	1,9475
20	398,3	725,92	2,0056	277,5	725,46	1,9702
30	412,3	732,50	2,0277	287,4	732,08	1,9924
40	426,4	739,19	2,0493	297,3	738,81	2,0142
50	440,4	745,98	2,0707	307,2	745,63	2,0356
60	454,4	752,88	2,0918	317,1	752,55	2,0568
70	468,3	759,89	2,1125	326,9	759,69	2,0776
80	482,3	767,00	2,1329	336,7	766,72	2,0980
90	496,2	774,22	2,1531	346,5	773,95	2,1182
100	510,1	781,53	2,1729	356,3	781,28	2,1382
110	524,0	788,95	2,1925	366,1	788,72	2,1578
120	537,8	796,47	2,2119	375,8	796,25	2,1772
130	551,7	804,09	2,2311	385,6	803,88	2,1964
140	565,6	811,81	2,2500	395,3	811,61	2,2153
150	579,4	819,62	2,2686	405,1	819,43	2,2340
160	593,2	827,52	2,2871	414,8	827,34	2,2525
170	607,1	835,52	2,3054	424,5	835,35	2,2708
180	620,9	843,61	2,3234	434,2	843,45	2,2889
190	634,7	851,79	2,3413	443,9	851,63	2,3067
200	648,5	860,06	2,3589	453,6	859,90	2,3243
210	662,4	868,41	2,3764	463,3	868,26	2,3418
220	676,2	876,84	2,3937	473,0	876,70	2,3592
230	690,0	885,35	2,4107	482,6	885,22	2,3763
240	703,8	893,94	2,4277	492,3	893,82	2,3932
250	717,5	902,61	2,4444	502,0	902,49	2,4099

Bảng 7 (tiếp theo)

t °C	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K
p=1,5 bar (t=-32,11°C)				p=2 bar (t=-24,00°C)		
t	147,0	690,98	1,8028	112,9	694,83	1,7923
-30	148,6	692,32	1,8083	—	—	—
-20	155,8	698,68	1,8339	115,1	697,44	1,8028
-10	162,8	705,08	1,8588	120,6	703,9	1,8281
0	169,8	711,54	1,8829	125,9	710,57	1,8526
10	176,7	718,07	1,9063	131,2	717,20	1,8765
20	183,5	724,68	1,9292	136,4	723,89	1,8997
30	190,2	731,38	1,9517	141,6	730,65	1,9224
40	196,9	738,16	1,9738	146,8	737,30	1,9446
50	203,7	745,04	1,9954	151,9	744,43	1,9664
60	210,3	752,01	2,0166	156,9	751,45	1,9878
70	216,9	759,07	2,0375	162,0	758,56	2,0088
80	223,6	766,24	2,0581	167,0	765,76	2,0295
90	230,2	773,50	2,0784	172,0	773,05	2,0498
100	236,7	780,86	2,0984	176,9	780,44	2,0699
110	243,3	788,32	2,1181	181,9	787,92	2,0897
120	249,9	795,88	2,1376	186,8	795,50	2,1092
130	256,4	803,53	2,1568	191,8	803,17	2,1285
140	262,9	811,27	2,1758	196,7	810,94	2,1475
150	269,4	819,11	2,1945	201,6	818,79	2,1663
160	276,0	827,04	2,2130	206,5	826,73	2,1849
170	282,5	835,06	2,2313	211,4	834,77	2,2032
180	289,0	843,17	2,2494	216,3	842,90	2,2213
190	295,5	851,37	2,2673	221,2	851,11	2,2392
200	301,9	859,65	2,2850	226,1	859,40	2,2570
210	308,4	868,02	2,3025	231,0	867,78	2,2745
220	314,9	876,47	2,3198	235,9	876,24	2,2918
230	321,4	885,00	2,3369	240,8	884,78	2,3089
240	327,9	893,60	2,3539	245,6	893,39	2,3259
250	334,3	902,28	2,3707	250,5	902,08	2,3427
p=2,5 bar (t=-19,54°C)				p=3 bar (t=-14,69°C)		
t	90,98	696,48	1,7788	76,44	698,51	1,7705
-10	95,21	702,87	1,8035	78,27	701,72	1,7828
0	99,64	709,58	1,8285	82,07	708,57	1,8083
10	104,0	716,31	1,8526	85,79	715,41	1,8329
20	108,3	723,09	1,8763	89,43	722,28	1,8567
30	112,5	729,93	1,8992	93,01	729,20	1,8799
40	116,6	736,84	1,9216	96,55	736,17	1,9026
50	120,8	743,82	1,9435	100,0	743,21	1,9247
60	124,9	750,89	1,9651	103,5	750,32	1,9464
70	128,9	758,04	1,9863	106,9	757,51	1,9676
80	133,0	765,27	2,0070	110,4	764,78	1,9885
90	137,0	772,60	2,0275	113,8	772,14	2,0091
100	141,1	780,02	2,0476	117,1	779,59	2,0293
110	145,1	787,52	2,0675	120,5	787,12	2,0492
120	149,0	795,12	2,0871	123,8	794,75	2,0689
130	153,0	802,82	2,1064	127,2	802,46	2,0883

Bảng 7 (tiếp theo)

t °C	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K
140	157,0	810,60	2,1255	130,5	810,26	2,1074
150	160,9	818,47	2,1443	133,8	818,15	2,1262
160	164,9	826,43	2,1629	137,1	826,13	2,1449
170	168,8	834,48	2,1813	140,4	834,19	2,1633
180	172,8	842,64	2,1994	143,7	842,34	2,1814
190	176,7	850,84	2,2174	147,0	850,58	2,1994
200	180,6	859,15	2,2351	150,3	858,89	2,2172
210	184,6	867,54	2,2527	153,6	867,29	2,2348
220	188,5	876,00	2,2700	156,9	875,77	2,2521
230	192,4	884,55	2,2872	160,1	884,33	2,2693
240	196,3	893,17	2,3041	163,4	892,96	2,2863
250	200,2	901,87	2,3209	166,7	901,66	2,3031
p=3,5 bar (t=-10,41°C)				p=4 bar (t=-6,58°C)		
t	66,00	700,25	1,7635	58,08	701,77	1,7576
-10	66,14	700,54	1,7646	—	—	—
0	69,51	707,52	1,7907	60,07	706,46	1,7749
10	72,78	714,49	1,8157	63,01	713,54	1,8004
20	75,97	721,45	1,8399	65,87	720,61	1,8250
30	79,11	728,45	1,8633	68,67	727,69	1,8487
40	82,19	735,39	1,8862	71,42	734,80	1,8717
50	85,23	742,28	1,9085	74,12	741,95	1,8942
60	88,24	749,75	1,9303	76,78	749,17	1,9162
70	91,22	756,98	1,9517	79,43	756,44	1,9378
80	94,18	764,29	1,9727	82,05	763,79	1,9589
90	97,12	771,68	1,9934	84,64	771,22	1,9796
100	100,0	779,16	2,0137	87,22	778,73	2,0000
110	102,9	786,72	2,0337	89,78	786,31	2,0201
120	105,8	794,37	2,0534	92,33	793,98	2,0398
130	108,7	802,10	2,0728	94,87	801,78	2,0593
140	111,6	809,92	2,0919	97,40	809,88	2,0785
150	114,4	817,83	2,1108	99,91	817,51	2,0975
160	117,3	825,82	2,1295	102,4	825,52	2,1162
170	120,1	833,90	2,1480	104,9	833,61	2,1346
180	123,0	842,06	2,1662	107,4	841,79	2,1529
190	125,8	850,31	2,1842	109,9	850,05	2,1709
200	128,6	858,64	2,2020	112,4	858,39	2,1887
210	131,5	867,05	2,2196	114,9	866,81	2,2063
220	134,3	875,54	2,2369	117,4	875,31	2,2238
230	137,1	884,10	2,2541	119,8	883,88	2,2410
240	139,9	892,74	2,2711	122,3	892,53	2,2580
250	142,7	901,46	2,2880	124,8	901,25	2,2748
p=5 bar (t=0,10°C)				p=6 bar (t=5,85°C)		
t	46,83	704,32	1,7477	39,21	706,39	1,7397
10	49,29	711,59	1,7739	40,12	709,55	1,7510
20	51,70	718,87	1,7992	42,23	717,08	1,7771

Bảng 7 (tiếp theo)

t °C	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K
30	54,04	726,13	1,8235	44,26	724,53	1,8021
40	56,32	733,39	1,8470	46,23	731,94	1,8262
50	58,56	740,67	1,8699	48,16	739,36	1,8495
60	60,75	747,99	1,8922	50,04	746,79	1,8721
70	62,91	755,36	1,9140	51,89	754,26	1,8942
80	65,07	762,79	1,9354	53,72	761,77	1,9158
90	67,17	770,29	1,9563	55,52	769,34	1,9369
100	69,27	777,86	1,9769	57,30	776,97	1,9576
110	71,35	785,51	1,9971	59,07	784,67	1,9780
120	73,42	793,23	2,0170	60,82	792,44	1,9980
130	75,48	801,02	2,0366	62,56	800,29	2,0177
140	77,53	808,90	2,0559	64,28	808,21	2,0371
150	79,57	816,86	2,0749	66,00	816,20	2,0563
160	81,60	824,90	2,0937	67,71	824,28	2,0751
170	83,62	833,02	2,1122	69,42	832,44	2,0937
180	85,64	841,22	2,1305	71,11	840,67	2,1121
190	87,65	849,51	2,1486	72,80	848,98	2,1303
200	89,65	857,88	2,1665	74,49	857,37	2,1482
210	91,65	866,32	2,1842	76,17	865,83	2,1659
220	93,65	874,84	2,2016	77,84	874,37	2,1834
230	95,64	883,43	2,2188	79,51	882,98	2,2006
240	97,63	892,10	2,2359	81,18	891,67	2,2177
250	99,61	900,84	2,2528	82,85	900,42	2,2346
p=7 bar (t=10,92°C)						
t	33,70	708,11	1,7329	29,51	709,58	1,7270
20	35,43	715,19	1,7575	30,31	713,22	1,7396
30	37,26	722,86	1,7832	31,98	721,13	1,8661
40	39,02	730,45	1,8078	33,59	728,90	1,7914
50	40,72	738,01	1,8316	35,13	736,63	1,8156
60	42,38	745,56	1,8546	36,63	744,32	1,8390
70	44,01	753,13	1,8770	38,10	751,99	1,8617
80	45,61	760,13	1,8988	39,53	759,68	1,8838
90	47,19	768,38	1,9202	40,94	767,40	1,9054
100	48,75	776,08	1,9411	42,33	775,17	1,9265
110	50,29	783,84	1,9616	43,70	782,99	1,9472
120	51,81	791,66	1,9818	45,05	790,87	1,9675
130	53,32	799,55	2,0016	46,39	798,81	1,9874
140	54,82	807,51	2,0211	47,72	806,61	2,0070
150	56,31	815,55	2,0403	49,04	814,88	2,0263
160	57,79	823,66	2,0593	50,36	823,03	2,0453
170	59,27	831,84	2,0780	51,66	831,25	2,0641
180	60,74	840,11	2,0964	52,96	839,54	2,0826
190	62,20	848,45	2,1146	54,25	847,90	2,1009
200	63,66	856,56	2,1326	55,53	856,34	2,1189
210	65,11	865,34	2,1503	56,81	864,85	2,1367
220	66,55	873,90	2,1678	58,09	873,43	2,1543
230	68,00	882,53	2,1852	59,36	882,08	2,1716
240	69,44	891,24	2,2023	60,63	890,80	2,1888
250	70,87	900,01	2,2192	61,89	899,59	2,2058
p=8 bar (t=15,47°C)						

Bảng 7 (tiếp theo)

t °C	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K
p=9 bar (t=19,62°C)				p=10 bar (t=23,44°C)		
t	26,23	710,83	1,7218	23,57	711,90	1,7170
20	26,29	711,15	1,7229	—	—	—
30	27,86	715,33	1,7503	24,55	717,44	1,7355
40	29,35	727,32	1,7762	25,95	725,67	1,7622
50	30,78	735,20	1,8010	27,28	733,74	1,7875
60	32,16	743,02	1,8249	28,56	741,71	1,8118
70	33,60	750,82	1,8480	29,80	749,62	1,8352
80	34,80	758,61	1,8703	31,00	757,52	1,8579
90	36,07	766,42	1,8921	32,18	765,41	1,8800
100	37,33	774,26	1,9134	33,33	773,33	1,9015
110	38,57	782,14	1,9342	34,47	781,27	1,9225
120	39,79	790,07	1,9546	35,59	789,26	1,9431
130	41,00	798,06	1,9747	36,69	797,30	1,9633
140	42,20	806,11	1,9945	37,78	805,40	1,9831
150	43,39	814,22	2,0139	38,87	813,55	2,0026
160	44,57	822,40	2,0330	39,94	821,77	2,0218
170	45,74	830,65	2,0518	41,00	830,05	2,0407
180	46,90	838,97	2,0704	42,06	838,40	2,0593
190	48,06	847,37	2,0887	43,11	846,82	2,0777
200	49,21	855,83	2,1068	44,16	855,31	2,0958
210	50,36	864,36	2,1246	45,20	863,87	2,1137
220	51,50	872,96	2,1422	46,23	872,49	2,1314
230	52,64	881,63	2,1596	47,26	881,18	2,1489
240	53,77	890,37	2,1768	48,29	889,94	2,1661
250	54,90	899,18	2,1938	49,31	898,76	2,1831
p=12 bar (t=30,30°C)				p=14 bar (t=36,37°C)		
t	19,54	713,64	1,7085	16,62	714,94	1,7010
40	20,80	722,17	1,7362	17,06	718,34	1,7119
50	22,01	730,66	1,7629	18,20	727,36	1,7404
60	23,15	738,97	1,7882	19,26	736,07	1,7668
70	24,24	747,15	1,8124	20,26	744,57	1,7919
80	25,30	755,27	1,8357	21,21	752,94	1,8159
90	26,33	763,36	1,8583	22,13	761,23	1,8391
100	27,33	771,43	1,8802	23,03	769,48	1,8615
110	28,31	779,52	1,9016	23,90	777,72	1,8833
120	29,27	787,63	1,9225	24,75	785,96	1,9046
130	30,22	795,77	1,9430	25,59	794,22	1,9253
140	31,15	803,96	1,9630	26,42	802,51	1,9456
150	32,07	812,20	1,9827	27,23	810,83	1,9655
160	32,98	820,50	2,0021	28,03	819,20	1,9851
170	33,89	828,85	2,0211	28,82	827,62	2,0043
180	34,79	837,26	2,0399	29,60	836,10	2,0232
190	35,68	845,73	2,0584	30,38	844,64	2,0418
200	36,57	854,27	2,0767	31,15	853,23	2,0602
210	37,45	862,87	2,0947	31,92	861,88	2,0783
220	38,33	871,54	2,1124	32,68	870,59	2,0961
230	39,20	880,72	2,1299	33,44	879,36	2,1137

Bảng 7 (tiếp theo)

t °C	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K
240	40,07	889,07	2,1473	34,19	888,20	2,1311
250	40,93	897,93	2,1645	34,94	897,09	2,1483
p=16 bar (t=41,81°C)				p=18 bar (t=46,77°C)		
t	14,40	715,87	1,6910	12,65	716,50	1,6875
50	15,30	723,78	1,7189	—	—	—
60	16,31	732,97	1,7469	13,98	729,65	1,7278
70	17,25	741,84	1,7731	14,88	738,96	1,7553
80	18,13	750,50	1,7980	15,72	747,95	1,7812
90	18,98	759,03	1,8218	16,52	756,75	1,8058
100	19,80	767,47	1,8447	17,28	765,41	1,8293
110	20,59	775,87	1,8669	18,01	773,98	1,8520
120	21,36	784,25	1,8858	18,72	782,50	1,8739
130	22,12	792,63	1,9096	19,41	791,01	1,8952
140	22,86	801,02	1,9301	20,09	799,52	1,9161
150	23,58	809,44	1,9503	20,75	808,04	1,9365
160	24,30	817,90	1,9700	21,40	816,58	1,9565
170	25,01	826,40	1,9894	22,04	825,15	1,9760
180	25,71	834,94	2,0085	22,68	833,76	1,9952
190	26,40	843,53	2,0272	23,31	842,41	2,0141
200	27,09	852,18	2,0457	23,93	851,11	2,0327
210	27,77	860,88	2,0639	24,54	859,87	2,0510
220	28,45	869,64	2,0818	25,15	868,67	2,0691
230	29,12	878,45	2,0995	25,76	877,53	2,0869
240	29,79	887,32	2,1170	26,36	886,44	2,1044
250	30,45	896,25	2,1342	26,96	895,41	2,1217
p=20 bar (t=51,35°C)				p=22 bar (t=55,59°C)		
t	11,23	716,87	1,6813	10,05	717,00	1,6752
60	12,08	726,03	1,7091	10,49	722,01	1,6903
70	12,97	735,89	1,7383	11,38	732,58	1,7216
80	13,78	745,28	1,7653	12,17	742,44	1,7500
90	14,54	754,37	1,7907	12,90	751,88	1,7763
100	15,26	763,26	1,8148	13,59	761,05	1,8011
110	15,94	772,03	1,8380	14,24	770,03	1,8249
120	16,60	780,72	1,8604	14,86	778,89	1,8478
130	17,24	789,37	1,8821	15,46	788,68	1,8699
140	17,87	797,99	1,9033	16,05	796,43	1,8913
150	18,48	806,61	1,9239	16,62	805,16	1,9122
160	19,08	815,24	1,9440	17,18	813,89	1,9326
170	19,67	823,89	1,9638	17,73	822,63	1,9525
180	20,25	832,57	1,9832	18,27	831,38	1,9720
190	20,83	841,29	2,0022	18,80	841,16	1,9912
200	21,40	850,05	2,0209	19,33	848,98	2,0100
210	21,96	858,86	2,0393	19,85	857,84	2,0285
220	22,52	867,71	2,0574	20,36	866,74	2,0468
230	23,07	876,61	2,0753	20,88	875,69	2,0648
240	23,62	885,57	2,0929	21,38	884,68	2,0825
250	24,16	894,57	2,1103	21,88	893,73	2,0999

Bảng 7 (tiếp theo)

t °C	$v \cdot 10^3$ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K	$v \cdot 10^3$ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K
p=24 bar (t=59,55°C)				p=27 bar (t=65,05°C)		
t	9,06	716,90	1,6691	7,831	716,36	1,6600
60	9,11	717,46	1,6708	—	—	—
70	10,02	728,98	1,7048	8,304	722,82	1,6789
80	10,82	739,42	1,7349	9,122	734,48	1,7124
90	11,53	749,27	1,7624	9,831	745,09	1,7421
100	12,19	758,74	1,7881	10,47	755,10	1,7693
110	12,81	767,96	1,8125	11,06	764,73	1,7948
120	13,41	777,02	1,8358	11,63	774,11	1,8189
130	13,98	785,97	1,8583	12,17	783,32	1,8420
140	14,51	794,85	1,8801	12,68	792,41	1,8643
150	15,08	803,69	1,9012	13,18	801,44	1,8859
160	15,60	812,52	1,9218	13,66	810,43	1,9069
170	16,11	821,34	1,9420	14,13	819,39	1,9273
180	16,62	830,17	1,9620	14,59	828,34	1,9473
190	17,12	839,02	1,9810	15,05	837,29	1,9669
200	17,61	847,90	2,0000	15,49	846,27	1,9861
210	18,09	856,81	2,0186	15,93	855,27	2,0049
220	18,57	865,76	2,0369	16,37	864,30	2,0234
230	19,04	874,76	2,0550	16,79	873,37	2,0416
240	19,51	883,80	2,0728	17,22	882,47	2,0595
250	19,97	892,88	2,0903	17,64	891,61	2,0771
p=30 bar (t=70,10°C)				p=35 bar (t=77,72°C)		
t	6,822	715,31	1,6505	5,476	712,38	1,6332
80	7,715	728,84	1,6893	5,727	716,61	1,6452
90	8,443	740,51	1,7219	6,579	731,59	1,6871
100	9,080	751,21	1,7510	7,245	743,98	1,7207
110	9,659	761,33	1,7778	7,820	755,18	1,7504
120	10,20	771,08	1,8029	8,338	765,70	1,7775
130	10,71	780,58	1,8268	8,818	775,79	1,8028
140	11,19	789,92	1,8487	9,270	785,59	1,8268
150	11,66	799,15	1,8717	9,699	795,19	1,8498
160	12,11	808,30	1,8931	10,11	804,65	1,8719
170	12,55	817,40	1,9139	10,51	814,02	1,8933
180	12,98	826,48	1,9341	10,90	823,33	1,9141
190	13,40	835,55	1,9539	11,27	832,60	1,9343
200	13,81	844,63	1,9733	11,64	841,85	1,9541
210	14,21	853,72	1,9923	12,00	851,10	1,9734
220	14,61	862,83	2,0101	12,36	860,35	1,9923
230	15,01	871,96	2,0294	12,70	869,61	2,0109
240	15,40	881,13	2,0474	13,05	878,89	2,0292
250	15,78	890,33	2,0651	13,39	888,20	2,0472
p=40 bar (t=84,52°C)				p=45 bar (t=90,67°C)		
t	4,394	705,50	1,6112	3,433	699,21	1,5841
90	5,024	719,70	1,6464	—	—	—
100	5,800	735,41	1,6891	4,572	724,47	1,6528

Bảng 7 (tiếp theo)

t °C	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K	v.10 ³ m ³ /Kg	i KJ/Kg	S KJ/Kg.K
110	6,403	748,28	1,7231	5,254	740,28	1,9617
120	6,921	759,84	1,7529	5,794	753,36	1,7284
130	7,387	770,67	1,7801	6,260	765,15	1,7580
140	7,818	781,02	1,8055	6,680	776,19	1,7850
150	8,223	791,06	1,8295	7,068	786,74	1,8103
160	8,607	800,88	1,8524	7,433	796,97	1,8342
170	8,975	810,55	1,8745	7,780	806,97	1,8570
180	9,331	820,11	1,8958	8,113	816,81	1,8789
190	9,676	829,60	1,9165	8,434	826,53	1,9001
200	10,01	839,04	1,9367	8,745	836,17	1,9207
210	10,34	848,45	1,9564	9,047	845,76	1,9408
220	10,66	857,85	1,9756	9,343	855,31	1,9604
230	10,98	867,24	1,9945	9,633	864,85	1,9795
240	11,29	876,64	2,0130	9,917	874,38	1,9983
250	11,59	886,05	2,0312	10,20	883,90	2,0167
p=50 bar				p=55 bar		
100	3,365	707,51	1,6020	—	—	—
110	4,275	730,58	1,6631	3,376	717,79	1,6248
120	4,864	746,06	1,7030	4,068	737,61	1,6759
130	5,342	759,16	1,7360	4,575	752,57	1,7135
140	5,760	771,05	1,7651	4,999	765,56	1,7453
150	6,139	782,22	1,7918	5,374	777,47	1,7738
160	6,491	792,92	1,8168	5,717	788,71	1,8001
170	6,823	803,29	1,8405	6,037	799,50	1,8248
180	7,138	813,43	1,8631	6,339	809,98	1,8482
190	7,440	823,41	1,8849	6,626	820,24	1,8705
200	7,731	833,27	1,9060	6,902	830,33	1,8920
210	8,014	843,05	1,9264	7,169	840,30	1,9129
220	8,290	852,77	1,9463	7,428	850,19	1,9332
230	8,559	862,45	1,9657	7,680	860,03	1,9529
240	8,822	872,10	1,9847	7,926	869,82	1,9721
250	9,080	881,74	2,0034	8,167	879,58	1,9910
p=63 bar				p=65 bar		
110	2,461	698,18	1,5698	1,691	672,89	1,5011
120	3,364	727,52	1,6455	2,721	715,04	1,6099
130	3,918	745,26	1,6901	3,343	737,03	1,6652
140	4,355	759,66	1,7254	3,802	753,30	1,7051
150	4,731	772,47	1,7560	4,183	767,19	1,7383
160	5,069	784,33	1,7837	4,519	779,78	1,7677
170	5,380	795,60	1,8094	4,824	791,57	1,7946
180	5,672	806,44	1,8336	5,107	802,83	1,8197
190	5,948	817,00	1,8567	5,373	813,71	1,8434
200	6,211	827,34	1,8788	5,626	824,32	1,8661
210	6,465	837,53	1,9001	5,869	834,73	1,8879
220	6,711	847,60	1,9207	6,103	844,99	1,9089
230	6,949	857,59	1,9407	6,330	855,14	1,9293
240	7,181	867,52	1,9603	6,550	865,22	1,9491
250	7,408	877,41	1,9794	6,765	875,24	1,9685

Bảng 8. Các tính chất nhiệt động của R12 ở trạng thái bão hòa.

t °C	p bar	v' l/kg	v'' l/kg	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	S' kJ/kg.K	S'' kJ/kg.K
-100	0,011660	0,5960	10198,0	44,382	241,76	197,38	1,3684	2,5083
-95	0,018517	0,6007	6603,0	49,573	244,00	194,43	1,3979	2,4893
-90	0,028500	0,6055	4408,0	54,626	246,26	191,64	1,4259	2,4722
-85	0,042639	0,6103	3024,0	59,550	248,55	189,00	1,4524	2,4569
-80	0,062183	0,6153	2126,0	64,358	250,87	186,51	1,4776	2,4432
-75	0,088607	0,6204	1528,0	69,059	253,20	184,14	1,5016	2,4309
-70	0,12363	0,6256	1121,0	73,666	255,55	181,88	1,5246	2,4199
-65	0,16922	0,6309	837,3	78,190	257,91	179,72	1,5466	2,4100
-60	0,22761	0,6364	635,9	82,644	260,28	177,64	1,5677	2,4011
-55	0,30129	0,6420	490,2	87,040	262,66	175,62	1,5881	2,3931
-50	0,39302	0,6478	383,1	91,391	265,05	173,66	1,6078	2,3860
-49	0,41379	0,6489	365,2	92,257	265,53	173,27	1,6116	2,3846
-48	0,43543	0,6501	348,4	93,121	266,00	172,88	1,6155	2,3833
-47	0,45796	0,6513	332,5	93,984	266,48	172,50	1,6193	2,3820
-46	0,48141	0,6225	317,4	94,847	266,96	172,11	1,6231	2,3808
-45	0,50581	0,6537	303,2	95,708	267,43	171,73	1,6269	2,3796
-44	0,53118	0,6549	289,7	96,569	267,91	171,34	1,6306	2,3784
-43	0,55755	0,6561	277,0	97,429	268,39	170,96	1,6344	2,3772
-42	0,58495	0,6573	264,9	98,288	268,87	170,58	1,6381	2,3760
-41	0,61341	0,6586	253,5	99,146	269,34	170,20	1,6418	2,3749
-40	0,64296	0,6598	242,7	100,00	269,82	169,81	1,6455	2,3738
-39	0,67361	0,6610	232,4	100,86	270,29	169,43	1,6491	2,3727
-38	0,70541	0,6623	222,7	101,72	270,77	169,05	1,6528	2,3717
-37	0,73839	0,6635	213,4	102,58	271,24	168,67	1,6564	2,3706
-36	0,77257	0,6648	204,6	103,43	271,72	168,28	1,6600	2,3696

Bảng 8 (tiếp theo)

t °C	p bar	v' l/Kg	v'' l/Kg	i' KJ/Kg	i'' KJ/Kg	r KJ/Kg	S' KJ/Kg.K	S'' KJ/Kg.K
-35	0,80798	0,6661	196,3	104,29	272,19	167,90	1,6636	2,3686
-34	0,84466	0,6674	188,3	105,15	272,67	167,52	1,6672	2,3677
-33	0,88264	0,6686	180,8	106,01	273,14	167,14	1,6708	2,3667
-32	0,92195	0,6699	173,6	106,86	273,62	166,75	1,6743	2,3658
-31	0,96261	0,6712	166,8	107,72	274,09	166,37	1,6778	2,3649
-30	1,0047	0,6726	160,3	108,58	274,56	165,98	1,6814	2,3640
-29	1,0482	0,6739	154,1	109,44	275,03	165,59	1,6849	2,3631
-28	1,0931	0,6752	148,2	110,30	275,50	165,20	1,6884	2,3623
-27	1,1395	0,6765	142,5	111,16	275,97	164,81	1,6919	2,3614
-26	1,1875	0,6779	137,2	112,02	276,44	164,42	1,6954	2,3606
-25	1,2370	0,6793	132,0	112,88	276,91	164,03	1,6988	2,3598
-24	1,2882	0,6806	127,1	113,75	277,38	163,63	1,7023	2,3591
-23	1,3409	0,6820	122,5	114,61	277,85	163,24	1,7057	2,3583
-22	1,3953	0,6834	118,0	115,48	278,32	162,84	1,7092	2,3575
-21	1,4515	0,6848	113,7	116,34	278,78	162,44	1,7126	2,3568
-20	1,5093	0,6862	109,7	117,21	279,25	162,04	1,7160	2,3561
-19	1,5689	0,6876	105,8	118,08	279,71	161,63	1,7194	2,3554
-18	1,6304	0,6890	102,0	118,95	280,17	161,23	1,7228	2,3547
-17	1,6937	0,6905	98,45	119,82	280,64	160,82	1,7262	2,3540
-16	1,7588	0,6919	95,03	120,69	281,10	160,40	1,7296	2,3534
-15	1,8259	0,6934	91,75	121,57	281,56	159,99	1,7330	2,3527
-14	1,8950	0,6948	88,61	122,45	282,02	159,57	1,7364	2,3521
-13	1,9660	0,6963	85,60	123,33	282,48	159,15	1,7397	2,3515
-12	2,0391	0,6978	82,71	124,21	282,94	158,73	1,7431	2,3509
-11	2,1142	0,6993	79,95	125,09	283,39	158,30	1,7464	2,3503
-10	2,1915	0,7008	77,29	125,97	283,85	157,87	1,7498	2,3497
-9	2,2709	0,7023	74,74	126,86	284,30	157,44	1,7531	2,3492
-8	2,3525	0,7039	72,30	127,75	284,75	157,01	1,7565	2,3486
-7	2,4363	0,7054	69,95	128,64	285,21	156,57	1,7598	2,3481
-6	2,5224	0,7070	67,69	129,53	285,66	156,12	1,7631	2,3475

Bảng 8 (tiếp theo)

t °C	p bar	v' l/Kg	v'' l/Kg	i' KJ/Kg	i'' KJ/Kg	r KJ/Kg	S' KJ/Kg.K	S'' KJ/Kg.K
-5	2,6108	0,7086	65,52	130,43	286,10	155,68	1,7664	2,3470
-4	2,7016	0,7102	63,44	131,33	286,55	155,23	1,7698	2,3465
-3	2,7947	0,7118	61,44	132,23	287,00	154,77	1,7731	2,3460
-2	2,8903	0,7134	59,51	133,13	287,44	154,31	1,7764	2,3455
-1	2,9883	0,7150	57,65	134,03	287,89	153,85	1,7797	2,3450
0	3,0889	0,7166	55,87	134,94	288,33	153,39	1,7830	2,3445
1	3,1920	0,7183	54,15	135,85	288,77	152,92	1,7863	2,3441
2	3,2977	0,7200	52,50	136,77	289,21	152,44	1,7896	2,3436
3	3,4060	0,7216	50,91	137,68	289,64	151,96	1,7929	2,3432
4	3,5170	0,7233	49,37	138,60	290,08	151,48	1,7962	2,3427
5	3,6307	0,7251	47,89	139,52	290,51	150,99	1,7995	2,3423
6	3,7472	0,7268	46,47	140,45	290,94	150,50	1,8028	2,3419
7	3,8664	0,7285	45,09	141,38	291,37	150,00	1,8060	2,3415
8	3,9886	0,7303	43,77	142,31	291,80	149,50	1,8093	2,3411
9	4,1136	0,7321	42,49	143,24	292,23	148,99	1,8126	2,3407
10	4,2415	0,7339	41,26	144,18	292,65	148,47	1,8159	2,3403
11	4,3724	0,7357	40,07	145,12	293,07	147,96	1,8192	2,3399
12	4,5063	0,7375	38,92	146,06	293,49	147,43	1,8225	2,3395
13	4,6432	0,7394	37,81	147,01	293,91	146,90	1,8257	2,3391
14	4,7833	0,7412	36,74	147,96	294,33	146,37	1,8290	2,3387
15	4,9265	0,7431	35,70	148,91	294,74	145,83	1,8223	2,3384
16	5,0728	0,7450	34,70	149,87	295,15	145,29	1,8356	2,3380
17	5,2224	0,7469	33,73	150,83	295,56	144,74	1,8388	2,3377
18	5,3753	0,7489	32,80	151,79	295,97	144,18	1,8421	2,3373
19	5,5315	0,7508	31,89	152,76	296,38	143,62	1,8454	2,3370

Bảng 8 (tiếp theo)

t °C	p bar	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kg.K	s'' kJ/kg.K
20	5,6910	0,7528	31,02	153,73	296,78	143,05	1,8487	2,3366
21	5,8540	0,7548	30,17	154,70	297,18	142,47	1,8519	2,3363
22	6,0204	0,7568	29,35	156,68	297,57	141,89	1,8552	2,3360
23	6,1902	0,7589	28,56	156,66	297,97	141,30	1,8585	2,3356
24	6,3636	0,7610	27,79	157,65	298,36	140,71	1,8618	2,3353
25	6,5406	0,7631	27,05	158,64	298,75	140,11	1,8651	2,3350
26	6,7212	0,7652	26,33	159,63	299,14	139,50	1,8683	2,3347
27	6,9054	0,7673	25,63	160,63	299,52	138,89	1,8716	2,3344
28	7,0934	0,7695	24,96	161,63	299,90	138,27	1,8749	2,3340
29	7,2851	0,7717	24,30	162,64	300,28	137,64	1,8782	2,3337
30	7,4806	0,7739	23,67	163,64	300,65	137,01	1,8815	2,3334
31	7,6800	0,7761	23,05	164,66	301,02	136,37	1,8848	2,3331
32	7,8832	0,7784	22,45	165,67	301,39	135,72	1,8880	2,3328
33	8,0904	0,7807	21,87	166,70	301,76	135,06	1,8913	2,3325
34	8,3015	0,7830	21,31	167,72	302,12	134,40	1,8946	2,3322
35	8,5167	0,7854	20,77	168,75	302,48	133,72	1,8979	2,3319
36	8,7359	0,7878	20,24	169,79	302,83	133,04	1,9012	2,3316
37	8,9592	0,7902	19,72	170,82	303,18	132,36	1,9045	2,3312
38	9,1867	0,7927	19,22	171,87	303,53	131,66	1,9078	2,3309
39	9,4184	0,7951	18,74	172,91	303,87	130,95	1,9111	2,3306
40	9,6544	0,7977	18,27	173,97	304,21	130,24	1,9144	2,3303
41	9,8946	0,8002	17,81	175,02	304,54	129,52	1,9177	2,3300
42	10,139	0,8028	17,36	176,09	304,87	128,78	1,9210	2,3297
43	10,388	0,8054	16,93	177,15	305,20	128,04	1,9243	2,3294
44	10,642	0,8081	16,51	178,22	305,52	127,29	1,9277	2,3290
45	10,899	0,8108	16,10	179,30	305,83	126,53	1,9310	2,3287
46	11,162	0,8136	15,70	180,38	306,14	125,76	1,9343	2,3284
47	11,429	0,8163	15,31	181,47	306,45	124,98	1,9377	2,3280
48	11,700	0,8192	14,94	182,57	306,75	124,18	1,9410	2,3277
49	11,977	0,8221	14,57	183,66	307,04	123,38	1,9443	2,3273

Bảng 8 (tiếp theo)

t °C	P bar	v' l/Kg	v'' l/Kg	f' KJ/Kg	i'' KJ/Kg	r KJ/Kg	S' KJ/Kg.K	S'' KJ/Kg.K
50	12,258	0,8250	14,21	184,77	307,33	122,56	1,9477	2,3270
51	12,543	0,8279	13,86	185,88	307,62	121,74	1,9511	2,3266
52	12,834	0,8310	13,52	187,00	307,89	120,90	1,9544	2,3202
53	13,129	0,8340	13,19	188,12	308,16	120,04	1,9578	2,3259
54	13,430	0,8371	12,87	189,25	308,43	119,18	1,9612	2,3255
55	13,735	0,8403	12,25	190,39	308,69	118,30	1,9646	2,3251
56	14,045	0,8435	12,24	191,54	308,94	117,40	1,9680	2,3247
57	14,361	0,8468	11,94	192,69	309,18	116,49	1,9714	2,3242
58	14,681	0,8502	11,65	193,85	309,41	115,56	1,9748	2,3238
59	15,007	0,8536	11,36	195,02	309,64	114,62	1,9783	2,3234
60	15,338	0,8571	11,08	196,20	309,85	113,65	1,9817	2,3229
60	15,674	0,8606	10,81	197,38	310,06	112,68	1,9882	2,3224
62	16,016	0,8642	10,54	198,58	310,26	111,68	1,9887	2,3219
63	16,363	0,8679	10,28	199,79	310,45	110,66	1,9922	2,3214
64	16,715	0,8717	10,03	201,01	310,62	109,62	1,9957	2,3209
65	17,073	0,8755	9,776	202,24	310,79	108,55	1,9993	2,3203
66	17,437	0,8794	9,530	203,48	310,94	107,46	2,0029	2,3197
67	17,806	0,8834	9,289	204,74	311,08	106,34	2,0065	2,3191
68	18,180	0,8875	9,053	206,01	311,20	105,19	2,0101	2,3184
69	18,561	0,8917	8,820	207,29	311,31	104,01	2,0138	2,3178
70	18,947	0,8900	8,592	208,60	311,40	102,80	2,0175	2,3170
71	19,339	0,9004	8,368	209,92	311,47	101,55	2,0212	2,3163
72	19,738	0,9049	8,146	211,26	311,52	100,25	2,0250	2,3155
73	20,142	0,9095	7,928	212,63	311,54	98,91	2,0289	2,3146
74	20,552	0,9112	7,712	214,02	311,54	97,52	2,0328	2,3137
75	20,968	0,9190	7,499	215,45	311,22	96,07	2,0367	2,3127

Bảng 9. Các tính chất nhiệt động của hơi quá nhiệt R12.

t, °C	p=0,2276 bar (t=-60°C)			p=0,3013 bar (t=-55°C)			p=0,3930 bar (t=-50°C)			p=0,5058 bar (t=-45°C)		
	v, l/Kg	h, KJ/Kg	S, KJ/Kg.K	v, l/Kg	h, KJ/Kg	S, KJ/Kg.K	v, l/Kg	h, KJ/Kg	S, KJ/Kg.K	v, l/Kg	h, KJ/Kg	S, KJ/Kg.K
-60	635,9	260,28	2,4011									
-55	651,4	262,85	2,4130	490,2	262,66	2,3931						
-50	666,9	265,44	2,4248	502,0	265,27	2,4049	383,1	265,05	2,3860	303,2	267,43	2,3796
-45	682,3	268,07	2,4364	513,8	267,90	2,4166	392,2	267,69	2,3977	310,3	270,12	2,3912
-40	697,8	270,72	2,4479	525,5	270,56	2,4281	401,3	270,36	2,4093			
-35	713,3	273,40	2,4593	537,2	273,25	2,4396	410,4	273,06	2,4207	317,4	272,83	2,4027
-30	728,6	276,12	2,4706	548,9	275,97	2,4509	419,4	275,79	2,4321	324,5	275,57	2,4141
-25	743,9	278,86	2,4817	560,6	278,72	2,4620	428,4	278,55	2,4433	331,6	278,34	2,4253
-20	759,3	281,63	2,4928	572,3	281,50	2,4731	437,4	281,33	2,4544	338,6	281,13	2,4365
-15	774,6	284,43	2,5037	583,9	284,30	2,4841	446,4	284,14	2,4654	345,7	283,95	2,4475
-10	790,0	287,25	2,5146	595,6	287,13	2,4950	455,4	286,98	2,4763	352,7	286,79	2,4584
0	820,6	292,99	2,5359	618,8	292,88	2,5164	473,3	292,74	2,4977	366,7	292,56	2,4800
10	851,1	298,83	2,5569	642,0	298,72	2,5374	491,1	298,60	2,5188	380,7	298,44	2,5011
20	881,7	304,77	2,5776	665,1	304,68	2,5581	509,0	304,56	2,5395	394,6	304,41	2,5218
30	912,2	310,81	2,5978	688,2	310,73	2,5784	526,8	310,62	2,5598	408,5	310,48	2,5422

Bảng 9 (tiếp theo)

t, °C	v, l/kg	i, kJ/kg	S, kJ/kg.K	v, l/kg	i, kJ/kg	S, kJ/kg.K	v, l/kg	i, kJ/kg	S, kJ/kg.K	v, l/kg	i, kJ/kg	S, kJ/kg.K
	p=0,6430 bar (t=-40°C)			p=0,8080 bar (t=-35°C)			p=1,0047 bar (t=-30°C)			p=1,2370 bar (t=-25°C)		
-40	242,7	269,82	2,3738									
-35	248,2	272,54	2,3854	196,3	272,19	2,3686						
-30	251,0	275,30	2,3968	200,8	274,96	2,3801	160,3	274,56	2,3640			
-25	259,6	278,07	2,4081	205,4	277,76	2,3915	164,0	277,37	2,3754	132,0	276,91	2,3598
-20	265,2	280,88	2,4193	209,9	280,58	2,4028	167,7	280,21	2,3688	135,1	279,77	2,3712
-15	270,8	283,71	2,4304	214,4	283,42	2,4139	171,4	283,07	2,3980	138,1	282,65	2,3825
-10	276,4	286,57	2,4413	218,9	286,29	2,4249	175,0	285,95	2,4090	141,2	285,55	2,3936
-5	281,9	289,45	2,4522	223,4	289,18	2,4358	178,7	288,86	2,4200	144,2	288,48	2,4047
0	287,5	292,35	2,4629	227,8	292,10	2,4466	182,3	291,79	2,4308	147,1	291,43	2,4156
5	293,0	295,29	2,4736	232,3	295,04	2,4572	185,9	294,75	2,4415	150,1	294,40	2,4263
10	298,6	298,24	2,4841	236,7	298,01	2,4678	189,5	297,73	2,4521	153,1	297,39	2,4370
20	309,6	304,23	2,5049	245,5	304,02	2,4887	196,7	303,76	2,4731	159,0	303,45	2,4580
30	320,6	310,32	2,5253	254,4	310,11	2,5091	203,8	309,87	2,4936	164,9	309,59	2,4786
40	331,5	316,49	2,5473	263,1	316,30	2,5292	211,0	316,08	2,5137	170,7	315,82	2,4988
50	342,5	322,76	2,5650	271,9	322,58	2,5489	218,0	322,38	2,5335	176,5	322,13	2,5187
p=1,5093 bar (t=-20°C)												
-20	109,7	279,25	2,3561									
-15	112,2	282,15	2,3675	91,75	281,56	2,3527						
-10	114,7	285,08	2,3787	93,88	284,51	2,3641	77,29	283,85	2,3497			
-5	117,2	288,03	2,3898	96,00	287,49	2,3753	79,10	286,85	2,3610	65,52	286,10	2,3470
0	119,7	290,99	2,4007	98,11	290,48	2,3863	80,90	289,87	2,3722	67,07	289,16	2,3583
p=2,6108 bar (t=-5°C)												

Bảng 9 (tiếp theo)

t , °C	v , l/Kg	i , KJ/Kg	S , KJ/Kg.K	v , l/Kg	i , KJ/Kg	S , KJ/Kg.K	v , l/Kg	i , KJ/Kg	S , KJ/Kg.K	v , l/Kg	i , KJ/Kg	S , KJ/Kg.K
5	122,2	293,98	2,4116	100,20	293,49	2,3972	82,68	292,91	2,3832	68,61	292,24	2,3694
10	124,7	296,99	2,4223	102,30	296,52	2,4081	84,45	295,97	2,3941	70,13	295,32	2,3804
15	127,1	300,03	2,4329	104,30	299,58	2,4187	86,20	299,05	2,4049	71,64	298,43	2,3913
20	129,6	303,08	2,4434	106,40	302,65	2,4293	87,94	302,14	2,4155	73,13	301,55	2,4020
25	132,0	306,15	2,4538	108,40	305,74	2,4398	89,68	305,25	2,4261	74,62	304,69	2,4127
30	134,4	309,25	2,4641	110,50	308,85	2,4501	91,40	308,38	2,4365	76,09	307,84	2,4232
40	139,3	315,50	2,4844	114,50	315,13	2,4705	94,82	314,70	2,4570	79,02	314,20	2,4438
50	144,1	321,84	2,5043	118,50	321,50	2,4905	98,22	321,10	2,4771	81,91	320,63	2,4640
60	148,9	328,25	2,5239	122,50	327,94	2,5101	101,60	327,56	2,4968	84,78	327,13	2,4838
70	153,6	334,75	2,5431	126,50	334,45	2,5291	104,90	334,10	2,5161	87,62	333,70	2,5033
$p=3,0889 \text{ bar } (t=0^{\circ}\text{C})$												
$p=3,6307 \text{ bar } (t=5^{\circ}\text{C})$												
0	55,87	288,33	2,3445	47,89	290,51	2,3423	41,26	292,65	2,3403	35,70	294,74	2,3384
5	57,21	291,44	2,3558	49,06	293,68	2,3536	42,28	295,89	2,3516	36,61	298,04	2,3497
10	58,53	294,57	2,3670	50,21	296,87	2,3647	43,29	299,13	2,3627	37,50	301,35	2,3600
15	59,84	297,71	2,3780	51,35	300,06	2,3757	44,29	302,37	2,3737	38,38	304,65	2,3719
20	61,14	300,86	2,3888	52,48	303,26	2,3866	45,27	305,63	2,3846	39,25	307,97	2,3827
25	62,43	304,03	2,3995	53,59	306,48	2,3973	46,25	308,90	2,3952	40,10	311,29	2,3934
30	63,70	307,21	2,4101	54,69	309,71	2,4078	47,21	312,18	2,4058	40,95	314,61	2,4040
35	64,97	310,41	2,4206	55,79	312,95	2,4183	48,16	315,47	2,4162	41,79	317,95	2,4144
40	66,23	313,62	2,4309	56,88	316,21	2,4286	49,11	318,77	2,4265	43,44	324,66	2,4318
45	67,48	316,85	2,4411	57,95	319,48	2,4388	50,98	325,41	2,4468	45,06	331,41	2,4548
50	68,72	320,10	2,4513	60,09	326,07	2,4589	52,82	332,11	2,4666	46,66	338,21	2,4743
60	71,18	326,64	2,4712	62,20	332,71	2,4785	54,64	338,86	2,4859	48,24	345,06	2,4935
70	73,62	333,24	2,4907	64,29	339,42	2,4978	56,44	345,66	2,5049			
80	76,04	339,91	2,5099	66,36	346,19	2,5167						
90	78,44	346,65	2,5287									
$p=4,9265 \text{ bar } (t=15^{\circ}\text{C})$												

Bảng 9 (tiếp theo)

t, °C	v, I/Kg		S, KJ/Kg.K		v, I/Kg		S, KJ/Kg.K		v, I/Kg		S, KJ/Kg.K		v, I/Kg		S, KJ/Kg.K	
	v, I/Kg	I, KJ/Kg	S, KJ/Kg.K	I, KJ/Kg	v, I/Kg	I, KJ/Kg	S, KJ/Kg.K	I, KJ/Kg	v, I/Kg	I, KJ/Kg	S, KJ/Kg.K	I, KJ/Kg	v, I/Kg	I, KJ/Kg	S, KJ/Kg.K	I, KJ/Kg
	p=5,6910 bar (t=20°C)				p=6,5406 bar (t=25°C)				p=7,4806 bar (t=30°C)				p=8,5167 bar (t=35°C)			
20	31,02	296,78	2,3366													
25	31,83	300,15	2,3480	298,75	27,05		2,3350									
30	32,62	303,52	2,3592	302,20	27,78		2,3465	300,65	23,67		2,3334					
35	33,40	305,89	2,3703	305,64	28,49		2,3577	304,18	24,33		2,3450		20,77	302,48	2,3319	
40	34,17	310,26	2,3811	309,07	29,19		2,3688	307,70	24,97		2,3563		21,37	306,10	2,3435	
45	34,93	313,63	2,3918		29,88	312,51	2,3797	311,20	25,60		2,3674		21,96	309,69	2,3549	
50	35,08	317,02	2,4024	315,94	30,56		2,3904	314,71	26,22		2,3783		22,53	313,28	2,3661	
55	36,42	320,41	2,4128	319,38	31,22		2,4009	318,20	26,83		2,3890		23,10	316,85	2,3771	
60	37,15	323,80	2,4230	322,82	31,88		2,4113	321,70	27,43		2,3996		23,65	320,41	2,3878	
65	37,88	327,21	2,4332	326,27	32,53		2,4216	325,20	28,02		2,4100		24,19	323,97	2,3985	
70	38,60	330,62	2,4432		33,18	329,72	2,4317	328,70	28,60		2,4203		24,72	327,58	2,4089	
80	40,01	337,48	2,4629	336,65	34,44		2,4517	335,71	29,75		2,4405		25,76	334,65	2,4293	
90	41,41	344,39	2,4822	343,62	35,69		2,4711	342,75	30,86		2,4601		26,77	341,77	2,4492	
100	42,79	351,33	2,5011	350,62	36,91		2,4901	349,82	31,96		2,4793		27,76	348,91	2,4686	
110	44,15	358,33	2,5196	357,66	38,12		2,5087	356,91	33,04		2,4981		28,73	356,07	2,4876	
	p=9,654 bar (t=40°C)				p=10,899 bar (t=45°C)				p=12,258 bar (t=50°C)				p=13,735 bar (t=55°C)			
40	18,27	304,21	2,3303													
45	18,82	307,93	2,3421	305,83	16,10		2,3287									
50	19,37	311,62	2,3536	309,67	16,62		2,3407	307,33	14,21		2,3270					
55	19,89	315,28	2,3649	313,46	17,12		2,3523	311,30	14,70		2,3392		12,55	308,69	2,3251	
60	20,40	318,93	2,3759	317,22	17,61		2,3637	315,21	15,17		2,3510		13,02	312,80	2,3375	

Bảng 9 (tiếp theo)

t , °C	v , l/Kg	h , KJ/Kg	S , KJ/Kg.K	v , l/Kg	h , KJ/Kg	S , KJ/Kg.K	v , l/Kg	h , KJ/Kg	S , KJ/Kg.K	v , l/Kg	h , KJ/Kg	S , KJ/Kg.K
65	20,90	322,57	2,3867	18,08	320,95	2,3748	15,62	319,07	2,3625	13,46	316,84	2,3496
70	21,40	326,20	2,3974	18,54	324,66	2,3857	16,05	322,89	2,3737	13,88	320,82	2,3612
75	21,88	329,82	2,4079	18,99	328,36	2,3964	16,48	326,69	2,3847	14,29	324,75	2,3726
80	22,35	333,43	2,4182	19,43	332,05	2,4069	16,89	330,47	2,3955	14,68	328,64	2,3837
85	22,82	337,05	2,4283	19,86	335,73	2,4173	17,30	334,23	2,4060	15,07	332,50	2,3946
90	23,28	340,66	2,4381	20,28	339,40	2,4274	17,69	337,97	2,4164	15,44	336,34	2,4052
100	24,18	347,89	2,4580	21,11	346,74	2,4474	18,46	345,43	2,4367	16,16	343,96	2,4259
110	25,06	355,13	2,4771	21,92	354,07	2,4668	19,21	352,87	2,4564	16,86	351,53	2,4459
120	25,93	362,39	2,4958	22,71	361,41	2,4857	19,93	360,31	2,4755	17,53	359,07	2,4654
130	26,78	369,67	2,5141	23,48	368,75	2,5041	20,61	367,74	2,4942	18,18	366,60	2,4843
$p=15,338 \text{ bar } (t=60^{\circ}\text{C})$												
$p=17,073 \text{ bar } (t=65^{\circ}\text{C})$												
60	11,98	309,85	2,3229	9,78	310,79	2,3203	8,59	311,40	2,3170			
65	11,53	314,16	2,3357	10,22	315,33	2,3336	9,04	316,25	2,3311	7,499	311,52	2,3127
70	11,96	318,35	2,3480	10,63	319,71	2,3463	9,44	320,88	2,3413	7,964	316,85	2,3279
75	12,36	322,46	2,3599	11,01	323,98	2,3586						
80	12,74	326,51	2,3715	11,37	328,16	2,3702	9,81	325,33	2,3568	8,371	321,80	2,3418
85	13,11	330,50	2,3827	11,72	332,27	2,3816	10,16	329,67	2,3688	8,740	326,50	2,3548
90	13,47	334,46	2,3937	12,06	336,33	2,3927	10,50	333,92	2,3805	9,081	331,03	2,3672
95	13,82	338,38	2,4014	12,39	340,34	2,4036	10,81	338,10	2,3917	9,403	335,44	2,3791
100	14,15	342,28	2,4149	12,70	344,32	2,4142	11,12	342,22	2,4027	9,707	339,75	2,3906
105	14,48	346,15	2,4252									
110	14,81	350,01	2,4353	13,01	348,28	2,4245	11,42	346,29	2,4134	9,999	343,99	2,4017
120	15,44	357,68	2,4551	13,60	356,12	2,4447	11,99	354,34	2,4311	10,55	352,30	2,4232
130	16,04	365,32	2,4743	14,17	363,89	2,4643	12,53	362,28	2,4541	11,07	360,46	2,4436
140	16,63	372,91	2,4930	14,72	371,63	2,4832	13,05	370,16	2,4734	11,56	368,50	2,4634
150	17,21	380,55	2,5112	15,26	379,33	2,5017	13,55	377,98	2,4921	12,04	376,47	2,4824
$p=20,968 \text{ bar } (t=75^{\circ}\text{C})$												

Chơ (°C) - hơ P.
 f. **Bảng 10. 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	0,008719	0,0010001	147,2	0,006793	21,05	2510	2489	0,0762	9,0241
10	0,012277	0,0010004	106,42	0,009398	42,04	2519	2477	0,1510	8,8994
15	0,017041	0,0010010	77,97	0,01282	62,97	2528	2465	0,2244	8,7806
20	0,02337	0,0010018	57,84	0,01729	83,90	2537	2454	0,2964	8,6665
25	0,03166	0,0010030	43,40	0,02304	104,81	2547	2442	0,3672	8,5570
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
45	0,09584	0,0010099	15,28	0,06544	188,40	2582	2394	0,6384	8,1638
50	0,12335	0,0010121	12,04	0,08306	209,3	2592	2383	0,7038	8,0753
55	0,15740	0,0010145	9,578	0,1044	230,2	2600	2370	0,7679	7,9901
60	0,19917	0,0010171	7,678	0,1302	251,1	2609	2358	0,8311	7,9084
65	0,2501	0,0010199	6,201	0,1613	272,1	2617	2345	0,8934	7,8297
70	0,3117	0,0010228	5,045	0,1982	293,0	2626	2333	0,9549	7,7544
75	0,3855	0,0010258	4,133	0,2420	314,0	2635	2321	1,0157	7,6615
80	0,4736	0,0010290	3,408	0,2934	334,9	2643	2308	1,0753	7,6116
85	0,5781	0,0010324	2,828	0,3536	355,9	2651	2295	1,1342	7,5438
90	0,7011	0,0010359	2,361	0,4235	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

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
125	2.3208	0,0010649	0,7704	1,298	525,0	2713	2188	1,5814	7,0777
130	2.7011	0,0010697	0,6683	1,496	546,3	2721	2174	1,6345	7,0272
135	3.130	0,0010747	0,5820	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	2,885	653,9	2753	2099	1,8924	6,7940
160	6.180	0,0011021	0,3068	3,258	675,5	2758	2082	1,9427	6,7508
165	7.008	0,0011081	0,2725	3,670	697,3	2763	2066	1,9924	6,7081
170	7.920	0,0011144	0,2426	4,122	719,2	2769	2050	2,0417	6,6666
175	8.925	0,0011208	0,2166	4,617	741,1	2773	2032	2,0909	6,6256
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
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

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
250	39,776	0,0012512	0,05006	19,98	1085,7	2801	1715	2,7934	6,0721
255	43,25	0,0012631	0,04591	21,78	1110,2	2799	1689	2,8394	6,0366
260	46,94	0,0012755	0,04215	23,72	1135,1	2796	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	0,02774	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	0,001529	0,01417	70,57	1493,6	2684	1190,3	3,5002	5,4891
330	128,65	0,001562	0,01297	77,10	1526,1	2666	1139,6	3,5522	5,4412
335	137,14	0,001599	0,01184	84,46	1559,8	2646	1085,7	3,6056	5,3905
340	146,08	0,001639	0,01078	92,76	1594,7	2622	1027,0	3,6605	5,3361
345	155,48	0,001686	0,009771	102,34	1639	2595	963,5	3,7184	5,2769
350	165,37	0,001741	0,008803	113,6	1671	2565	893,5	3,7786	5,2117
355	175,77	0,001807	0,007869	127,1	1714	2527	813,0	3,8439	5,1385
360	186,74	0,001894	0,006943	144,0	1762	2481	719,3	3,9162	5,0530
365	198,30	0,00202	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 1f Nước và hơi nước bão hòa (theo áp suất)

p.bar	t°C	v'.m³/kg	v'' m³/kg	ρ'' kg/m³	i'.kJ/kg	i''kJ/kg	r.kJ/kg	s'. kJ/kg.độ	s''. kJ/kg.độ
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

p, bar	t °C	v, m ³ /kg	v'', m ³ /kg	ρ'', kg/m ³	i, kJ/kg	i'', kJ/kg	r, kJ/kg	s', kJ/kg.độ	s'', kJ/kg.độ
0.7	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
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	1.444	540.9	2719	2178	1.621	7.040
2.7	129.98	0.0010697	0.6684	1.496	546.2	2721	2175	1.634	7.027
2.8	131.20	0.0010709	0.6461	1.548	551.4	2722	2171	1.647	7.015
2.9	132.39	0.0010721	0.6253	1.599	556.5	2724	2167	1.660	7.003
3.0	133.54	0.0010733	0.6057	1.651	561.4	2725	2164	1.672	6.922
3.1	134.66	0.0010744	0.5873	1.703	566.3	2727	2161	1.683	6.981

p, bar	t, °C	v', m ³ /kg	v'', m ³ /kg	ρ'', kg/m ³	i', kJ/kg	i'', kJ/kg	r, kJ/kg	s', kJ/kg.độ	s'', kJ/kg.độ
3.2	135.75	0.010754	0.5701	1.754	571.1	2728	2157	1.695	6.971
3.3	136.82	0.0010765	0.5539	1.805	575.7	2703	2154	1.706	6.961
3.4	137.66	0.0010776	0.5386	1.857	580.2	2731	2151	1.717	6.951
3.5	138.88	0.0010786	0.5241	1.908	584.5	2732	2148	1.728	6.941
3.6	139.87	0.0010797	0.5104	1.959	588.7	2734	2145	1.738	6.932
3.7	140.84	0.0010807	0.4975	2.010	592.8	2735	2142	1.748	6.923
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	0.0010883	0.4139	2.416	623.4	2744	2121	1.821	6.857
5.0	151.84	0.0010927	0.3747	2.669	640.1	2749	2109	1.860	6.822
6.0	158.84	0.0011007	0.3156	3.169	670.5	2757	2086	1.931	6.761
7.0	164.96	0.0011081	0.2728	3.666	697.2	2764	2067	1.992	6.709
8.0	170.42	0.0011149	0.2403	4.161	720.9	2769	2048	2.046	6.663
9.0	175.35	0.0011213	0.2149	4.654	742.8	2774	2031	2.094	6.623
10	179.88	0.0011273	0.1946	5.139	762.7	2778	2015	2.138	6.587
11	184.05	0.0011331	0.1775	5.634	781.1	2781	2000	2.179	6.554
12	187.95	0.0011385	0.1633	6.124	798.3	2785	1987	2.216	6.523
13	191.60	0.0011438	0.1512	6.614	814.5	2787	1973	2.251	6.495
14	195.04	0.0011490	0.1408	7.103	830.0	2790	1960	2.284	6.469
15	198.28	0.0011539	0.1317	7.593	844.6	2792	1947	2.314	6.445

p, bar	t, °C	v', m ³ /kg	v'', m ³ /kg	ρ'', kg/m ³	i', kJ/kg	i'', kJ/kg	r, kJ/kg	s', kJ/kg.độ	s'', kJ/kg.độ
16	201.36	0,0011586	0,1238	8,080	858,3	2793	1935	2,344	6,422
17	204.30	0,0011632	0,1167	8,569	871,6	2795	1923	2,371	6,400
18	207.10	0,0011678	0,1104	9,058	884,4	2796	1912	2,397	6,379
19	209.78	0,0011722	0,1047	9,549	896,6	2798	1901	2,422	6,359
20	212.37	0,0011766	0,09958	10,041	908,5	2799	1891	2,447	6,340
21	214.84	0,0011809	0,09492	10,54	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	20,09	1087,5	2801	1713	2,796	6,070
42	253.24	0,0012588	0,04732	21,13	1101,7	2800	1698	2,823	6,049
44	256.05	0,0012656	0,04508	22,18	1115,3	2798	1683	2,849	6,029
46	258.75	0,0012724	0,04305	23,23	1128,8	2797	1668	2,874	6,010
48	261.37	0,0012790	0,04118	24,29	1141,8	2796	1654	2,898	5,991
50	263.91	0,0012857	0,03944	25,35	1154,4	2794	1640	2,921	5,973

p, bar	t, °C	v, m ³ /kg	v'', m ³ /kg	ρ'', kg/m ³	i, kJ/kg	i'', kJ/kg	r, kJ/kg	s', kJ/kg.độ	s'', kJ/kg.độ
55	269.94	0.0013021	0.03564	28.06	1184.9	2790	1604.6	2.976	5.930
60	275.56	0.0013185	0.03243	30.84	1213.9	2785	1570.8	3.027	5.890
65	280.83	0.0013347	0.02973	33.64	1241.3	2779	1537.5	3.076	5.851
70	285.80	0.0013510	0.02737	36.54	1267.4	2772	1504.9	3.122	5.814
75	290.50	0.0013673	0.02532	39.49	1292.7	2766	1472.8	3.166	5.779
80	294.98	0.0013838	0.02352	42.52	1317.0	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	303.22	0.0014174	0.02048	48.83	1363.7	2743	1379.3	3.287	5.678
95	307.22	0.0014345	0.01919	52.11	1385.9	2734	1348.4	3.324	5.646
100	310.96	0.0014521	0.01803	55.46	1407.7	2725	1317.0	3.360	5.615
110	318.04	0.001489	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	3.496	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	2648	858.3	3.807	5.177
180	356.96	0.001837	0.007504	133.2	1732	2510	778.2	3.871	5.107
190	361.44	0.001921	0.00668	149.7	1776	2466	690	3.938	5.027
200	365.71	0.00204	0.00585	170.9	1827	2410	583	4.015	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

Hơi thủy ngân bão hòa.

Bảng 12

Áp suất p. at	Nhiệt độ bão hòa ts. oC	Entanpi. kcal/kg		Nhiệt hóa hơi r. kcal/kg	Entropi. kcal/kg. độ		Thể tích riêng. m ³ /kg	
		lỏng l'	hơi i"		lỏng s'	hơi s'	lỏng v'	hơi v"
0.0010	119.5	3.96	76.22	72.26	0.0119	0.1959	0.0000752	165.9
0.002	134.6	4.45	76.61	72.16	0.0132	0.1902	754	86.16
0.004	151.2	4.98	77.03	72.05	0.0145	0.1843	756	44.84
0.006	161.5	5.34	77.32	71.98	0.0152	0.1808	758	30.62
0.008	168.9	5.58	77.52	71.94	0.0158	0.1785	759	23.35
0.010	175.0	5.79	77.69	71.90	0.0163	0.1767	0.0000760	18.94
0.02	195.0	6.44	78.20	71.76	0.0178	0.1711	0.0000762	9.893
0.04	216.9	7.16	78.78	71.62	0.0193	0.1654	765	5.178
0.06	230.9	7.63	79.16	71.53	0.0202	0.1621	767	3.550
0.08	241.0	7.98	79.44	71.16	0.0208	0.1598	769	2.716
0.10	249.6	8.25	79.66	71.41	0.0213	0.1580	770	2.209
0.20	277.3	9.16	80.38	71.22	0.0231	0.1525	0.0000774	1.163
0.30	294.4	9.73	80.84	71.11	0.0241	0.1494	0.0000776	0.7995
0.40	308.0	10.18	81.19	71.01	0.0249	0.1471	778	0.6140
0.5	318.8	10.55	81.49	70.94	0.0255	0.1453	780	0.5003
0.6	328.0	10.86	81.74	70.88	0.0260	0.1439	781	0.4234
0.7	335.9	11.12	81.94	70.82	0.0265	0.1428	782	0.3677
0.8	342.7	11.34	82.01	70.77	0.0269	0.1418	0.0000783	0.3253
0.9	349.2	11.56	82.29	70.73	0.0272	0.1408	0.0000784	0.2922
1.0	355.0	11.76	82.45	70.69	0.0275	0.1400	785	0.2655
1.2	365.3	12.11	82.63	70.62	0.0280	0.1386	787	0.2249
1.4	374.5	12.38	82.97	70.56	0.0285	0.1375	788	0.1953
1.6	381.9	12.64	83.14	70.50	0.0290	0.1366	0.0000789	0.1730
1.8	389.3	12.90	83.35	70.45	0.0294	0.1357	0.0000790	0.1555
2	395.8	13.11	83.51	70.40	0.0297	0.1349	791	0.1414
3	422.4	14.04	84.25	70.21	0.0309	0.1320	795	0.09789
4	442.4	14.75	84.80	70.06	0.0319	0.1298	798	0.07558
4.5	451.0	15.03	85.02	69.99	0.0323	0.1289	799	0.06801
5	458.9	15.30	85.23	69.93	0.0327	0.1282	0.0000801	0.06187
6	472.8	15.78	85.59	69.81	0.0334	0.1270	0.0000803	0.05254
7	485.1	16.20	85.91	69.71	0.0339	0.1258	805	0.04578
8	496.3	16.59	86.10	69.61	0.0344	0.1249	806	0.04065
9	506.3	16.94	86.47	69.53	0.0349	0.1241	808	0.03660
10	515.5	17.25	86.70	69.45	0.0353	0.1234	0.0000809	0.03333

Bảng 13 - Nước

p bar	t °C	20 °	40	60	80	100	120	140	160	180
0.04	v	0.0010018	36.12	38.45	40.75	43.07	45.39	47.69	50.01	52.31
	i	83.7	2574	2612	2650	2688	2726	2764	2803	2841
	s	0.2964	8.537	8.651	8.762	8.867	8.966	9.060	9.150	9.238
0.08	v	0.0010018	0.0010079	19.19	20.34	21.50	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	2611	2649	2688	2726	2764	2802	2841
	s	0.2964	0.5715	8.227	8.337	8.442	8.542	8.636	8.727	8.814
0.12	v	0.0010018	0.0010079	12.78	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	8.304
1.0	v	0.0010018	0.0010079	0.0010171	0.0010289	1.695	1.795	1.889	1.984	2.078
	i	83.7	167.5	251.1	334.9	2676	2717	2757	2796	2835
	s	0.2964	0.5715	0.8307	1.0748	7.361	7.465	7.562	7.654	7.743

và hơi quá nhiệt

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
54.63	56.93	59.24	61.56	63.87	66.18	71.96	77.73	85.31	89.28	100.84
2880	2918	2958	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
9.321	9.402	9.479	9.554	9.627	9.698	9.866	10.024	10.174	10.317	10.585
27.29	28.44	29.60	30.75	31.90	33.06	35.94	38.84	41.72	44.61	50.38
2880	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
9.000	9.081	9.159	9.234	9.306	9.377	9.546	9.704	9.854	9.997	10.265
21.83	22.76	23.68	24.60	25.53	26.46	28.76	31.08	33.39	35.70	40.32
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8.897	8.978	9.056	9.131	9.203	9.274	9.443	9.601	9.751	9.895	10.162
18.19	18.96	19.73	20.50	21.27	22.04	23.96	25.89	27.82	29.74	33.60
2897	2918	2957	2996	3036	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8.813	8.894	8.972	9.047	9.119	9.190	9.359	9.517	9.667	9.810	10.078
15.58	16.24	16.90	17.56	18.22	18.88	20.53	22.18	23.83	25.49	28.79
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8.742	8.823	8.900	8.975	9.048	9.119	9.288	9.446	9.596	9.739	10.007
13.635	14.213	14.790	15.367	15.943	16.52	17.96	19.41	20.85	22.29	25.18
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8.680	8.761	8.838	8.913	8.986	9.057	9.226	9.384	9.534	9.678	9.945
10.905	11.369	11.832	12.295	12.758	13.220	14.376	15.530	16.68	17.82	20.15
2897	2918	2957	2996	3036	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8.576	8.657	8.735	8.810	8.883	8.954	9.123	9.281	9.431	9.575	9.842
7.246	7.573	7.882	8.191	8.500	8.809	9.580	10.351	11.121	11.891	13.430
2878	2917	2956	2996	3036	3076	3177	3280	3384	3490	3707
8.388	8.469	8.547	8.622	8.695	8.766	8.935	9.093	9.244	9.388	9.655
2.172	2.266	2.359	2.452	2.545	2.638	2.871	3.102	3.334	3.565	4.028
2875	2914	2954	2993	3033	3074	3175	3278	3382	3488	3706
7.828	7.910	7.988	8.064	8.139	8.211	8.381	8.541	8.690	8.833	9.097

pbar	t°C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
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	251,1	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
6,0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010168	0,0010287	0,0010432	0,0010601	0,0010797	0,3167	0,3348
	i	84,3	167,9	251,5	335,2	419,1	503,7	589,1	2759	2805
	s	0,2964	0,7516	0,8302	1,0744	1,3062	1,5265	1,738	6,767	6,869
8,0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010167	0,0010286	0,0010431	0,0010600	0,0010795	0,0011020	0,2473
	i	84,5	168,1251,7	335,3	419,2	503,8	589,1	6,753	2792	
	s	0,2962	0,5714	0,8300	1,0742	1,3060	1,5263	1,737	1,941	6,715
10	v	0,0010014	0,0010075	0,0010166	0,0010285	0,0010430	0,0010598	0,0010794	0,0011018	0,1949
	i	84,7	168,3	251,8	335,4	419,3	503,9	589,2	675,4	2778
	s	0,2960	0,5712	0,8298	1,0740	1,3058	1,5261	1,737	1,941	6,588
12	v	0,0010013	0,0010074	0,0010165	0,0010284	0,0010429	0,0010597	0,0010793	0,0011016	0,1645
	i	84,9	168,5	251,9	335,5	419,4	504,0	589,3	675,5	2790
	s	0,2959	0,5711	0,8297	1,0738	1,3056	1,5259	1,737	1,940	6,534
14	v	0,0010012	0,0010073	0,0010164	0,0010282	0,0010427	0,0010596	0,0010792	0,0011015	0,0011271
	i	85,1	168,7	252,1	335,7	419,6	504,2	589,5	675,7	763,2
	s	0,2958	0,5710	0,8296	1,0736	1,3054	1,5257	1,736	1,940	2,137
16	v	0,0010011	0,0010072	0,0010163	0,0010282	0,0010426	0,0010595	0,0010790	0,0011013	0,0011270
	i	85,3	168,8	252,2	335,8	419,7	504,3	589,6	675,7	763,2
	s	0,2958	0,5710	0,8296	1,0735	1,3052	1,5256	1,736	1,940	2,137
18	v	0,0010010	0,0010071	0,0010162	0,0010281	0,0010425	0,0010594	0,0010789	0,0011012	0,0011268
	i	85,5	169,0	252,4	336,0	419,9	504,5	589,8	675,8	763,2
	s	0,2957	0,5709	0,8295	1,0733	1,3050	1,5254	1,736	1,939	2,136
20	v	0,0010009	0,0010070	0,0010161	0,0010280	0,0010424	0,0010593	0,0010788	0,0011011	0,0011267
	i	85,7	169,2	252,6	336,2	420,1	504,7	589,9	675,9	763,2
	s	0,2957	0,5708	0,8294	1,0731	1,3048	1,5252	1,736	1,939	2,136

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
1.807	1.886	1.964	2.042	2.120	2.197	2.391	2.584	2.777	2.970	3.357
2874	2913	2953	2993	3033	3073	3174	3278	3382	3488	3705
7.742	7.824	7.903	7.979	8.053	8.126	8.296	8.456	8.606	8.749	9.013
0.3520	0.3688	0.3855	0.4019	0.4181	0.4342	0.4741	0.5136	0.5528	0.5919	0.6697
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	8.266
0.2609	0.2739	0.2867	0.2993	0.3118	0.3240	0.3542	0.3842	0.4137	0.4432	0.5018
2839	2883	2926	2969	3011	3054	3160	3267	3373	3481	3699
6.814	6.905	6.991	7.073	7.151	7.226	7.404	7.568	7.722	7.866	8.132
0.2060	0.2169	0.2274	0.2377	0.2478	0.2578	0.2822	0.3065	0.3303	0.3539	0.4010
2827	2874	2918	2962	3005	3058	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	8.027
0.1693	0.1788	0.1879	0.1967	0.2054	0.2139	0.2343	0.2547	0.2747	0.2944	0.3339
2816	2865	2911	2955	2999	3042	3151	3260	3364	3477	3696
6.588	6.688	6.780	6.866	6.947	7.025	7.206	7.373	7.529	7.674	7.942
0.1429	0.1515	0.1596	0.1673	0.1748	0.1823	0.2001	0.2176	0.2349	0.2520	0.2858
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	7.870
0.0011565	0.1309	0.1382	0.1452	0.1519	0.1585	0.1743	0.1899	0.2051	0.2201	0.2499
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	7.806
0.0011562	0.1149	0.1216	0.1280	0.1341	0.1401	0.1545	0.1683	0.1819	0.1953	0.2219
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	7.750
0.0011561	0.1021	1.084	0.1143	0.1200	0.1255	0.1384	0.1511	0.1634	0.1755	0.1995
852.4	2821	2875	2924	2972	3019	3134	3246	3357	3468	3690
2.328	6.385	6.491	6.585	6.674	6.757	6.949	7.122	7.282	7.429	7.701

pbar	t°C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
30	v	0,0010004	0,0010065	0,0010157	0,0010275	0,0010419	0,0010587	0,0010782	0,0011004	0,0011258
	i	86,7	170,1	253,5	337,0	420,9	505,4	590,6	676,4	763,7
	s	0,2956	0,5707	0,8290	1,0726	1,3038	1,5244	1,735	1,938	2,134
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	257,8	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	2,126
90	v	0,0009978	0,0010038	0,0010129	0,0010249	0,0010393	0,0010559	0,0010749	0,0010966	0,0011213
	i	92,3	175,5	258,7	342,1	425,7	509,8	594,6	680,3	767,4
	s	0,2941	0,5681	0,8253	1,0682	1,2988	1,5189	1,729	1,930	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	595,3	681,0	768,0
	s	0,2939	0,5674	0,8247	1,0676	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	0,0655	1,2959	1,5156	1,726	1,926	2,119
140	v	0,0009957	0,0010016	0,0010108	0,0010226	0,0010368	0,0010533	0,0010719	0,0010932	0,0011174
	i	96,9	179,9	263,0	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	0,0010359	0,0010522	0,0010707	0,0010918	0,0011157
	i	98,9	181,7	264,7	347,9	431,2	524,9	599,4	684,9	771,3
	s	0,2925	0,5653	0,8212	1,0634	1,2937	1,5131	1,722	1,922	2,116
240	v	0,0009912	0,0009973	0,0010065	0,0010182	0,0010320	0,0010479	0,0010660	0,0010864	0,0011095
	i	106,4	188,8	271,5	254,3	437,2	520,8	604,6	689,9	775,7
	s	0,2911	0,5625	0,8169	0,0582	1,2881	1,5062	1,715	1,915	2,108
300	v	0,0009886	0,0009949	0,0010041	0,0010156	0,0010293	0,0010450	0,00106262	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	0,0545	1,2834	1,5024	1,709	1,908	2,100

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0,0011551	0,0011891	0,06826	0,07294	0,07720	0,08119	0,09051	0,09929	0,1078	0,1161	0,1325
852,6	943,5	2823	2882	2937	2988	3111	3229	3343	3456	3682
2,326	2,514	6,225	6,337	6,438	6,530	6,735	6,916	7,080	7,231	7,506
0,0011504	0,0011833	0,001221	0,0012689	0,0013257	0,0249	0,03003	0,03438	0,03821	0,04177	0,04844
855,0	945,1	1037,9	1134,4	1235,4	2784	2985	3135	3270	3397	3640
2,317	2,504	2,688	2,873	3,059	5,788	6,126	6,358	6,552	6,722	7,019
0,0011496	0,0011822	0,0012207	0,0012669	0,0013246	0,0014016	0,02586	0,03001	0,03354	0,03680	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	3,056	3,249	6,033	6,280	6,481	6,656	6,957
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	1134,1	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	3038,7	1133,9	1233,7	1340,0	2844	3049	3206	3347	3603
2,404	2,497	2,680	2,863	3,046	3,235	5,755	6,071	6,298	6,487	6,803
0,0011458	0,0011777	0,0012150	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	6,138	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	1039,1	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	2945	3137	3294	3567
2,305	2,489	2,672	2,853	3,035	3,218	5,302	5,816	6,090	6,303	6,640
0,0011357	0,0011658	0,0012004	0,0012404	0,0012883	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	5,723	5,999	6,394
0,0011305	0,0011597	0,0011931	0,0012315	0,0012764	0,0013311	0,001556	0,00283	0,00672	0,00869	0,01144
865,4	953,3	1042,9	1134,7	1229,0	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

Hệ số dẫn nhiệt của thép phụ thuộc vào nhiệt độ

Bảng 14

Tên và mác thép	λ , W/m độ						
	Ở nhiệt độ t°C						
	100	200	300	400	500	600	700
Thép cacbon 15 30	54,4 50,1	50,2 46,2	46,1 41,9	41,9 37,7	37,7 33,5	33,5 29,3	— —
Thép crômôlípden 12 MX: 1% Cr, 0,5% Mo...	37,7	35,6	33,5	—	—	—	—
Thép Cromnikenvonfram chịu nhiệt 69: 13 ÷ 15% Cr, 13 ÷ 15% Ni, 2,8% W	15,5	—	18,1	—	—	21,2	22,0
Thép Crôm không gỉ Fe - 1, 15% Co, 12 ÷ 14% Cr 0,5% Mn	22,4	21,2	—	23,5	—	22,0	—
Thép Crômniken không gỉ chống axit 18% Cr, 9% Ni	16,0	17,5	19,2	20,8	22,3	23,8	25,5

Hệ số dẫn nhiệt của một số hợp kim phụ thuộc nhiệt độ

Tên hợp kim	λ W/m độ							
	Ở nhiệt độ, t°C							
	0	20	100	200	300	400	500	600
Hợp kim nhôm:								
92% Al, 8% Mg.	102	106	123	148	—	—	—	—
80% Al, 20% Si	158	161	169	174	—	—	—	—
Đura								
(94 ÷ 96)% Al.								
(3 ÷ 5)% Cu, 0,5% Mg	159	165	181	194	—	—	—	—
Đồng thau:								
90% Cu, 10% Zn	102	—	117	134	149	166	180	193
70% Cu, 30% Zn	106	—	109	110	114	116	120	121
67% Cu, 33% Zn	100	—	107	113	121	128	135	151
60% Cu, 40% Zn	106	—	120	137	152	169	186	200
Nicrôm								
90% Ni, 10% Cr	17,1	17,4	19,0	20,9	22,8	24,6	—	—
80% Ni, 20% Cr	12,2	12,8	13,8	15,6	17,2	19,0	—	22,6
Đồng thanh nhôm								
95% Cu, 5% Al	—	82,6	—	—	—	—	—	—
Đồng đỏ								
90% Cu, 10% Sn	—	41,8	—	—	—	—	—	—
75% Cu, 25% Sn	—	25,6	—	—	—	—	—	—
88% Cu, 10% Zn, 2% Sn	—	47,7	—	—	—	—	—	—
Hợp kim Natri với kali								
22% Na, 78% K	—	—	24,4	—	—	26,6	—	—
Hợp kim chì với bitmút								
44% Pb, 55,5% Bi	—	—	—	9,65	10,9	—	—	—

Thông số vật lý của các loại vật liệu thường gặp **Bảng 16**

Tên vật liệu	ρ , kg/m ³	t, °C	λ , W/mđi	C, kJ/kgđộ
Lớp cách nhiệt bằng các lá nhôm mỏng có lớp không khí dày 10 mm	—	—	$0.0302 + 0.85 \cdot 10^{-4} t$	—
Amian đã chế biến:				
- Loại 3	340	—	$0.087 + 0.24 \cdot 10^{-3} t$	0.816
- Loại 6	650	—	$0.11 + 0.19 \cdot 10^{-3} t$	0.816
Các tông amian	900	—	$0.16 + 0.17 \cdot 10^{-3} t$	0.816
Dây amian	800	—	$0.13 + 0.15 \cdot 10^{-3} t$	0.816
Nhựa đường	2120	0 ÷ 30	$0.60 + 0.74$	1.67
Bê tông trộn đá vụn	2000	0	1.28	0.84
Bê tông xỉ	1500	0	0.70	0.80
Bông dệt vải	80	30	0.042	—
Giấy thường	—	20	0.14	1.51
Thạch cao (khô, định hình)	1250	20	0.43	0.80 ÷ 0.92
Đất sét	1600 ÷ 2000	20	0.9 ÷ 0.7	0.84
Đất sét chịu lửa	1845	450	1.04	1.09
Gỗ:				
- Gỗ thông ngang thớ	546	0 ÷ 50	0.14 ÷ 0.16	2.72
- Gỗ thông dọc thớ	—	20 ÷ 25	0.35 ÷ 0.72	2.72
- Gỗ dán	600	0	0.15	2.51
Than đá:				
- dùng để tạo khí	1420	20 ÷ 100	3.6 ÷ 4.0	—
- loại thường, cứng	1200 ÷ 1350	20	0.24 ÷ 0.27	—
Bột than đá	730	30 ÷ 150	0.12 ÷ 0.13	—
Cactông	—	20	0.14 ÷ 0.35	1.51
Gạch:				
- gạch đỏ làm bằng máy	1800	0	0.77	0.88
- gạch đỏ làm bằng tay	1700	0	0.70	0.88
- gạch silicat	1900	0	0.81	0.84
Đá (đã thuộc)	—	20	0.14 ÷ 0.16	—
Than cốc dạng bột	449	100	0.191	1.21
Cấu kiện lò hơi:				
- nhiều thạch cao	2000 ÷ 2700	100	0.7 ÷ 2.3	—
- nhiều đá vôi	1000 ÷ 2500	100	0.15 ÷ 2.3	—
- nhiều silicat	300 ÷ 1200	100	0.08 ÷ 0.23	—
Thạch anh kết tinh:				
- ngang trục	—	0	0.72	—
- dọc trục	—	0	1.94	—

Tên vật liệu	ρ , kg/m ³	t, °C	λ , W/m.độ	C, kJ/kg.độ
Muối đèn	165	40	0,07 ÷ 0,12	—
Băng (nước đá)	917	0	2,2	2,26
Vải gai	—	—	0,088	—
Đá phấn	2000	50	0,9	0,88
Đá hoa	2800	0	3,5	0,92
Parafin (sáp)	920	20	0,27	—
Cát sông mịn, khô	1520	0 ÷ 160	0,30 ÷ 0,38	0,8
Cát sông mịn, ẩm	1650	20	1,13	2,09
Thủy tinh hữu cơ	—	20	0,184	—
Các mảnh gỗ bắc khô (lic)	148 ÷ 198	80	0,042 ÷ 0,053	1,76
Lic vụn, các mẫu 4-5mm	85	0 ÷ 60	0,044 ÷ 0,058	1,76
Cao su:				
- loại thường, cứng	1200	0 ÷ 100	0,157 ÷ 0,160	1,38
- loại mềm	—	20	0,13 ÷ 0,16	1,38
Đường cát	1600	0	0,58	1,26
Lưu huỳnh kết tinh hình thoi	—	21	0,28	0,762
Diệp thạch (đá có dầu)	—	94	1,49	—
Mica (ngang qua các lớp)	2600 ÷ 3200	20	0,46 ÷ 0,58	—
Thủy tinh:				
- kính	2550	0 ÷ 100	0,78 ÷ 0,88	0,779
- thủy tinh thường	2500	20	0,74	0,67
- làm nhiệt kế	2590	20	0,96	—
- thủy tinh thạch anh	—	400	1,76	—
- như trên	—	800	2,40	—
- như trên	—	1200	3,05	—
Bóng thủy tinh	154 ÷ 206	88	0,051 ÷ 0,059	—
Sứ	2400	95	1,04	1,09
Sứ	2400	1055	1,96	1,09
Xenlulô	1400	30	0,21	—
Tơ	100	0 ÷ 93	0,043 ÷ 0,06	—
Ébônít	1200	20	0,157 ÷ 0,17	—
Xi lô hơi	1000	0	0,29	0,75
Xi lô cao dạng hạt	500	0	0,15	0,75
Vữa trát tường:				
- Vôi	1600	0	0,70	0,84
- Cát xi măng	1800	0	1,20	0,84

Thông số vật lý của không khí khô ($H = 760 \text{ mmHg}$)

Bảng 17

$t^{\circ}\text{C}$	ρ kg/m^3	C_p kJ/kg độ	λ 10^{-2} W/m độ	α 10^6 m^2/s	μ 10^6 Ns/m^2	ν 10^6 m^2/s	pr
-50	1.584	1.013	2.04	12.7	14.6	9.23	0.728
-40	1.515	1.013	2.12	13.8	15.2	10.04	0.728
-30	1.453	0.013	2.20	14.9	15.7	10.80	0.723
-10	1.395	1.009	2.28	16.2	16.2	11.79	0.716
-10	1.342	1.009	2.36	17.4	16.7	12.43	0.712
0	1.293	1.005	2.44	18.8	17.2	13.28	0.707
10	1.247	1.005	2.51	20.0	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	2.67	22.9	18.6	16.00	0.701
40	1.128	1.005	2.76	24.3	19.1	16.69	0.699
50	1.093	1.005	2.83	25.7	19.6	17.95	0.698
60	1.060	1.005	2.90	27.2	20.1	18.97	0.696
70	1.029	1.005	2.96	28.6	20.6	20.02	0.694
80	1.000	1.005	3.05	30.2	21.1	21.09	0.692
90	0.972	1.005	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	1.909	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	3.017	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	8.50	276.2	51.2	199.3	0.722
1200	0.239	1.210	9.15	316.5	63.5	233.7	0.724

**Thông số vật lý của khí ($H = 760 \text{ mmHg}$;
 $P_{\text{CO}_2} = 0,13$; $P_{\text{H}_2\text{O}} = 0,11$; $P_{\text{N}_2} = 0,76$)**

Bảng 18

$t^\circ\text{C}$	ρ kg/m^3	C_p kJ/kg độ	$\lambda \cdot 10^2$ W/m độ	$a \cdot 10^6$ m^2/s	$\mu \cdot 10^6$ Ns/m^2	$\nu \cdot 10^6$ 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
1 000	0,275	1,306	10,90	303,4	48,4	174,3	0,58
1 100	0,257	1,323	11,75	345,5	50,7	197,1	0,57
1 200	0,240	1,340	12,62	392,4	53,0	221,0	0,56

Thông số vật lý của dầu máy biến áp theo nhiệt độ Bảng 19

$t^\circ\text{C}$	ρ kg/m^3	C_p kJ/kg độ	λ W/m độ	$\mu \cdot 10^4$ Ns/m^2	$\nu \cdot 10^6$ m^2/s	$a \cdot 10^8$ m^2/s	$\beta \cdot 10^4$ $1/\text{độ}$	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	146
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

Thông số vật lý của nước trên đường bão hòa

Bảng 30

t°C	P bar	ρ kg/m ³	i kJ/kg	C _p kJ/kgđộ	$\lambda 10^2$ W/mđộ	$\alpha 10^6$ m ² /s	$\mu 10^6$ Ns/m ²	$\nu 10^6$ m ² /s	$\beta 10^4$ 1/độ	$\sigma 10^4$ N/m	pr
0	1.013	999.9	0.00	4.212	55.1	13.1	1788	1.789	-0.63	756.4	13.67
10	1.013	999.7	42.04	4.191	57.4	13.7	1306	1.306	+0.70	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	983.2	251.1	4.179	65.9	16.0	469.4	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	335.0	4.195	67.4	16.6	355.1	0.365	6.32	625.9	2.21
90	1.013	965.3	377.0	4.208	68.0	16.8	314.9	0.326	6.95	607.2	1.95
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	17.1	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	907.4	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	443.4	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	0.149	14.8	331.6	0.89
230	27.98	827.3	990.2	4.681	63.7	16.4	119.7	0.145	15.9	310.0	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	1135.1	4.949	60.5	15.6	105.9	0.135	19.7	237.4	0.87
270	55.05	767.9	1185.3	5.070	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	191.3	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	13.981	39.5	5.36	66.7	0.126	109	20.21	2.35
370	210.53	450.5	1892.5	40.321	33.7	1.86	56.9	0.126	164	4.71	6.79

Thông số vật lý của hơi nước trên đường bão hòa **Bảng 24**

$t^{\circ}\text{C}$	P bar	ρ kg/m ³	i'' kJ/kg	r kJ/kg	C_p kJ/kgđộ	$\lambda 10^2$ W/mđộ	$a.10^6$ m ² /s	$\mu 10^6$ Ns/m ²	$\nu 10^6$ m ² /s	pr
100	1.013	0.598	2675.9	2256.8	2.135	2.372	18.58	11.79	20.02	1.08
110	1.43	0.826	2691.4	2230.0	2.177	2.489	13.83	12.46	15.07	1.09
120	1.98	1.121	2706.5	2202.8	2.206	2.593	10.50	12.85	11.46	1.08
130	2.70	1.496	2720.7	2174.3	2.257	2.686	7.792	13.24	8.85	1.11
140	3.61	1.966	2734.1	2145.0	2.315	2.791	6.130	13.54	6.89	1.12
150	4.76	2.547	2746.7	2114.3	2.395	2.884	4.728	13.93	5.47	1.16
160	6.18	3.258	2758.0	2082.6	2.479	3.012	3.722	14.32	4.39	1.18
170	7.92	4.122	2768.9	2049.5	2.583	3.128	2.939	14.72	3.57	1.21
180	10.03	5.157	2778.5	2015.2	2.709	3.268	2.339	15.11	2.93	1.25
190	12.55	6.397	2786.4	1978.8	2.856	3.419	1.872	15.60	2.44	1.30
200	15.55	7.862	2793.1	1940.7	3.023	3.547	1.492	15.99	2.03	1.36
210	19.08	9.588	2798.2	1900.5	3.199	3.722	1.214	16.38	1.71	1.41
220	23.20	11.62	2801.5	1857.8	3.408	3.896	0.983	16.87	1.45	1.47
230	27.98	13.99	2803.2	1813.0	3.634	4.094	0.806	17.36	1.24	1.54
240	33.48	16.76	2803.2	1765.6	3.881	4.291	0.658	17.76	1.06	1.61
250	39.78	19.88	2801.1	1715.8	4.158	4.512	0.544	18.25	0.913	1.68
260	46.94	23.72	2796.5	1661.4	4.468	4.802	0.453	18.84	0.794	1.75
270	55.05	28.09	2789.8	1604.4	4.815	5.106	0.378	19.32	0.688	1.82
280	64.19	33.19	2779.7	1542.9	5.234	5.489	0.317	19.91	0.600	1.90
290	74.45	39.15	2766.4	1476.3	5.694	5.827	0.261	20.60	0.526	2.01
300	85.92	46.21	2749.2	1407.3	6.280	6.268	0.261	21.29	0.461	2.13
310	98.70	54.58	2727.4	1325.2	7.118	6.838	0.176	21.98	0.403	2.29
320	112.90	64.72	2700.2	1238.1	8.206	7.513	0.141	22.86	0.353	2.50
330	128.65	77.10	2665.9	1139.7	9.881	8.257	0.108	23.94	0.310	2.86
340	146.08	92.76	2621.9	1027.1	12.35	9.304	0.0811	25.21	0.272	3.35
350	165.37	113.6	2564.5	893.1	16.24	10.70	0.0580	26.58	0.234	4.03
360	186.74	144.0	2481.2	719.7	23.03	12.79	0.0396	29.14	0.202	5.23
370	210.53	203.0	2330.9	438.4	56.52	17.10	0.0150	33.75	0.116	11.10

Độ đen bức xạ toàn phần định mức của vật liệu **Bảng 22**

Tên vật liệu	t, °C	ε
Nhôm nhẵn	50 ÷ 500	0,04 ÷ 0,06
Nhôm có bề mặt nhám	20 ÷ 50	0,06 ÷ 0,07
Đồng đỏ nhẵn	50	0,1
Đồng đỏ nhám	50 ÷ 150	0,55
Vonfram	200	0,05
Vonfram	600 ÷ 1000	0,1 ÷ 0,16
Vonfram	1500 ÷ 2200	0,24 ÷ 0,31
Sắt:		
— điện phân, được đánh bóng cẩn thận	175 ÷ 225	0,052 ÷ 0,064
— hàn, được đánh bóng cẩn thận	40 ÷ 250	0,28
— được đánh bóng	425 ÷ 1020	0,144 ÷ 0,377
— sắt tấm chưa gia công	925 ÷ 1115	0,87 ÷ 0,95
Thép:		
— thép tấm được mài nhẵn	940 ÷ 1100	0,52 ÷ 0,61
— bị oxy hóa ở 600°C	200 ÷ 600	0,79
— bị oxy hóa bề mặt xù xì	40 ÷ 370	0,94 ÷ 0,97
Gang:		
— được đánh bóng	200	0,21
— được tiện	830 ÷ 990	0,60 ÷ 0,70
— bị oxy hóa ở 600°C	200 ÷ 600	0,64 ÷ 0,78
— xù xì, bị oxy hóa nhiều.	40 ÷ 250	0,96
Vàng, được đánh bóng cẩn thận	225 ÷ 625	0,018 ÷ 0,035
Đồng thau:		
— được đánh bóng cẩn thận, thành phần khối lượng 73,2% Cu, 26,7% Zn	245 ÷ 355	0,028 ÷ 0,031
— được dát mỏng với bề mặt tự nhiên	22	0,06
— bị mờ đục	50 ÷ 350	0,22
— bị oxy hóa khi đốt nóng dưới 600°C	200 ÷ 600	0,61 ÷ 0,59
Đồng:		
— điện phân, được đánh bóng cẩn thận	80	0,018
— được đánh bóng	115	0,023
— bị đốt nóng liên tục và bị phủ một lớp oxy dày	25	0,78
— bị oxy hóa khi đốt nóng dưới 600°C	200 ÷ 600	0,57 ÷ 0,55

Tên vật liệu	t, °C	ϵ
Bạc kim tinh khiết được đánh bóng	225 ÷ 625	0,054 ÷ 0,105
Các chế phẩm từ bạc kim:		
— sợi mảnh	25 ÷ 1230	0,036 ÷ 0,192
— dây	225 ÷ 1735	0,073 ÷ 0,182
Thủy ngân tinh khiết	0 100	0,09 ÷ 0,12
Bạc nguyên chất được đánh bóng 200 600	0,02 ÷ 0,03	
Crôm	38 ÷ 538	0,08 ÷ 0,26
Các vật liệu chịu lửa, cách nhiệt, xây dựng		
Cactông amian	24	0,96
Gạch samôt	1100	0,75
Gạch đỏ bề mặt xử xì	20	0,93
Sứ có tráng trắng men	20	0,92
Vôi vữa trát xử xì	10 ÷ 90	0,91
Các loại vật liệu khác		
Than đá đã chọn rửa (độ tro 0,9%)	125 ÷ 625	0,81 ÷ 0,79
Nước	0 ÷ 100	0,95 ÷ 0,963
Bề mặt kim loại bị dính ướt	20	0,980
Sơn đen bóng phủ trên bề mặt thép	25	0,875
Sơn đen không bóng	40 ÷ 95	0,96 ÷ 0,90
Các loại sơn dầu màu sắc khác nhau	100	0,92 ÷ 0,96
Sơn kim nhũ (nhôm) trên thép tấm không nhẵn bóng	20	0,39
Cao su mềm đã tinh chế, màu xám	24	0,859
Cao su cứng đã được mài bóng	23	0,945
Thủy tinh	250 ÷ 1000	0,87 ÷ 0,72
Xỉ lò hơi	0 ÷ 100	0,97 ÷ 0,93
Xỉ lò hơi	200 ÷ 500	0,89 ÷ 0,70
Xỉ lò hơi	600 ÷ 1200	0,76 ÷ 0,7
Xỉ lò hơi	1400 ÷ 1800	0,69 ÷ 0,67
Sắt tráng men màu trắng	20	0,9
Muối đèn (mò hống) cỡ hạt > 0,075 mm	40 ÷ 360	0,945
Muối đèn trên thủy tinh nước	20 ÷ 200	0,66
Muối đèn trên bề mặt cứng	50 ÷ 1000	0,96
Thạch cao	20	0,903

Bảng 23. Các tính chất nhiệt vật lý của hơi NH₃ bão hòa.

$t, ^\circ\text{C}$	P, at	$\rho, \text{Kg/m}^3$	$r, \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$	$C_p, \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}\cdot^\circ\text{C}}$	$\lambda, 10^{-2}, \frac{\text{Kcal}}{\text{m}\cdot^\circ\text{C}}$	$a, 10^{-2}, \frac{\text{m}^2}{\text{h}}$	$\mu, 10^6, \frac{\text{Kg}\cdot\text{S}}{\text{m}^2}$	$\nu, 10^6, \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$	Pr
-70	0,111	0,121	349,8	-	1,30	-	0,714	63,12	-
-60	0,226	0,213	344,0	0,51	1,37	12,46	0,748	34,46	0,98
-50	0,417	0,381	337,8	0,52	1,44	7,17	0,780	20,07	1,01
-40	0,732	0,645	331,3	0,54	1,51	4,32	0,816	12,41	1,04
-30	1,219	1,038	324,5	0,57	1,51	2,71	0,852	8,04	1,07
-20	1,940	1,604	317,4	0,59	1,69	1,78	0,886	5,42	1,10
-10	2,966	2,390	309,6	0,62	1,78	1,20	0,928	3,81	1,14
0	4,379	3,452	301,5	0,65	1,90	0,85	0,975	2,77	1,18
10	6,271	4,859	292,8	0,69	2,04	0,61	1,010	2,04	1,21
20	8,741	6,694	283,6	0,73	2,19	0,45	1,065	1,56	1,25
30	11,895	9,034	273,6	0,79	2,36	0,33	1,153	1,28	1,34
40	15,850	12,005	262,8	0,85	2,57	0,25	1,199	0,98	1,40
50	20,727	15,75	251,3	0,92	2,88	0,20	1,332	0,83	1,50
60	26,66	20,35	238,0	1,00	-	-	1,522	0,73	1
70	33,77	26,36	224,6	1,10	-	-	(1,747)	(0,65)	-
80	42,26	33,90	208,8	1,29	-	-	(2,037)	(0,60)	-
90	52,24	43,60	191,1	1,36	-	-	-	-	-
100	63,87	56,10	170,9	1,52	-	-	-	-	-
110	-	-	-	1,74	-	-	-	-	-
120	-	-	-	2,01	-	-	-	-	-
130	-	-	-	2,53	-	-	-	-	-
132,4	-	-	-	-	-	-	2,662	0,11	-

Bảng 24. Các tính chất nhiệt vật lý của NH₃ lỏng ở trạng thái bão hòa.

$t, ^\circ\text{C}$	P, at	$\rho, \text{Kg/m}^3$	$r, \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$	$C_p, \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot \text{độ}}$	$\lambda, \frac{\text{Kcal}}{\text{m} \cdot \text{h} \cdot \text{độ}}$	$a, 10^4 \frac{\text{m}^2}{\text{h}}$	$\mu, 10^4 \frac{\text{Kg} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}$	$\nu, 10^6 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$	$\sigma, 10^4 \frac{\text{Kg}}{\text{m}}$	$\beta, 10^4 \frac{1}{\text{độ}}$	Pr
-77,9	-	-	-	1,032	0,473	-	0,663	-	58,2	-	-
-70	0,111	725,3	349,8	1,036	0,473	6,295	0,483	0,653	56,0	15,6	3,73
-60	0,223	713,8	344,0	1,044	0,475	6,374	0,388	0,533	52,4	16,1	3,01
-50	0,417	702,0	337,8	1,053	0,475	6,426	0,330	0,461	49,0	16,9	2,58
-40	0,732	690,0	331,3	1,060	0,474	6,481	0,291	0,414	45,7	17,7	2,30
-30	1,219	677,7	324,5	1,067	0,472	6,527	0,260	0,376	42,5	18,3	2,07
-20	1,940	665,0	317,3	1,077	0,468	6,534	0,232	0,342	39,2	19,3	1,88
-10	2,966	652,0	309,6	1,087	0,462	6,519	0,210	0,316	36,0	20,2	1,74
0	4,379	638,6	310,5	1,098	0,451	6,432	0,191	0,293	33,0	21,1	1,64
10	6,271	624,7	292,8	1,110	0,438	6,316	0,172	0,270	29,9	22,5	1,54
20	8,741	610,3	283,6	1,125	0,425	6,190	0,155	0,249	26,9	23,9	1,45
30	11,895	595,2	273,6	1,146	0,408	5,982	0,140	0,230	23,9	25,7	1,38
40	15,850	579,5	262,8	1,170	0,391	5,779	0,128	0,216	21,0	27,9	1,34
50	20,727	562,8	251,3	1,199	0,372	5,513	0,116	0,202	18,1	30,3	1,32
60	26,66	544,0	238,0	1,230	0,353	5,276	0,105	0,189	15,2	33,2	1,29
70	33,77	524,8	224,6	1,270	-	-	0,094	0,176	-	36,8	-
80	42,26	504,2	208,8	1,321	-	-	0,084	0,163	-	42,3	-
90	52,24	481,6	191,1	-	-	-	0,075	0,153	-	-	-
100	63,87	456,3	170,9	1,481	-	-	0,065	0,140	-	-	-
132,4	-	242,0	-	-	-	-	0,027	0,109	-	-	-

Bảng 25. Các tính chất nhiệt vật lý của K12 lỏng ở trạng thái bão hòa

$t, ^\circ\text{C}$	P, at	$\rho, \text{Kg/m}^3$	$r, \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$	$C_p, \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}}$	$\lambda, \frac{\text{Kcal}}{\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$	$a, 10^4, \frac{\text{m}^2}{\text{h}}$	$\mu, 10^4, \frac{\text{Kg} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}$	$\nu, 10^6, \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$	$\sigma, 10^4, \frac{\text{Kg}}{\text{m}}$	$\beta, 10^4, \frac{1}{^\circ\text{C}}$	Pr
-40	0,6551	1517	40,81	0,211	0,086	2,69	0,431	0,280	18,4	19,76	3,79
-30	1,0245	1487	39,97	0,214	0,082	2,58	0,385	0,254	16,9	20,86	3,55
-20	1,5396	1456	39,06	0,217	0,078	2,47	0,349	0,236	15,6	21,90	3,44
-10	2,2342	1425	38,07	0,220	0,074	2,36	0,320	0,220	14,4	20,00	3,36
0	3,1465	1394	36,99	0,223	0,070	2,25	0,300	0,211	12,6	23,75	3,38
10	4,3135	1362	35,82	0,227	0,066	2,14	0,283	0,204	11,3	24,55	3,44
20	5,7786	1329	34,53	0,231	0,062	2,02	0,270	0,199	10,0	26,62	3,55
30	7,5810	1293	33,11	0,235	0,058	1,91	0,256	0,194	8,7	27,20	3,66
40	9,7707	1255	31,53	0,239	0,054	1,80	0,245	0,191	7,3	28,92	3,82
50	12,386	1213	29,75	0,259	0,050	1,59	0,248	0,186	0,24	32,98	4,21
60	15,481	1167	27,92	0,267	0,046	1,48	0,232	0,184	4,36	37,70	4,49
70	19,096	1103	25,80	0,277	0,041	1,33	0,223	0,183	3,27	44,62	4,97
80	23,290	1064	23,33	0,292	0,036	1,16	0,217	0,182	2,46	54,51	5,65
90	28,107	999	20,29	0,308	0,031	-	0,213	-	1,72	-	-
100	33,614	913	16,15	0,344	0,025	-	0,206	-	0,98	-	-
110	39,874	742	7,45	-	0,015	-	0,205	-	-	-	-

Bảng 26. Các tính chất nhiệt vật lý của hơi R12 bão hòa.

$t, ^\circ\text{C}$	P, at	$\rho, \text{Kg/m}^3$	$r, \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$	$C_p, \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}}$	$\lambda \cdot 10^2, \frac{\text{Kcal}}{\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$	$a \cdot 10^2, \frac{\text{m}^2}{\text{h}}$	$\mu \cdot 10^6, \frac{\text{Kg} \cdot \text{S}}{\text{m}^2}$	$\nu \cdot 10^6, \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$	Pr
-80	0,064	0,471	44,5	0,109	0,48	9,35	1,00	20,80	0,80
-70	0,126	0,888	43,0	0,112	0,51	5,13	1,04	11,50	0,81
-60	0,232	1,564	42,3	0,116	0,54	2,98	1,06	6,65	0,80
-50	0,400	2,595	41,6	0,119	0,57	1,85	1,09	4,12	0,80
-40	0,655	4,097	40,8	0,124	0,60	1,18	1,11	2,66	0,81
-30	1,024	6,200	40,0	0,128	0,63	0,79	1,14	1,80	0,82
-20	1,540	9,034	39,1	0,133	0,67	0,558	1,17	1,27	0,82
-10	2,234	12,80	38,1	0,139	0,72	0,405	1,20	0,92	0,82
0	3,146	17,65	37,0	0,144	0,77	0,303	1,24	0,69	0,82
10	4,314	23,79	35,8	0,152	0,84	0,232	1,29	0,53	0,82
20	5,779	31,50	34,5	0,160	0,92	0,183	1,35	0,42	0,83
30	7,581	41,11	31,1	0,170	1,01	1,145	1,41	0,34	0,84
40	9,771	53,13	31,5	0,177	1,09	0,116	1,48	0,27	0,85
50	12,386	68,56	29,8	0,188	1,19	0,092	1,55	0,22	0,86
60	15,181	85,09	27,9	0,203	1,32	0,076	1,64	0,19	0,89

Bảng 27 Các tính chất nhiệt vật lý của R22 lỏng ở trạng thái bão hòa.

$t, ^\circ\text{C}$	P, at	ρ'' Kg/m^3	r $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$	C_p $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}}$	λ $\frac{\text{Kcal}}{\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$	$a \cdot 10^4$ $\frac{\text{m}^2}{\text{h}}$	$\mu \cdot 10^4$ $\frac{\text{KG} \cdot \text{S}}{\text{m}^2}$	$\nu \cdot 10^6$ $\frac{\text{m}^2}{\text{s}}$	$\sigma \cdot 10^4$ $\frac{\text{KG}}{\text{m}}$	$\beta \cdot 10^4$ $\frac{1}{^\circ\text{C}}$	Pr
-70	0,209	1489	59,85	0,227	0,107	3,16	0,661	0,434	23,5	15,69	3,94
-60	0,382	1465	58,53	0,235	0,103	3,00	0,484	0,323	21,9	16,91	3,88
-50	0,660	1439	57,20	0,243	0,100	2,86	0,404	0,275	20,5	19,50	3,46
-40	1,076	1411	55,85	0,250	0,096	2,71	0,358	0,249	18,8	19,84	3,31
-30	1,679	1382	54,35	0,258	0,093	2,60	0,326	0,232	17,2	20,82	3,20
-20	2,51	1350	52,77	0,266	0,089	2,48	0,301	0,218	15,5	23,74	3,17
-10	3,63	1318	51,20	0,274	0,086	2,38	0,282	0,210	13,9	24,52	3,18
0	5,10	1285	49,43	0,282	0,082	2,26	0,268	0,204	12,25	29,72	3,25
10	6,99	1249	47,36	0,290	0,078	2,16	0,254	0,199	10,60	29,53	3,32
20	9,35	1213	45,00	0,298	0,075	2,08	0,243	0,197	9,19	30,51	3,41
30	12,26	1176	42,34	0,305	0,071	1,98	0,234	0,196	7,74	33,70	3,55
40	15,79	1132	39,35	0,313	0,068	1,91	0,226	0,196	6,14	39,95	3,67
50	20,03	1084	37,10	0,321	0,064	1,84	0,217	0,196	4,76	45,50	3,78
60	24,92	1032	33,90	0,328	0,061	1,80	0,212	0,202	3,44	54,60	3,92
70	30,67	969	30,00	0,336	0,063	1,77	0,205	0,208	2,17	68,83	4,11
80	37,32	895	25,00	0,344	0,054	1,75	0,200	0,219	1,14	95,71	4,41

Bảng 20. Các tính chất nhiệt vật lý của hơi R22 bão hòa.

$t, ^\circ\text{C}$	P, at	$\rho, \text{Kg/m}^3$	$r, \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$	$C_p, \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot \text{độ}}$	$\lambda \cdot 10^2, \frac{\text{Kcal}}{\text{m} \cdot \text{h} \cdot \text{độ}}$	$a \cdot 10^2, \frac{\text{m}^2}{\text{h}}$	$\mu \cdot 10^6, \frac{\text{Kg} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}$	$\nu \cdot 10^6, \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$	Pr
-100	0,021	0,120	63,80	0,120	0,0060	418,7	0,78	63,8	0,55
-80	0,105	0,563	61,15	0,124	0,0068	96,73	0,88	15,3	0,57
-60	0,382	1,869	58,53	0,129	0,0073	30,33	0,98	5,14	0,61
-50	0,660	3,096	57,20	0,132	0,0076	18,44	1,02	3,23	0,63
-40	1,076	4,878	55,85	0,136	0,0080	12,06	1,07	2,15	0,64
-30	1,679	7,407	54,35	0,140	0,0083	7,96	1,11	1,47	0,66
-20	2,51	10,76	52,77	0,144	0,0086	5,55	1,14	1,04	0,67
-10	3,63	15,29	51,20	0,148	0,0089	3,95	1,19	0,763	0,70
0	5,10	21,23	49,43	0,153	0,0092	2,83	1,22	0,563	0,72
10	6,99	28,90	47,36	0,160	0,0095	2,04	1,25	0,424	0,75
20	9,35	38,76	45,00	0,169	0,0098	1,49	1,30	0,329	0,79
30	12,26	51,55	42,34	0,180	0,0101	1,09	1,33	0,253	0,84
40	15,79	67,57	39,35	0,192	0,0104	0,80	1,37	0,199	0,90
50	20,03	88,5	37,10	0,205	-	-	-	-	-
60	24,92	111,5	33,90	-	0,0110	-	1,42	0,125	-

Các tính chất nhiệt vật lý của dung dịch muối NaCl.

ξ	t_d	β_{15}	t	C	λ	$\mu \cdot 10^4$	$\nu \cdot 10^6$	$n \cdot 10^4$	Pr
%	°C	Kg/m ³	°C	$\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot \text{độ}}$	$\frac{\text{Kcal}}{\text{m} \cdot \text{h} \cdot \text{độ}}$	$\frac{\text{KG.S}}{\text{m}^2}$	m ² /s	m ² /h	
7	-4,4	1050	20	0,918	0,510	1,10	1,03	5,31	6,9
			10	0,916	0,495	1,44	1,34	5,16	9,4
			0	0,914	0,481	1,91	1,78	5,02	12,7
			-4	0,912	0,478	2,20	2,06	5,00	14,8
11	-7,5	1080	20	0,883	0,510	1,17	1,06	5,33	7,2
			10	0,880	0,490	1,55	1,41	5,15	9,9
			0	0,878	0,478	2,06	1,87	5,03	13,4
			-5	0,877	0,472	2,49	2,26	4,98	16,4
			-7,5	0,877	0,469	2,70	2,45	4,96	17,8
13,6	-9,8	1100	20	0,862	0,510	1,25	1,12	5,40	7,4
			10	0,860	0,488	1,65	1,47	5,15	10,3
			0	0,857	0,476	2,19	1,95	5,07	13,9
			-5	0,856	0,470	2,66	2,37	5,00	17,1
			-9,8	0,855	0,464	3,50	3,13	4,94	22,9
16,2	-12,2	1120	20	0,844	0,493	1,34	1,20	5,21	8,3
			10	0,842	0,489	1,76	1,57	5,18	10,9
			-5	0,838	0,468	2,89	2,58	5,00	18,6
			-10	0,837	0,460	3,56	3,18	4,93	23,2
			-12,2	0,836	0,458	4,30	3,84	4,90	28,3
18,8	-15,1	1140	20	0,827	0,500	1,46	1,26	5,32	8,5
			10	0,825	0,487	1,89	1,63	5,17	11,4
			0	0,822	0,473	2,61	2,25	5,05	16,1
			-5	0,820	0,466	3,18	2,74	5,00	19,8
			-10	0,819	0,458	3,95	3,40	4,92	24,8
			-15	0,818	0,451	4,87	4,19	4,86	31,0
21,2	-18,2	1160	20	0,811	0,498	1,58	1,33	5,27	9,1
			10	0,808	0,484	2,05	1,73	5,17	12,1
			0	0,806	0,470	2,88	2,44	5,03	17,5
			-5	0,804	0,463	3,51	2,96	4,96	21,5
			-10	0,803	0,456	4,39	3,70	4,90	27,1
			-15	0,802	0,449	5,38	4,55	4,85	33,9
			-18	0,802	0,445	6,20	5,24	4,80	39,4
23,1	-21,2	1175	20	0,799	0,486	1,70	1,42	5,30	9,6
			10	0,796	0,472	2,20	1,84	5,05	13,1
			0	0,794	0,468	3,10	2,59	5,02	18,6
			-5	0,793	0,461	3,82	3,20	4,95	23,3
			-10	0,791	0,454	4,80	4,02	4,89	29,5
			-15	0,790	0,447	5,86	4,90	4,83	36,5
			-21	0,789	0,442	7,90	6,60	4,77	50,0

Vật liệu cách nhiệt mới

Vật liệu cách nhiệt	ρ KG/m ³	λ $\frac{\text{Kcal}}{\text{m.h.độ}}$	R (Kg/cm ²)
Mốp xốp Polystirol	30	0,035	1,5
Mốp xốp Polyuretan	40	0,030	1,5
Mốp xốp Polyclovinyl	65	0,028	17,0
Mốp xốp êbôxi	18	0,028	1,5
Mốp xốp Phê-nôl rezôl	50	0,035	–
Tấm nhựa tổ ong	45	0,045	–
Mốp xốp làm từ nhựa phoocmaldehyt biến tính	10 ÷ 15	0,02 ÷ 0,025	2,5

Hàm biến điệu Betxen loại một cấp không và cấp một Bảng 34

x	$I_0(x)$	$I_1(x)$	x	$I_0(x)$	$I_1(x)$
0.0	1.0000	0.0000	3.0	4.881	3.953
0.1	1.0025	0.0501	3.1	5.294	4.326
0.2	1.0100	0.1005	3.2	5.747	4.734
0.3	1.0226	0.1517	3.3	6.243	5.181
0.4	1.0404	0.2040	3.4	6.785	5.670
0.5	1.0635	0.2579	3.5	7.378	6.206
0.6	1.0920	0.3137	3.6	8.028	6.793
0.7	1.1263	0.3719	3.7	8.739	7.436
0.8	1.1665	0.4329	3.8	9.517	8.140
0.9	1.2130	0.4971	3.9	10.369	8.913
1.0	1.2661	0.5652	4.0	11.30	9.76
1.1	1.3262	0.6375	4.1	12.32	10.69
1.2	1.3937	0.7147	4.2	13.44	11.71
1.3	1.4693	0.7973	4.3	14.67	12.82
1.4	1.5534	0.8861	4.4	16.01	14.05
1.5	1.6467	0.9817	4.5	17.48	15.39
1.6	1.7500	1.0848	4.6	19.09	16.86
1.7	1.8640	1.1963	4.7	20.86	18.48
1.8	1.9896	1.3172	4.8	22.79	20.25
1.9	2.1277	1.4482	4.9	24.91	22.20
2.0	2.280	1.591	5.0	27.24	24.34
2.1	2.446	1.746	5.1	29.79	26.68
2.2	2.629	1.914	5.2	32.58	29.25
2.3	2.830	2.098	5.3	35.65	32.08
2.4	3.049	2.298	5.4	39.01	35.18
2.5	3.290	2.517	5.5	42.70	38.59
2.6	3.553	2.755	5.6	46.74	42.33
2.7	3.842	3.016	5.7	51.17	46.44
2.8	4.157	3.301	5.8	56.04	50.95
2.9	4.503	3.613	5.9	61.38	55.90

Hàm biến điệu Betxen loại hai cấp không và cấp một Bảng 32

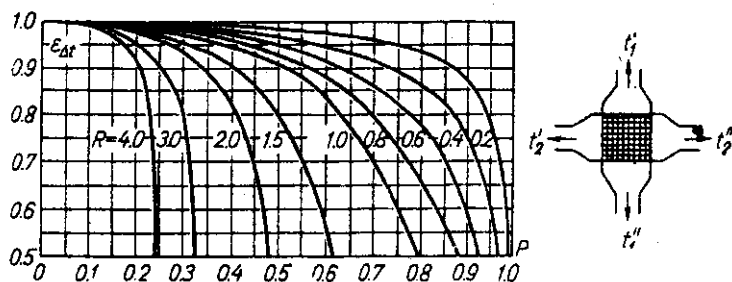
x	$K_0(x)$	$K_1(x)$	x	$K_0(x)$	$K_1(x)$
0.0	∞	∞	2.2	0.089	0.108
0.1	2.447	9.854	2.3	0.078	0.0942
0.2	1.753	4.776	2.4	0.071	0.0832
0.3	1.373	3.056	2.5	0.062	0.0739
0.4	1.115	2.184	2.6	0.055	0.0660
0.5	0.924	1.656	2.7	0.049	0.0581
0.6	0.775	1.303	2.8	0.044	0.0503
0.7	0.661	1.050	2.9	0.039	0.0456
0.8	0.565	0.862	3.0	0.0347	0.0402
0.9	0.487	0.717	3.1	0.0309	0.0356
1.0	0.421	0.602	3.2	0.0283	0.0314
1.1	0.366	0.509	3.3	0.0251	0.0283
1.2	0.318	0.435	3.4	0.0220	0.0251
1.3	0.278	0.372	3.5	0.0196	0.0222
1.4	0.244	0.320	3.6	0.0173	0.0204
1.5	0.214	0.278	3.7	0.0157	0.0173
1.6	0.188	0.241	3.8	0.0141	0.0157
1.7	0.165	0.209	3.9	0.0126	0.0141
1.8	0.146	0.183	4.0	0.0112	0.0125
1.9	0.129	0.160	4.5	0.0064	0.00708
2.0	0.114	0.140	5.0	0.0037	0.00404
2.1	0.100	0.122			

Hàm số mũ và hypebôlic

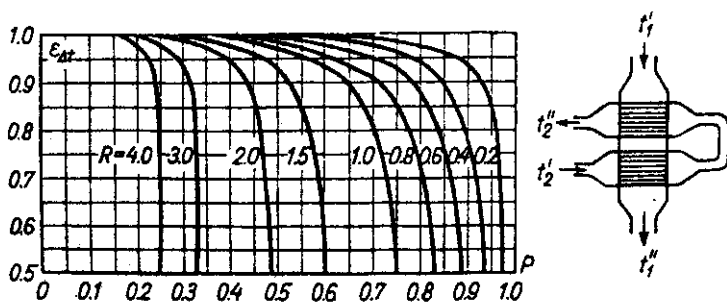
Bảng 33

x	e^{+x}	e^{-x}	shx	chx	thx
0.0	1.00	1.00	0.000	1.000	0.000
0.1	1.11	0.90	0.100	1.005	0.100
0.2	1.22	0.82	0.201	1.020	0.197
0.3	1.34	0.74	0.305	1.045	0.291
0.4	1.49	0.67	0.411	1.081	0.380
0.5	1.64	0.61	0.521	1.128	0.462
0.6	1.82	0.55	0.637	1.186	0.537
0.7	2.00	0.50	0.759	1.255	0.604
0.8	2.22	0.45	0.888	1.337	0.664
0.9	2.46	0.41	1.027	1.433	0.716
1.0	2.72	0.37	1.175	1.543	0.762
1.1	3.00	0.33	1.336	1.668	0.810
1.2	3.32	0.30	1.510	1.811	0.834
1.3	3.70	0.27	1.698	1.971	0.862
1.4	4.06	0.25	1.904	2.151	0.885
1.5	4.50	0.22	2.129	2.352	0.905
1.6	4.95	0.20	2.376	2.577	0.922
1.7	5.55	0.18	2.646	2.828	0.935
1.8	6.05	0.17	2.942	3.108	0.947
1.9	6.63	0.15	3.268	3.418	0.956
2.0	7.39	0.14	3.627	3.762	0.964
2.1	8.12	0.12	4.022	4.144	0.971
2.2	9.03	0.11	4.457	4.568	0.976
2.3	9.98	0.10	4.937	5.037	0.980
2.4	11.0	0.091	5.466	5.557	0.984
2.5	12.3	0.083	6.050	6.132	0.987
2.6	13.5	0.074	6.695	6.769	0.989
2.7	14.8	0.067	7.406	7.474	0.991
2.8	16.4	0.061	8.192	8.253	0.993
2.9	18.2	0.055	9.060	9.115	0.994
3.0	20.1	0.050	10.018	10.068	0.995

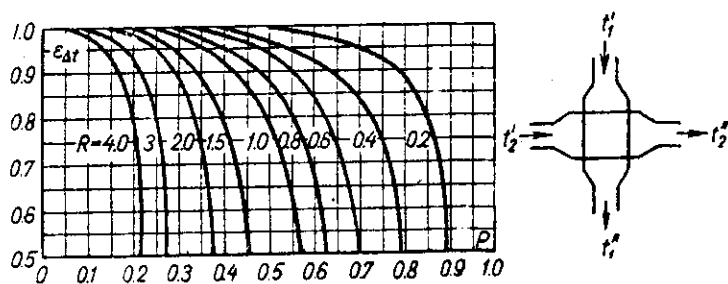
Các đồ thị tính thiết bị trao đổi nhiệt



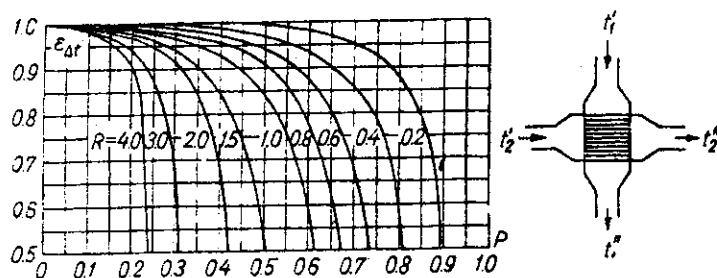
Hình 1 – $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$



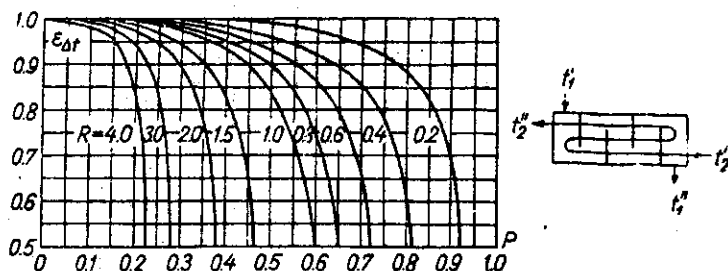
Hình 2 – $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$



Hình 3 - $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$



Hình 4 - $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$



Hình 5 - $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$

Bảng tính đổi giữa °C thành °F và ngược lại

Temperature			Temperature			Temperature		
°C	C or F	°F	°C	C or F	°F	°C	C or F	°F
-40.0	-40	-40.0	-23.3	-10	+14.0	-6.7	+20	+68.0
-39.4	-39	-38.2	-22.8	-9	+15.8	-6.1	+21	+69.8
-38.9	-38	-36.4	-22.2	-8	+17.6	-5.6	+22	+71.6
-38.3	-37	-34.6	-21.7	-7	+19.4	-5.0	+23	+73.4
-37.8	-36	-32.8	-21.1	-6	+21.2	-4.4	+24	+75.2
-37.2	-35	-31.0	-20.6	-5	+23.0	-3.9	+25	+77.0
-36.7	-34	-29.2	-20.0	-4	+24.8	-3.3	+26	+78.8
-36.1	-33	-27.4	-19.4	-3	+26.6	-2.8	+27	+80.6
-35.6	-32	-25.6	-18.9	-2	+28.4	-2.2	+28	+82.4
-35.0	-31	-23.8	-18.3	-1	+30.2	-1.7	+29	+84.2
-34.4	-30	-22.0	-17.8	+0	+32.0	-1.1	+30	+86.0
-33.9	-29	-20.2	-17.2	+1	+33.8	-0.6	+31	+87.8
-33.3	-28	-18.4	-16.7	+2	+35.6	+0.0	+32	+89.6
-32.8	-27	-16.6	-16.1	+3	+37.4	+0.6	+33	+91.4
-32.2	-26	-14.8	-15.6	+4	+39.2	+1.1	+34	+93.2
-31.7	-25	-13.0	-15.0	+5	+41.0	+1.7	+35	+95.0
-31.1	-24	-11.2	-14.4	+6	+42.8	+2.2	+36	+96.8
-30.6	-23	-9.4	-13.9	+7	+44.6	+2.8	+37	+98.6
-30.0	-22	-7.6	-13.3	+8	+46.4	+3.3	+38	+100.4
-29.4	-21	-5.8	-12.8	+9	+48.2	+3.9	+39	+102.2
-28.9	-20	-4.0	-12.2	+10	+50.0	+4.4	+40	+104.0
-28.3	-19	-2.2	-11.7	+11	+51.8	+5.0	+41	+105.8
-27.8	-18	-0.4	-11.1	+12	+53.6	+5.6	+42	+107.6
-27.2	-17	+1.4	-10.6	+13	+55.4	+6.1	+43	+109.4
-26.7	-16	+3.2	-10.0	+14	+57.2	+6.7	+44	+111.2
-26.1	-15	+5.0	-9.4	+15	+59.0	+7.2	+45	+113.0
-25.6	-14	+6.8	-8.9	+16	+60.8	+7.8	+46	+114.8
-25.0	-13	+8.6	-8.3	+17	+62.6	+8.3	+47	+116.6
-24.4	-12	+10.4	-7.8	+18	+64.4	+8.9	+48	+118.4
-23.9	-11	+12.2	-7.2	+19	+66.2	+9.4	+49	+120.2

Temperature			Temperature			Temperature		
°C	C or F	°F	°C	C or F	°F	°C	C or F	°F
+ 10.0	+ 50	+ 122.0	+ 26.7	+ 80	+ 176.0	+ 43.3	+ 110	+ 230.0
+ 10.6	+ 51	+ 123.8	+ 27.2	+ 81	+ 177.8	+ 43.9	+ 111	+ 231.8
+ 11.1	+ 52	+ 125.6	+ 27.8	+ 82	+ 179.6	+ 44.4	+ 112	+ 233.6
+ 11.7	+ 53	+ 127.4	+ 28.3	+ 83	+ 181.4	+ 45.0	+ 113	+ 235.4
+ 12.2	+ 54	+ 129.2	+ 28.9	+ 84	+ 183.2	+ 45.6	+ 114	+ 237.2
+ 12.8	+ 55	+ 131.0	+ 29.4	+ 85	+ 185.0	+ 46.1	+ 115	+ 239.0
+ 13.3	+ 56	+ 132.8	+ 30.0	+ 86	+ 186.8	+ 46.7	+ 116	+ 240.8
+ 13.9	+ 57	+ 134.6	+ 30.6	+ 87	+ 188.6	+ 47.2	+ 117	+ 242.6
+ 14.4	+ 58	+ 136.4	+ 31.1	+ 88	+ 190.4	+ 47.8	+ 118	+ 244.4
+ 15.0	+ 59	+ 138.2	+ 31.7	+ 89	+ 192.2	+ 48.3	+ 119	+ 246.2
+ 15.6	+ 60	+ 140.0	+ 32.2	+ 90	+ 194.0	+ 48.9	+ 120	+ 248.0
+ 16.1	+ 61	+ 141.8	+ 32.8	+ 91	+ 195.8	+ 49.4	+ 121	+ 249.8
+ 16.7	+ 62	+ 143.6	+ 33.3	+ 92	+ 197.6	+ 50.0	+ 122	+ 251.6
+ 17.2	+ 63	+ 145.4	+ 33.9	+ 93	+ 199.4	+ 50.6	+ 123	+ 253.4
+ 17.8	+ 64	+ 147.2	+ 34.4	+ 94	+ 201.2	+ 51.1	+ 124	+ 255.2
+ 18.3	+ 65	+ 149.0	+ 35.0	+ 95	+ 203.0	+ 51.7	+ 125	+ 257.0
+ 18.9	+ 66	+ 150.8	+ 35.6	+ 96	+ 204.8	+ 52.2	+ 126	+ 258.8
+ 19.4	+ 67	+ 152.6	+ 36.1	+ 97	+ 206.6	+ 52.8	+ 127	+ 260.6
+ 20.0	+ 68	+ 154.4	+ 36.7	+ 98	+ 208.4	+ 53.3	+ 128	+ 262.4
+ 20.6	+ 69	+ 156.2	+ 37.2	+ 99	+ 210.2	+ 53.9	+ 129	+ 264.2
+ 21.1	+ 70	+ 158.0	+ 37.8	+ 100	+ 212.0	+ 54.4	+ 130	+ 266.0
+ 21.7	+ 71	+ 159.8	+ 38.3	+ 101	+ 213.8	+ 55.0	+ 131	+ 267.8
+ 22.2	+ 72	+ 161.6	+ 38.9	+ 102	+ 215.6	+ 55.6	+ 132	+ 269.6
+ 22.8	+ 73	+ 163.4	+ 39.4	+ 103	+ 217.4	+ 56.1	+ 133	+ 271.4
+ 23.3	+ 74	+ 165.2	+ 40.0	+ 104	+ 219.2	+ 56.7	+ 134	+ 273.2
+ 23.9	+ 75	+ 167.0	+ 40.6	+ 105	+ 221.0	+ 57.2	+ 135	+ 275.0
+ 24.4	+ 76	+ 168.8	+ 41.1	+ 106	+ 222.8	+ 57.8	+ 136	+ 276.8
+ 25.0	+ 77	+ 170.6	+ 41.7	+ 107	+ 224.6	+ 58.3	+ 137	+ 278.6
+ 25.6	+ 78	+ 172.4	+ 42.2	+ 108	+ 226.4	+ 58.9	+ 138	+ 280.4
+ 26.1	+ 79	+ 174.2	+ 42.8	+ 109	+ 228.2	+ 59.4	+ 139	+ 282.2

Temperature			Temperature			Temperature		
°C	C or F	°F	°C	C or F	°F	°C	C or F	°F
+60.0	+140	+284.0	+76.7	+170	+338.0	+93.3	+200	+392.0
+60.6	+141	+285.8	+77.2	+171	+339.8	+93.9	+201	+393.8
+61.1	+142	+287.6	+77.8	+172	+341.6	+94.4	+202	+395.6
+61.7	+143	+289.4	+78.3	+173	+343.4	+95.0	+203	+397.4
+62.2	+144	+291.2	+78.9	+174	+345.2	+95.6	+204	+399.2
+62.8	+145	+293.0	+79.4	+175	+347.0	+96.1	+205	+401.0
+63.3	+146	+294.8	+80.0	+176	+348.8	+96.7	+206	+402.8
+63.9	+147	+296.6	+80.6	+177	+350.6	+97.2	+207	+404.6
+64.4	+148	+298.4	+81.1	+178	+352.4	+97.8	+208	+406.4
+65.0	+149	+300.2	+81.7	+179	+354.2	+98.3	+209	+408.2
+65.6	+150	+302.0	+82.2	+180	+356.0	+98.9	+210	+410.0
+66.1	+151	+303.8	+82.8	+181	+357.8	+99.4	+211	+411.8
+66.7	+152	+305.6	+83.3	+182	+359.6	+100.0	+212	+413.6
+67.2	+153	+307.4	+83.9	+183	+361.4	+100.6	+213	+415.4
+67.8	+154	+309.2	+84.4	+184	+363.2	+101.1	+214	+417.2
+68.3	+155	+311.0	+85.0	+185	+365.0	+101.7	+215	+419.0
+68.9	+156	+312.8	+85.6	+186	+366.8	+102.2	+216	+420.8
+69.4	+157	+314.6	+86.1	+187	+368.6	+102.8	+217	+422.6
+70.0	+158	+316.4	+86.7	+188	+370.4	+103.3	+218	+424.4
+70.6	+159	+318.2	+87.2	+189	+372.2	+103.9	+219	+426.2
+71.1	+160	+320.0	+87.8	+190	+374.0	+104.4	+220	+428.0
+71.7	+161	+321.8	+88.3	+191	+375.8	+105.0	+221	+429.8
+72.2	+162	+323.6	+88.9	+192	+377.6	+105.6	+222	+431.6
+72.8	+163	+325.4	+89.4	+193	+379.4	+106.1	+223	+433.4
+73.3	+164	+327.2	+90.0	+194	+381.2	+106.7	+224	+435.2
+73.9	+165	+329.0	+90.6	+195	+383.0	+107.2	+225	+437.0
+74.4	+166	+330.8	+91.1	+196	+384.8	+107.8	+226	+438.8
+75.0	+167	+332.6	+91.7	+197	+386.6	+108.3	+227	+440.6
+75.6	+168	+334.4	+92.2	+198	+388.4	+108.9	+228	+442.4
+76.1	+169	+336.2	+92.8	+199	+390.2	+109.4	+229	+444.2

Temperature			Temperature			Temperature		
°C	C or F	°F	°C	C or F	°F	°C	C or F	°F
+ 110.0	+ 230	+ 446.0	+ 121.1	+ 250	+ 482.0	+ 137.8	+ 280	+ 536.0
+ 110.6	+ 231	+ 447.8	+ 121.7	+ 251	+ 483.8	+ 138.9	+ 282	+ 539.6
+ 111.1	+ 232	+ 449.6	+ 122.2	+ 252	+ 485.6	+ 140.0	+ 284	+ 543.2
+ 111.7	+ 233	+ 451.4	+ 122.8	+ 253	+ 487.4	+ 141.1	+ 286	+ 546.8
+ 112.2	+ 234	+ 453.2	+ 123.3	+ 254	+ 489.2	+ 142.2	+ 288	+ 550.4
+ 112.8	+ 235	+ 455.0	+ 123.9	+ 255	+ 491.0	+ 143.3	+ 290	+ 554.0
+ 113.3	+ 236	+ 456.8	+ 124.4	+ 256	+ 492.8	+ 144.4	+ 292	+ 557.6
+ 113.9	+ 237	+ 458.6	+ 125.0	+ 257	+ 494.6	+ 145.6	+ 294	+ 561.2
+ 114.4	+ 238	+ 460.4	+ 125.6	+ 258	+ 496.4	+ 146.7	+ 296	+ 564.8
+ 115.0	+ 239	+ 462.2	+ 126.1	+ 259	+ 498.2	+ 147.8	+ 298	+ 568.4
+ 115.6	+ 240	+ 464.0	+ 126.7	+ 260	+ 500.0			
+ 116.1	+ 241	+ 465.8	+ 127.8	+ 262	+ 503.6			
+ 116.7	+ 242	+ 467.6	+ 128.9	+ 264	+ 507.2			
+ 117.2	+ 243	+ 469.4	+ 130.0	+ 266	+ 510.8			
+ 117.8	+ 244	+ 471.2	+ 131.1	+ 268	+ 514.4			
+ 118.3	+ 245	+ 473.0	+ 132.2	+ 270	+ 518.0			
+ 118.9	+ 246	+ 474.8	+ 133.3	+ 272	+ 521.6			
+ 119.4	+ 247	+ 476.6	+ 134.4	+ 274	+ 525.2			
+ 120.0	+ 248	+ 478.4	+ 135.6	+ 276	+ 528.8			
+ 120.6	+ 249	+ 480.2	+ 136.7	+ 278	+ 532.4			

Cách dùng:

* Giả sử đồng hồ nhiệt độ chỉ 70°C, muốn đổi ra °F thì làm như sau:

Tra cột "C or F" ở giá trị + 70 sau đó giống ngang sang cột °F sẽ được là + 158,0 °F.

* Nếu đồng hồ chỉ 120°F, muốn đổi ra °C thì làm như sau:

Tra cột "C or F" ở giá trị + 120 sau đó giống ngang sang bên trái ở cột °C sẽ được là + 48,9 °C.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. O.M. Rabinovich.

Các bài tập chọn lọc về nhiệt kỹ thuật.
Nhà xuất bản chế tạo máy - Moscow 1969

2 - Drujkob

Các bài tập chọn lọc về nhiệt động học kỹ thuật và truyền nhiệt.
Nhà xuất bản Đại học - Moscow 1968

3 - B.A. Kirilin

Các bài tập chọn lọc về Nhiệt động học kỹ thuật.
Nhà xuất bản Năng Lượng - 1957.

4 - Andrianova

Các bài tập chọn lọc về Nhiệt động học kỹ thuật.
Nhà xuất bản Năng Lượng - 1962.

5 - E. Krasnoshchekob, A. Sukomel

Problems in heat transfer
Mir Publishers, Moscow 1977

6 - V.V. Nashchokin

Engineering Thermodynamics and heat transfer
Mir Publishers, Moscow 1968

7 - M. Mikheyev

Fundamentals of heat transfer
Mir Publishers, Moscow 1968

8 - A.J. Chapman

Heat transfer
The Macmillan company, New York 1960

- 9 - J.P.Holman
Heat transfer
International textbook company, 1965
- 10 - Nguyễn Hà Thanh, Hoàng Đình Tín
Cơ sở truyền nhiệt.
Nhà xuất bản Đại học và THCN, Hà Nội 1972
- 11 - Hoàng Đình Tín, Trần Quang Nhạ, Bùi Hải,
Nguyễn Hoài Văn.
Bài tập Nhiệt Kỹ Thuật.
Nhà xuất bản Đại học và THCN, Hà Nội 1971
- 12 - Vương Bồ Tuyên
Bài tập truyền nhiệt.
Cao đẳng giáo dục xuất bản xã - Bắc Kinh 1965
(bản Trung văn)
- 13 - Dương Thế Danh
Truyền nhiệt học
Trung Quốc công nghiệp xuất bản xã - Bắc Kinh 1964
- 14 - Richard C.Jordan and Gayle B.Priester
Refrigeration and air conditioning
Modern Asia Edition, Tokyo 1969
- 15 - Roy J.Dossat
Principles of refrigeration
Toppan company, Ltd. Tokyo - Japan 1961
- 16 - Carrier Air conditioning company.
Handbook of air conditioning System design.
McGraw - HILL Book COMPANY. New York - 1965
- 17 - Frank Kreith, Jan F.Kreider
Principles of Solar engineering
McGraw - HILL Book COMPANY. Tokyo - 1978

MỤC LỤC

Phần 1: Nhiệt động kỹ thuật.

Chương 1	Các thông số trạng thái	3
Chương 2	Khí lý tưởng và các định luật cơ bản của khí lý tưởng	8
Chương 3	Hỗn hợp khí	16
Chương 4	Nhiệt dung riêng	29
Chương 5	Định luật nhiệt động thứ nhất và các quá trình cơ bản của chất khí	34
Chương 6	Định luật nhiệt động thứ hai	47
Chương 7	Các chu trình	55
Chương 8	Hơi nước và phương trình Clapây-rôn Clôziut	73
Chương 9	Không khí ẩm	96
Chương 10	Lưu động và tiết lưu của khí và hơi	107
Chương 11	Chu trình thiết bị động lực hơi nước	125
Chương 12	Các chu trình thiết bị làm lạnh	143
Chương 13	Cơ sở nhiệt động của các quá trình hoá học	159

Phần 2: Truyền Nhiệt.

Chương 14	Dẫn nhiệt	177
Chương 15	Tỏa nhiệt đối lưu	215
Chương 16	Trao đổi nhiệt bức xạ	250
Chương 17	Truyền nhiệt và thiết bị trao đổi nhiệt	268

Phần 3: Phụ lục.

Bảng đơn vị đo lường

§1- Gia tốc:

$$1 \text{ ft/s}^2 = 0,3048 \text{ m/s}^2$$

$$1 \text{ m/s}^2 = 3,2808 \text{ ft/s}^2$$

§2- Diện tích:

$$1 \text{ in}^2 = 6,4516 \text{ cm}^2 = 6,4516 \times 10^4 \text{ m}^2$$

$$1 \text{ ft}^2 = 929 \text{ cm}^2 = 0,0929 \text{ m}^2$$

$$1 \text{ m}^2 = 10,764 \text{ ft}^2$$

§3- Khối lượng riêng:

$$1 \text{ lb/in}^3 = 27,680 \text{ g/cm}^3 = 27,680 \times 10^3 \text{ Kg/m}^3$$

$$1 \text{ lb/ft}^3 = 16,019 \text{ Kg/m}^3$$

$$1 \text{ Kg/m}^3 = 0,06243 \text{ lb/ft}^3$$

$$1 \text{ slug/ft}^3 = 515,38 \text{ Kg/m}^3$$

$$1 \text{ lb mol/ft}^3 = 16,019 \text{ Kg mol/m}^3$$

$$1 \text{ Kg mol/m}^3 = 0,06243 \text{ lb mol/ft}^3$$

§4- Sự khuếch tán (nhiệt, chất, động lượng):

$$1 \text{ ft}^2/\text{s} = 0,0929 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$1 \text{ ft}^2/\text{h} = 0,2581 \text{ cm}^2/\text{s} = 0,2581 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$1 \text{ m}^2/\text{s} = 10,7639 \text{ ft}^2/\text{s}$$

$$1 \text{ cm}^2/\text{s} = 3,8745 \text{ ft}^2/\text{h}$$

§5- Năng lượng, nhiệt lượng, công:

$$1 \text{ J} = 1 \text{ w.s} = 1 \text{ N.m} = 10^7 \text{ erg}$$

$$1 \text{ Btu} = 1055,04 \text{ J} = 252 \text{ cal} = 778,161 \text{ ft.lbf}$$

$$1 \text{ Btu/h} = 0,2931 \text{ w} = 3,93 \times 10^{-4} \text{ hp}$$

$$1 \text{ cal} = 3,968 \text{ Btu}$$

$$1 \text{ hp} = 745,7 \text{ w}$$

$$1 \text{ w.h} = 3,413 \text{ Btu}$$

$$1 \text{ Kwh} = 3113 \text{ Btu}$$

§6- Mật độ dòng điện:

$$1 \text{ Btu/h.ft}^2 = 3,1537 \text{ w/m}^2$$

$$1 \text{ w/m}^2 = 0,31709 \text{ Btu/h.ft}^2$$

§7- Năng suất phát nhiệt:

$$1 \text{ Btu/h.ft}^3 = 10,35 \text{ w/m}^3 = 8,9 \text{ Kcal/h.m}^3$$

$$1 \text{ w/m}^3 = 0,0966 \text{ Btu/h.ft}^3$$

§8- Hệ số truyền nhiệt:

$$1 \text{ Btu/h.ft}^2.^\circ\text{F} = 5,677 \text{ w/m}^2.^\circ\text{C}$$

$$1 \text{ w/m}^2.^\circ\text{C} = 0,1761 \text{ Btu/h.ft}^2.^\circ\text{F}$$

§9- Chiều dài:

$$1 \text{ A} = 10^{-8} \text{ cm} = 10^{-10} \text{ m}$$

$$1 \text{ mm} = 10^{-3} \text{ m} = 10^{-6} \text{ m}$$

$$1 \text{ in} = 2,54 \text{ cm}$$

$$1 \text{ ft} = 0,3048 \text{ m}$$

$$1 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$$

$$1 \text{ mile} = 1609,34 \text{ m} = 5180 \text{ ft}$$

§10- Khối lượng:

$$1 \text{ oz} = 28,35 \text{ g}$$

$$1 \text{ lb} = 16 \text{ oz} = 453,6 \text{ g}$$

$$1 \text{ Kg} = 2,2046 \text{ lb}$$

$$1 \text{ g} = 15,432 \text{ grains}$$

$$1 \text{ slug} = 32,1739 \text{ lb}$$

$$1 \text{ ton (metric)} = 1000 \text{ Kg} = 2205 \text{ lb}$$

$$1 \text{ ton (short)} = 2000 \text{ lb}$$

$$1 \text{ ton (long)} = 2240 \text{ lb}$$

§11- Áp suất, lực:

$$1 \text{ N} = 1 \text{ Kg.m/s}^2 = 0,22481 \text{ lb}_f$$

$$= 7,2333 \text{ poundals} = 10^5 \text{ dyn}$$

$$1 \text{ lb}_f = 32,174 \text{ ft.lb/s}^2 = 4,4482 \text{ N}$$

$$= 32,1793 \text{ poundals}$$

$$1 \text{ lb}_f/\text{in}^2 = (1 \text{ psi}) = 6894,76 \text{ N/m}^2$$

$$1 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 = 47,880 \text{ N/m}^2$$

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

$$1 \text{ at} = 14,696 \text{ lb}_f/\text{in}^2 = 2116,2 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$= 0,9807 \text{ bar} = 735,5 \text{ mmHg} = 10 \text{ mH}_2\text{O}$$

§12- Nhiệt dung riêng:

$$1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} = 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} = 4186,69 \text{ J/Kg}^\circ\text{C}$$

§13- Tốc độ:

$$1 \text{ ft/s} = 0,3048 \text{ m/s}$$

$$1 \text{ m/s} = 3,2808 \text{ ft/s}$$

$$1 \text{ mile/h} = 1,4667 \text{ ft/s} = 0,44704 \text{ m/s}$$

§14- Sức căng bề mặt:

$$1 \text{ lb}_f/\text{ft} = 14,5937 \text{ N/m}$$

$$1 \text{ N/m} = 0,068529 \text{ lb}_f/\text{ft}$$

§15- Nhiệt độ:

$$T (^\circ\text{F}) = 1,8 (^\circ\text{K} - 273) + 32$$

$$T (^\circ\text{K}) = \frac{1}{1,8} (^\circ\text{F} - 32) + 273$$

$$\Delta T (^\circ\text{C}) = 1,8 \Delta T (^\circ\text{F})$$

§16- Hệ số dẫn nhiệt:

$$1 \text{ Btu/h.ft}^\circ\text{F} = 1,7303 \text{ w/m}^\circ\text{C}$$

$$1 \text{ w/m}^\circ\text{C} = 0,5779 \text{ Btu/h.ft}^\circ\text{F}$$

$$1 \text{ Kcal/m.h}^\circ\text{C} = 1,163 \text{ w/m}^\circ\text{C}$$

§17- Thể tích:

$$1 \text{ in}^3 = 16,387 \text{ cm}^3$$

$$1 \text{ cm}^3 = 0,06102 \text{ in}^3$$

$$1 \text{ ft}^3 = 0,0283168 \text{ m}^3 = 28,3168 \text{ lit}$$

$$1 \text{ m}^3 = 35,315 \text{ ft}^3$$

$$1 \text{ gal (Us)} = 3,7854 \text{ lit} = 3,7854 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$= 0,13368 \text{ ft}^3$$

Hoàng Đình Tín - Bùi Hải

**BÀI TẬP
NHIỆT KÍ THUẬT**

**TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÁCH KHOA
THÀNH PHỐ HỒ CHÍ MINH
142 TÔ HIẾN THÀNH - Q.10
ĐT : 650641**

In 1.500 cuốn khổ 14,5 x 20,5 cm tại Xí Nghiệp in 2 Bộ Nội Vụ
Hoàn thành tháng 10 /1993.