

## Phần II

# TRUYỀN NHIỆT

### Chương 3

## DẪN NHIỆT VÀ ĐỐI LƯU

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{Q_\tau}{\tau.F}; \quad Q = F.q; \quad Q_\tau = \tau.F.q$$

$q$  - mật độ dòng nhiệt,  $W/m^2$ ;  $Q$  - dòng nhiệt,  $W$ ;  $Q_\tau$  - lượng nhiệt truyền,  $J$ ;  $F$  - diện tích bề mặt,  $m^2$ ;  $\tau$  - thời gian,  $s$ .

### 3.1 DẪN NHIỆT

#### 3.1.1 Dẫn nhiệt ổn định một chiều không có nguồn nhiệt bên trong

##### 3.1.1.1 Dẫn nhiệt qua vách phẳng

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w(n+1)}}{\sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}}, \quad W/m^2 \quad (3.1)$$

$q$  - mật độ dòng nhiệt,  $W/m^2$ ,  $q = \text{const}$  qua các lớp;  $\delta_i$  - chiều dày của lớp thứ nhất  $i$ ,  $m$ ;  $\lambda_i$  - hệ số dẫn nhiệt của lớp thứ  $i$ ,  $W/m.K$  (giả thiết  $\lambda_i = \text{const}$ );  $t_{w1}$  - nhiệt độ bề mặt trong;  $t_{w(n+1)}$  - nhiệt độ bề mặt ngoài của lớp thứ  $n$ .

Phân bố nhiệt độ theo chiều dày vách có quy luật đường thẳng (khi  $\lambda_i = \text{const}$ ).

##### 3.1.1.2 Dẫn nhiệt qua vách trụ

$$q_l = \frac{t_{w1} - t_{w(n+1)}}{\sum_1^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i}}, \quad W/m \quad (3.2)$$

$q_l$  - mật độ dòng nhiệt trên một mét chiều dài,  $W/m$ ;  $d_i$  - đường kính của lớp thứ  $i$ .

Phân bố nhiệt độ theo chiều dày vách có quy luật đường cong Logarit.

### 3.1.2 Dẫn nhiệt ổn định một chiều khi có nguồn nhiệt bên trong

#### 3.1.2.1 Tấm phẳng có chiều dày $2\delta$

$$t = t_f + \frac{q_v \delta}{\alpha} + \frac{q_v}{2\lambda} (\delta^2 - x^2) \quad (3.3)$$

Nhiệt độ trên bề mặt của tấm:

$$t_w = t_f + \frac{q_v \delta}{\alpha} \quad (3.4)$$

Nhiệt độ tại tâm của tấm:

$$t_o = t_f + \frac{q_v \delta}{\alpha} + \frac{q_v}{2\lambda} \delta^2 \quad (3.5)$$

$t_f$  - nhiệt độ môi trường xung quanh;  $\alpha$  - hệ số toả nhiệt,  $W/m^2.K$ ;  $q_v$  - năng suất phát nhiệt của nguồn nhiệt bên trong,  $W/m^3$ .

Phân bố nhiệt độ theo chiều dày vách có quy luật đường cong parabol.

#### 3.1.2.2 Thanh trụ đồng chất bán kính $r_o$

$$t = t_f + \frac{q_v r_o}{\alpha} + \frac{q_v}{4\lambda} (r_o^2 - r^2) \quad (3.6)$$

Nhiệt độ trên bề mặt thanh trụ:

$$t_w = t_f + \frac{q_v r_o}{2\alpha} \quad (3.7)$$

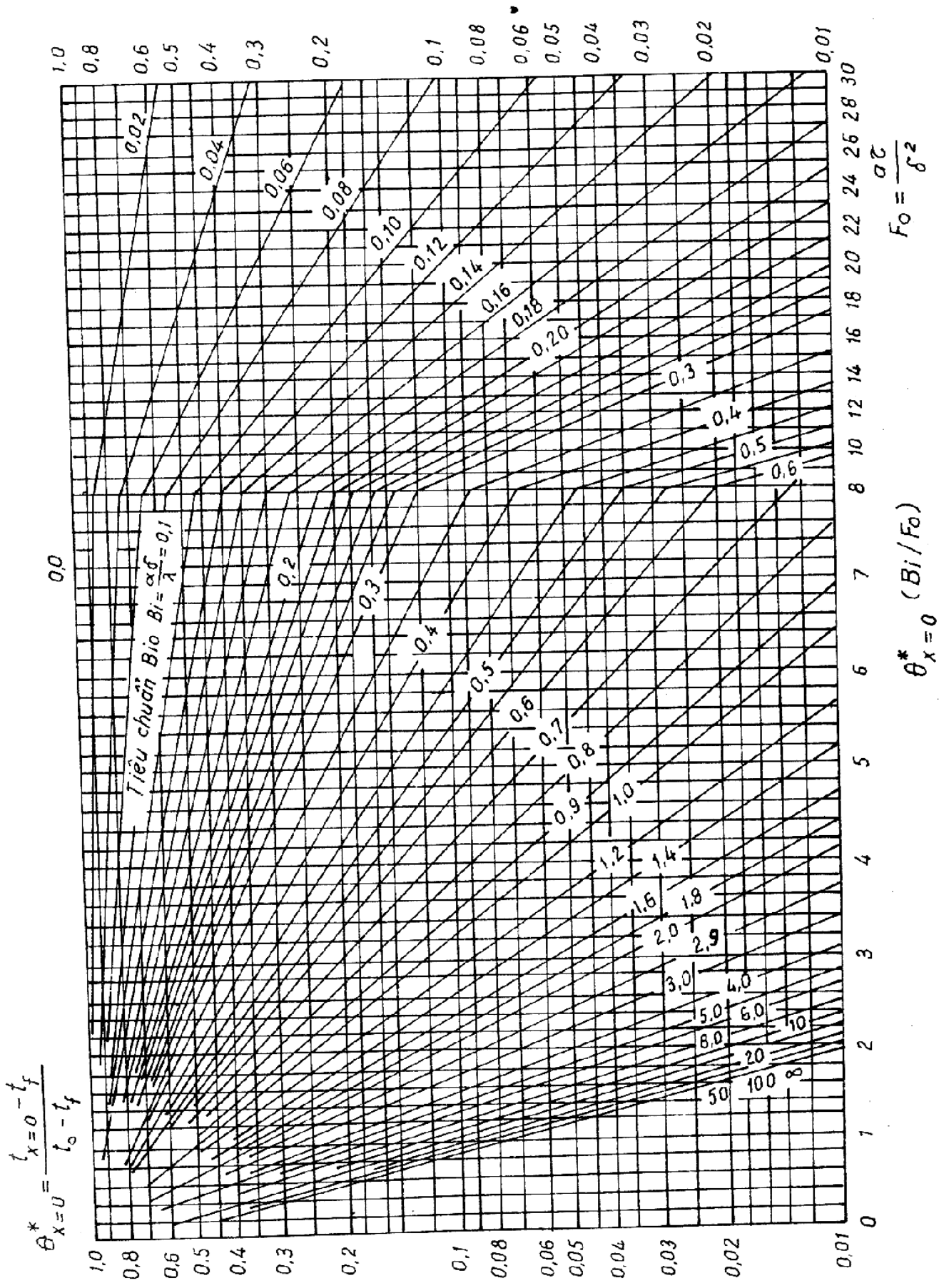
Nhiệt độ tại tâm:

$$t_o = t_f + \frac{q_v r_o}{2\alpha} + \frac{q_v}{4\lambda} r_o^2 \quad (3.8)$$

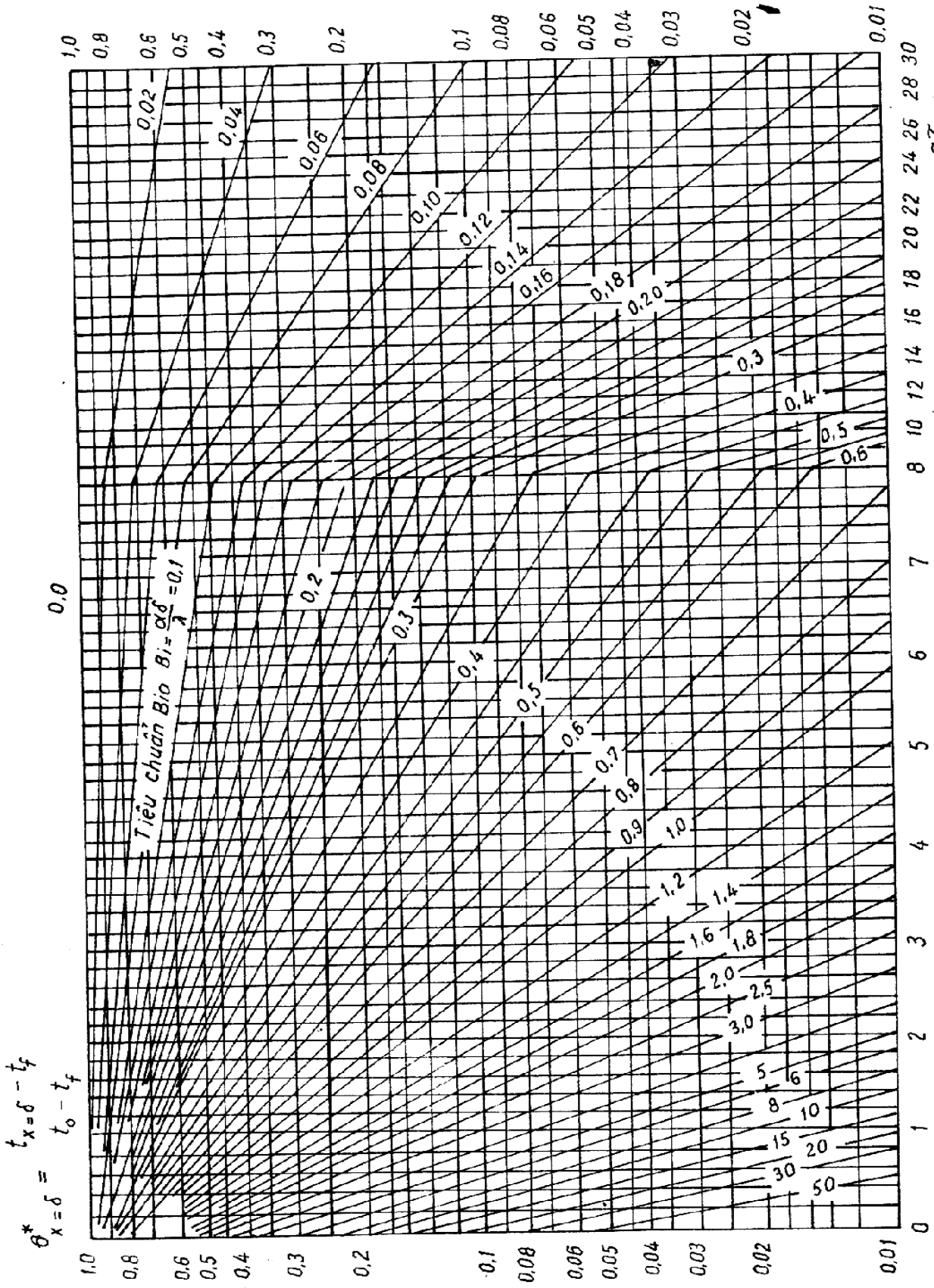
Mật độ dòng nhiệt tại bề mặt:

$$q_w = \frac{q_v r_o}{2}, W/m^2$$

Phân bố nhiệt độ theo chiều dày vách có quy luật đường cong parabol.



Hình 3.1



$$Fo = \frac{\alpha \tau}{\delta^2}$$

$$\theta_{y=1}^* = F_1(Bi/Fo)$$

Hình 3.2



### 3.1.3 Dẫn nhiệt không ổn định

Với tấm phẳng dày  $2\delta$ .

Nhiệt độ tại tâm tấm:

$$\theta_{x=0}^* = f_1(Bi/Fo) \quad \text{Tra đồ thị hình 3.1}$$

Nhiệt độ trên bề mặt tấm:

$$\theta_{x-\delta}^* = f_2(Bi/Fo) \quad \text{Tra đồ thị hình 3.2}$$

trong đó:

$$Bi = \frac{\alpha\delta}{\lambda}, \text{ là tiêu chuẩn Biot}$$

$$Fo = \frac{a\tau}{\delta^2}, \text{ là tiêu chuẩn Fourier } (a = \frac{\lambda}{Cp} - \text{hệ số dẫn nhiệt độ})$$

$$X = \frac{x}{\delta}: \text{ kích thức không thứ nguyên.}$$

Phân bố nhiệt độ theo chiều dày vách có quy luật đường cong parabol.

### 3.2 TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

Khi tính toán lượng nhiệt trao đổi bằng đối lưu ta dùng công thức Newton:

$$Q = \alpha.F\Delta t, \quad W$$

trong đó:

$$\Delta t = t_w - t_f \text{ hoặc } \Delta t = t_f - t_w \quad (\Delta t > 0);$$

Q - lượng nhiệt trao đổi trong một đơn vị thời gian là một giây, s;

F - diện tích bề mặt trao đổi nhiệt,  $m^2$ ;

$t_w$  - nhiệt độ trung bình của bề mặt vật rắn; .

$t_f$  - nhiệt độ trung bình của môi trường (chất lỏng hoặc chất khí).

$\alpha$  - hệ số toả nhiệt,  $W/m^2.K$ .

Hệ số toả nhiệt  $\alpha$  được xác định từ các phương trình tiêu chuẩn. Các phương trình tiêu chuẩn này được xác định từ thực nghiệm:

$$Nu = f(Re, Pr, Gr, \dots)$$

trong đó:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} - \text{tiêu chuẩn Nusselt};$$

$$Re = \frac{\omega \cdot l}{\nu} - \text{tiêu chuẩn Reynold};$$

$$Pr = \frac{\nu}{a} - \text{tiêu chuẩn Prandtl};$$

$$Gr = \frac{g \beta l^3 \Delta t}{\nu^2} - \text{tiêu chuẩn Grashof};$$

với:

$\alpha$  - hệ số toả nhiệt,  $W/m^2 \cdot K$ ;

$\lambda$  - hệ số dẫn nhiệt,  $W/m \cdot K$ ;

$\omega$  - tốc độ chuyển động,  $m/s$ ;

$\nu$  - độ nhớt động học,  $m^2/s$ ;

$a$  - hệ số dẫn nhiệt độ,  $m^2/s$ ;

$g$  - gia tốc trọng trường  $9,81 m/s^2$ ;

$\Delta t = (t_w - t_f)$ ;

$\beta$  - hệ số giãn nở thể tích,  $^{\circ}K^{-1}$ :

với chất lỏng tra bảng.

với chất khí:  $\beta = \frac{1}{T}$ ,  $^{\circ}K^{-1}$

$l$  - kích thước xác định,  $m$ .

### 3.2.1. Toả nhiệt đối lưu tự nhiên

#### 3.2.1 Toả nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn

Đối với ống hoặc tấm đặt đứng, khi  $(Gr_f \cdot Pr_f) > 10^9$ :

$$Nu_f = 0,15 (Gr_f Pr_f)^{0,33} \left[ \frac{Pr_f}{Pr_w} \right]^{0,25} \quad (3.10)$$

Đối với ống hoặc tấm đặt nằm ngang, khi  $10^3 < (Gr_f \cdot Pr_f) < 10^9$ :

$$Nu_f = 0,5(Gr_f Pr_f)^{0,25} \left[ \frac{Pr_f}{Pr_w} \right]^{0,25} \quad (3.11)$$

Nhiệt độ xác định là nhiệt độ chất lỏng hay khí  $t_f$ ; kích thước xác định với ống hoặc tấm đặt đứng là chiều cao  $h$ , với ống nằm ngang là đường kính, với tấm nằm ngang là chiều rộng.

### 3.2.2 Toả nhiệt đối lưu cưỡng bức khi chất lỏng chuyển động trong ống

#### 3.2.2.1. Chế độ chảy tầng ( $Re \leq 2300$ )

$$Nu_f = 0,15 \cdot Re_f^{0,33} \cdot Pr_f^{0,43} \cdot Gr_f^{0,1} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (3.12)$$

Đối với không khí:

$$Nu_f = 0,13 \cdot Re_f^{0,33} \cdot Gr_f^{0,1} \cdot \epsilon_l \cdot \epsilon_R$$

#### 3.2.1.2. Toả nhiệt khi chất lỏng chảy rối ( $Re \geq 1 \cdot 10^4$ )

$$Nu_f = 0,021 Re_f^{0,8} \cdot Pr_f^{0,43} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \epsilon_l \cdot \epsilon_R \quad (3.14)$$

$\epsilon_l$  - hệ số ảnh hưởng chiều dài ống, nếu  $l/d \geq 50$ ;

$\epsilon_R$  - hệ số ảnh hưởng độ cong ống.

### 3.2.3 Chất lỏng chuyển động ngang qua chùm ống

$n$  - tổng số hàng ống;  $\alpha_0$  - hệ số toả nhiệt hàng ống thứ  $i$ ;

$i$  - tầng;  $\alpha_i$  - tầng, nhưng  $i \geq 3$ ,  $\alpha_i = \text{const}$  ( $\alpha_3 = \alpha_4 = \alpha_5 \dots$ )

Hệ số toả nhiệt của chùm ống:

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + (n - 2)\alpha_3}{n}$$

Để xác định  $\alpha_3$  ta có:

### 3.2.3.1. Đối với chùm ống song song

$$Nu_f = 0,26 Re_f^{0,65} Pr_f^{0,33} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_\varphi \cdot \varepsilon_s \quad (3.15)$$

$\varepsilon_\varphi$  - hệ số xét đến ảnh hưởng góc va đập  $\varphi$ , nếu  $\varphi = 90^\circ$ ,  $\varepsilon_\varphi = 1$ ;

$\varepsilon_s$  - hệ số xét đến ảnh hưởng của bước ống theo chiều sâu:

$$\varepsilon_s = \left( \frac{S_2}{d} \right)^{0,15}, \quad \alpha_1 = 0,6\alpha_3; \quad \alpha_2 = 0,9\alpha_3$$

### 3.2.3.2. Đối với chùm ống sole

$$Nu_f = 0,41 Re_f^{0,6} Pr_f^{0,33} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_\varphi \cdot \varepsilon_s \quad (3.16)$$

$\varepsilon_\varphi$  - hệ số xét đến ảnh hưởng góc va đập  $\varphi$ ,  $\varphi = 90^\circ$ ,  $\varepsilon_\varphi = 1$

Khi	$\frac{S_1}{S_2} < 2$	$\varepsilon_s = \left( \frac{S_1}{S_2} \right)^{1/6}$	$\alpha_1 = 0,6\alpha_3$
	$\frac{S_1}{S_2} > 2$	$\varepsilon_s = 1,12$	$\alpha_2 = 0,7\alpha_3$

$S_2$  - bước dọc;  $S_1$  - bước ngang.

Trong các công thức trên  $Re_f = 10^3 \div 10^5$ . Kích thước xác định là đường kính ngoài. Nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của chất lỏng  $t_f$ .

## 3.2.4 Toả nhiệt khi có biến đổi pha

### 3.2.4.1 Toả nhiệt khi sôi

Khi nước sôi bọt ở áp suất  $p = 0,2 \div 80$  bar:

$$\alpha = 46 \cdot \Delta t^{2,33} p^{0,5}, \quad W/m^2 \cdot K$$

$$\Delta t = t_w - t_s$$

$t_w$  - nhiệt độ bề mặt vách đốt nóng;

$t_s$  - nhiệt độ bão hoà ứng với áp suất sôi;

$p$  - áp suất sôi, bar.

### 3.2.4.2 Toả nhiệt khi ngưng màng

Ngưng trên bề mặt vách đứng hoặc ống đứng:

$$\alpha_d = 0,943 \sqrt[4]{\frac{r \cdot \rho \cdot g \cdot \lambda^3}{\nu(t_s - t_w)h}}, \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (3.18)$$

Ngưng trên bề mặt ống nằm ngang:

$$\alpha_{ng} = 0,72 \sqrt[4]{\frac{r \cdot \rho \cdot g \cdot \lambda^3}{\nu(t_s - t_w)d}}, \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (3.19)$$

trong đó:

$g$  - gia tốc trọng trường,  $g = 9,81 \text{ m/s}^2$ ;

$\lambda$  - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng ngưng,  $\text{W/m.K}$ ;

$r$  - nhiệt hoá hơi,  $\text{J/kg}$ ;

$\rho$  - khối lượng riêng của chất lỏng ngưng,  $\text{kg/m}^3$ ;

$\nu$  - độ nhớt động học,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;

$h$  - chiều cao của vách hoặc ống đặt đứng,  $\text{m}$ ;

$d$  - đường kính ngoài ống,  $\text{m}$ ;

$t_w$  - nhiệt độ bề mặt vách,  $^\circ\text{C}$ ;

$t_s$  - nhiệt độ bão hoà ứng với áp suất ngưng hơi,  $^\circ\text{C}$ .

Trong các công thức trên, nhiệt độ xác định là  $t_m = 0,5(t_w + t_s)$ .

## 3.3 BÀI TẬP VỀ DẪN NHIỆT

**Bài 3.1** Vách buồng sấy được xây bằng hai lớp: Lớp gạch đỏ có độ dày 250 mm, có hệ số dẫn nhiệt bằng  $0,7 \text{ W/m.K}$ ; lớp nỉ bọc ngoài có hệ số dẫn nhiệt bằng  $0,0465 \text{ W/m.K}$ . Nhiệt độ mặt tường trong buồng sấy bằng  $110^\circ\text{C}$ . Nhiệt độ mặt tường bên ngoài bằng  $25^\circ\text{C}$ . Xác định chiều dày lớp nỉ để tổn thất nhiệt qua vách buồng sấy không vượt quá  $110 \text{ W/m}^2$ . Tính nhiệt độ tiết xúc giữa hai lớp.

*Lời giải*

Mật độ dòng nhiệt qua vách buồng sấy theo (3.1) với vách 2 lớp:

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w3}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}}, \text{ W/m}^2$$

$$\delta_2 = \left[ \frac{t_{w1} - t_{w3}}{q} - \frac{\delta_1}{\lambda_1} \right] \cdot \lambda_2$$

$$\delta_2 = \left[ \frac{110 - 25}{110} - \frac{0,25}{0,7} \right] \cdot 0,0465 = 0,019 \text{ m}$$

Vậy chiều dày lớp nỉ bằng 19 mm.

Nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp dựa vào điều kiện dòng nhiệt ổn định:

$$q = q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1}}$$

$$t_{w2} = t_{w1} - q \frac{\delta_1}{\lambda_1}$$

$$t_{w2} = 110 - 110 \frac{0,250}{0,7} = 70,7^\circ\text{C}$$

**Bài 3.2** Vách phẳng hai lớp có độ chênh nhiệt độ  $105^\circ\text{C}$ , chiều dày và hệ số dẫn nhiệt tương ứng của hai lớp:  $\delta_1 = 100 \text{ mm}$ ,  $\delta_2 = 50 \text{ mm}$ ,  $\lambda_1 = 0,5 \text{ W/m.K}$ ,  $\lambda_2 = 0,1 \text{ W/m.K}$ . Xác định mật độ dòng nhiệt dẫn qua vách.

*Lời giải*

Mật độ dòng nhiệt qua vách phẳng 2 lớp theo (3.1) với  $\delta_1 = 100 \text{ mm} = 0,1 \text{ m}$ ;  $\delta_2 = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$  và  $\Delta t = t_{w1} - t_{w3} = 105^\circ\text{C}$ :

$$q = \frac{\Delta t}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} = \frac{105}{\frac{0,1}{0,5} + \frac{0,05}{0,1}} = 150 \text{ W/m}^2$$

**Bài 3.3** Biết mật độ dòng nhiệt qua vách phẳng dày 20 cm có hệ số dẫn nhiệt  $0,6 \text{ W/m.K}$  là  $150 \text{ W/m}^2$ . Xác định độ chênh lệch nhiệt độ giữa hai mặt vách.

Lời giải

Theo (3.1), mật độ dòng nhiệt qua vách phẳng 1 lớp  $q = 150 \text{ W/m}^2$ ,  $\delta = 20 \text{ cm} = 0,2 \text{ m}$ ,  $\Delta t = t_{w1} - t_{w2}$ ;

$$q = \frac{\Delta t}{\delta/\lambda}; \quad \Delta t = q \cdot \frac{\delta}{\lambda} = 150 \frac{0,2}{0,6} = 50^\circ\text{C}$$

**Bài 3.4** Vách phẳng 3 lớp, nhiệt trở lớp thứ 1 là  $R_1$ , lớp 2 là  $R_2$ , lớp 3 là  $R_3 = 3R_1$ . Xác định hiệu nhiệt độ của lớp thứ 3,  $\Delta t_3$  nếu biết lớp thứ 1,  $\Delta t_1 = 40^\circ\text{C}$ .

Lời giải

Mật độ dòng nhiệt qua các lớp là như nhau:

$$q_1 = \frac{\Delta t_1}{R_1} = q_3 = \frac{\Delta t_3}{3R_1}$$

$$\Delta t_3 = 3R_1 \frac{\Delta t_1}{R_1} = 3\Delta t_1 = 3 \cdot 40 = 120^\circ\text{C}$$

**Bài 3.5** Một tường nhà dày  $\delta = 300 \text{ mm}$ , nhiệt độ mặt tường trong nhà  $t_{w1} = 25^\circ\text{C}$ , nhiệt độ tường mặt ngoài  $t_{w2} = 35^\circ\text{C}$ . Với  $\lambda = \text{const}$ , nếu bây giờ tường chỉ còn dày  $\delta' = 100 \text{ mm}$  mà giữ nguyên mật độ dòng nhiệt ( $q = \text{const}$ ) và nhiệt độ mặt ngoài ( $t_{w2} = \text{const}$ ). Xác định nhiệt độ mặt trong  $t'_{w1}$ .

Lời giải

Khi mật độ dòng nhiệt không đổi  $q = q'$

$$q = \frac{\Delta t}{R} = q' = \frac{\Delta t'}{R'}$$

$$\Delta t' = \frac{\Delta t}{R} R' = \frac{t_{w2} - t_{w1}}{\delta/\lambda} \cdot \frac{\delta'}{\lambda'} = \frac{t_{w2} - t_{w1}}{\delta} \delta'$$

$$\Delta t' = \frac{35 - 25}{0,3} \cdot 0,1 = 3,33^\circ\text{C}$$

$$\Delta t' = t'_{w2} - t'_{w1}; \quad t'_{w1} = t'_{w2} - \Delta t' = 35 - 3,33 = 31,7^\circ\text{C}$$

**Bài 3.6** Vách trụ dài 1 m, đường kính  $d_2/d_1 = 144/120 \text{ mm}$ , có độ chênh nhiệt độ giữa hai mặt vách  $60^\circ\text{C}$ , hệ số dẫn nhiệt của vách  $0,4 \text{ W/m.K}$ . Xác định dòng nhiệt dẫn qua vách.

Lời giải

Dòng nhiệt dây qua vách trụ một lớp theo (3.2) với  $l = 1 \text{ m}$ ,  $\Delta t = t_{w1} - t_{w2} = 60^\circ\text{C}$ :

$$Q = l \cdot q_1 = \frac{l \cdot \Delta t}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda} \ln \left( \frac{d_2}{d_1} \right)} = \frac{1 \times 60}{\frac{1}{2 \times 3,14 \times 0,4} \ln \left( \frac{144}{120} \right)} = 826,7 \text{ W}$$

**Bài 3.7** Một ống dẫn hơi bằng thép đường kính ống  $d_2/d_1 = 110/100 \text{ mm}$ , hệ số dẫn nhiệt  $\lambda_1 = 55 \text{ W/m.K}$  được bọc một lớp cách nhiệt có  $\lambda_2 = 0,09 \text{ W/m.K}$ . Nhiệt độ mặt trong ống  $t_{w1} = 200^\circ\text{C}$ , nhiệt độ mặt ngoài lớp cách nhiệt  $t_{w3} = 50^\circ\text{C}$ .

Xác định chiều dày  $\delta_2$  và nhiệt độ  $t_{w2}$  để tổn thất nhiệt qua vách ống không vượt quá  $300 \text{ W/m}$ .

Lời giải

Dòng nhiệt 1 m chiều dài ống theo (3.2) với vách 2 lớp:

$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w3}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2}}$$

$$\ln \frac{d_3}{d_2} = \left( \frac{t_{w1} - t_{w3}}{q_1} - \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} \right) \cdot 2 \cdot \pi \cdot \lambda_2$$

$$\ln \frac{d_3}{d_2} = \left( \frac{200 - 50}{300} - \frac{1}{2 \cdot 3,14 \cdot 55} \ln \frac{110}{100} \right) \cdot 2 \cdot 3,14 \cdot 0,09 = 0,282$$

$$\frac{d_3}{d_2} = e^{0,282}; \quad d_3 = d_2 \cdot e^{0,282} = 110 \cdot e^{0,282} = 146 \text{ mm.}$$

Chiều dày lớp cách nhiệt  $\delta$ :

$$\delta = \frac{d_3 - d_2}{2} = \frac{146 - 110}{2} = 18 \text{ mm.}$$

Để tìm nhiệt độ giữa hai lớp  $t_{w2}$  ta dựa vào điều kiện trường nhiệt độ ổn định  $q_1 = q_{11} = q_{12} \text{ const.}$

$$q_1 = q_{11} = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}}$$



$$t_{w2} = t_{w1} - q_1 \frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}$$

$$t_{w2} = 200 - \frac{300}{2 \times 3,14 \times 55} \ln \frac{110}{100} = 199,9^\circ\text{C}$$

**Bài 3.8** Dẫn nhiệt ổn định qua 1 ống có đường kính trong  $d_T = 100$  mm, chiều dày  $\delta = 10$  mm, hệ số dẫn nhiệt  $\lambda = 0,6$  W/mK. Nhiệt độ mặt ngoài ống  $t_{w2} = 300$  K. Xác định nhiệt độ mặt trong nếu trong 1 phút nhiệt dẫn qua 10 m chiều dài ống là 60 kcal.

*Lời giải*

Dòng nhiệt ứng với 1 m chiều dài ống:

$$q_1 = \frac{Q_\tau}{\tau.l} = \frac{60.4,18.10^3}{60.10} = 418 \text{ W/m}$$

$$q_1 = \frac{\Delta t}{R_1}; \Delta t = q_1 \cdot R_1 = q_1 \cdot \frac{1}{2\pi\lambda} \cdot \ln \frac{d_2}{d_1} = \frac{418 \cdot \ln \frac{100+20}{100}}{2.3,14.0,6}$$

$$\Delta t = 20^\circ\text{C} = t_{w1} - t_{w2}$$

$$t_{w1} = 20 + t_{w2} = 20 + 27 = 47^\circ\text{C}$$

$$(t_{w2} = 300 \text{ K} = 300 - 273 = 27^\circ\text{C})$$

**Bài 3.9** Một thiết bị sấy bằng điện được chế tạo từ các dây hợp kim niken - crom đường kính  $d = 1$  mm, dài 10 m. Không khí lạnh thổi vào thiết bị sấy có nhiệt độ  $20^\circ\text{C}$ . Tính nhiệt lượng toả ra trên 1 m dây, nhiệt độ bề mặt và nhiệt độ tâm của dây. Nếu dòng điện đốt nóng có cường độ 25 A, điện trở suất  $\rho = 1,1$   $\Omega\text{mm}^2/\text{m}$ , hệ số dẫn nhiệt của dây  $\lambda = 17,5$  W/m.K, hệ số toả nhiệt từ bề mặt dây tới không khí  $\alpha = 46,5$  W/m<sup>2</sup>.K.

*Lời giải*

Điện trở của dây đốt nóng:

$$R = \rho \frac{l}{s} = \frac{1,1.10}{3,14 \times 1^2} = 3,5 \Omega$$

Nhiệt do dây phát ra:

$$Q = RI^2 = 3,5 \times 25^2 = 2187,5 \text{ W}$$

Nhiệt lượng phát ra trên 1 m dây:

$$q_1 = \frac{Q}{l} = \frac{2187,5}{10} = 218,75 \text{ W/m.}$$

Năng suất phát nhiệt:

$$q_v = \frac{q_1}{\pi \cdot r_0^2} = \frac{218,75}{3,14 \times 0,001^2} = 69,7 \cdot 10^6 \text{ W/m}^3$$

Nhiệt độ trên bề mặt của dây theo (3.7):

$$t_w = t_f + \frac{q_v \cdot r_0}{2\alpha}$$

$$t_w = 20 + \frac{69,7 \cdot 10^6 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 46,5} = 769^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ tâm dây theo (3.8):

$$t_0 = t_f + \frac{q_v \cdot r_0}{2\alpha} + \frac{q_v}{4\lambda} r_0^2$$

$$t_0 = t_f + \frac{69,7 \cdot 10^6 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 46,5} + \frac{69,7 \cdot 10^6 \cdot 10^{-6}}{4 \cdot 17,5}$$

$$t_0 = 770^\circ\text{C}$$

**Bài 3.10** Một tấm cao su dày  $2\delta = 20 \text{ mm}$ , nhiệt độ ban đầu  $t_0 = 140^\circ\text{C}$ , được làm nguội trong môi trường không khí có nhiệt độ ở tâm và trên bề mặt tấm cao su sau 20 ph. Biết độ dẫn nhiệt của cao su  $\lambda = 0,175 \text{ W/m.K}$ , hệ số dẫn nhiệt độ  $a = 8,33 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$ . Hệ số toả nhiệt từ bề mặt tấm cao su đến môi trường  $\alpha = 65 \text{ W/m}^2.\text{K}$ .

*Lời giải*

$$Bi = \frac{\alpha \cdot \delta}{\lambda} = \frac{65 \cdot 0,01}{0,175} = 3,71$$

$$Fo = \frac{a \cdot \tau}{\delta^2} = \frac{8,33 \cdot 10^{-8} \cdot 20 \cdot 60}{0,01^2} = 1$$

Căn cứ  $Bi = 3,75$  và  $Fo = 1$ , từ đồ thị hình 3-2 và 3-1 ta có:

$$\theta_{x=1}^* = 0,083$$

$$\theta_{x=0}^* = 0,26$$

Vậy nhiệt độ trên bề mặt:

$$t_{x=\delta} = t_f + \theta_{x=\delta}^* (t_o - t_f)$$

$$t_{x=\delta} = 15 + 0,083 (140 - 15) = 25,4^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ tại tâm:

$$t_{x=0} = t_f + \theta_{x=0}^* (t_o - t_f)$$

$$t_{x=0} = 15 + 0,26 (140 - 15) = 47,5^\circ\text{C}$$

**Bài 3.11** Một tường gạch cao 5 m, rộng 3 m, dày 250 mm hệ số dẫn nhiệt của gạch  $\lambda = 0,6 \text{ W/m.K}$ . Nhiệt độ bề mặt tường phía trong là  $70^\circ\text{C}$  và bề mặt tường phía ngoài là  $20^\circ\text{C}$ . Tính tổn thất nhiệt qua tường.

Trả lời  $Q = 1800 \text{ W}$ .

**Bài 3.12** Vách phẳng 3 lớp, biết lớp thứ nhất có  $\delta_1 = 300 \text{ mm}$ ,  $\lambda_1 = 0,6 \text{ W/mK}$ , nhiệt độ mặt trong  $t_{w1} = 270^\circ\text{C}$ , nhiệt độ giữa lớp thứ nhất và thứ hai là  $t_{w2} = 200^\circ\text{C}$ . Xác định mật độ dòng nhiệt qua lớp thứ ba.

Trả lời  $q_3 = q_2 = q_1 = 140 \text{ W/m}^2$

**Bài 3.13** Vách phẳng 2 lớp biết  $\delta_1 = 100 \text{ mm}$ ,  $\lambda_1 = 0,7 \text{ W/m.K}$ ,  $\delta_2 = 200 \text{ mm}$ ,  $\lambda_2 = 0,5 \text{ W/m.K}$ , nhiệt độ mặt trong  $t_{w1} = 300^\circ\text{C}$ , mặt ngoài  $t_{w3} = 50^\circ\text{C}$ . Xác định nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp ( $t_{w2}$ ), nhiệt dẫn qua vách diện tích  $10 \text{ m}^2$  trong 2 giờ.

Trả lời  $t_{w2} = 234^\circ\text{C}$ ,  $Q_t = 33,2 \text{ MJ}$

**Bài 3.14** Một ống có đường kính ngoài  $d_2 = 40 \text{ mm}$ , hệ số dẫn nhiệt  $\lambda = 7 \text{ W/mK}$ , nhiệt trở ứng với 1 m chiều dài ống  $R_1 = 0,0654 \text{ mK/W}$ . Xác định đường kính trong  $d_1$ .

Trả lời  $d_1 = 30 \text{ mm}$

**Bài 3.15** Một ống thép dài  $l = 5 \text{ m}$ , đường kính  $d_2/d_1 = 65/60 \text{ mm}$ ,  $\lambda_1 = 72 \text{ W/mK}$  bọc một lớp cách nhiệt dày  $\delta = 10 \text{ mm}$ ,  $\lambda = 0,07 \text{ W/mK}$ . Nhiệt độ mặt trong  $t_{w1} = 145^\circ\text{C}$ , mặt ngoài  $t_{w3} = 45^\circ\text{C}$ . Xác định dòng nhiệt dẫn qua.

Trả lời  $Q = 819 \text{ W}$ .

**Bài 3.16** Một tấm thép dày  $2\delta = 100 \text{ mm}$ ,  $\lambda = 50 \text{ W/mK}$ ,  $C = 0,6 \text{ kJ/kg.K}$ ,  $\rho = 7800 \text{ kg/m}^3$ . Xác định thời gian nung nóng tấm thép, biết khi nhiệt độ tấm thép tăng từ  $30^\circ\text{C}$  đến  $700^\circ\text{C}$ , giá trị tiêu chuẩn Furiê  $Fo = 6$ .

Trả lời  $\tau = 23,33 \text{ phút}$

### 3.4 BÀI TẬP VỀ TOẢ NHIỆT ĐỐI LƯU

**Bài 3.17** Bao hơi của lò hơi đặt nằm ngang có đường kính  $d = 600$  mm. Nhiệt độ mặt ngoài lớp bảo ôn  $t_w = 60^\circ\text{C}$ , nhiệt độ không khí xung quanh  $t_f = 40^\circ\text{C}$ . Xác định lượng nhiệt toả ra từ  $1\text{ m}^2$  bề mặt ngoài của bao hơi tới không khí xung quanh.

*Lời giải*

Từ nhiệt độ không khí  $t_f = 40^\circ\text{C}$  tra bảng 7 trong phân phụ lục của không khí ta có:

$$\lambda = 0,0276\text{ W/m.K}; \quad \nu = 16,69 \cdot 10^{-6}\text{ m}^2/\text{s}; \quad \text{Pr}_f = 0,699$$

Cũng từ bảng 7 với  $t_w = 60^\circ\text{C}$  ta có  $\text{Pr}_w = 0,696$ . Ta nhận thấy  $\text{Pr}_f \approx \text{Pr}_w$  nên  $(\text{Pr}_f/\text{Pr}_w)^{0,25} = 1$ .

Tiêu chuẩn Gr: 
$$\text{Gr}_f = \frac{g \cdot \beta \cdot d^3}{\nu^2} \Delta t$$

Ở đây  $g = 9,81\text{ m/s}^2$ ,  $\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{40 + 273} = 0,0032$ ,  $\Delta t = t_w - t_f = 20^\circ\text{C}$

$$\text{Gr}_f = \frac{9,81 \cdot 0,0032 \cdot 0,6^3 \cdot 20}{(16,69 \cdot 10^{-6})^2} = 4,87 \cdot 10^8$$

$$\text{Gr}_f \cdot \text{Pr}_f = 4,87 \cdot 10^8 \cdot 0,699 = 3,4 \cdot 10^8$$

Ta dùng công thức (3.11):

$$\text{Nu}_f = 0,5 \cdot (\text{Gr}_f \cdot \text{Pr}_f)^{0,25} = 0,5 \cdot (3,4 \cdot 10^8)^{0,25} = 68$$

$$\text{Nu}_f = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda}$$

Vậy hệ số toả nhiệt đối lưu:

$$\alpha = \frac{\text{Nu}_f \cdot \lambda}{d} = \frac{68 \cdot 0,0276}{0,6} = 3,13\text{ W/m}^2\text{.K}$$

Nhiệt toả ra trên  $1\text{ m}^2$  bề mặt bay hơi:

$$q = \alpha \cdot \Delta t = 3,13 \times 20 = 62,6\text{ W/m}^2$$

**Bài 3.18** Tính hệ số toả nhiệt trung bình của dầu máy biến áp chảy trong ống có đường kính  $d = 8$  mm, dài 1 m, nhiệt độ trung bình của vách ống  $t_w = 20^\circ\text{C}$ . Tốc độ dầu chảy trong ống  $\omega = 0,6$  m/s.

Lời giải

Kích thước xác định đường kính  $d = 8 \cdot 10^{-3}$  m.

Nhiệt độ xác định  $t_f = 80^\circ\text{C}$ .

Tra các thông số của dầu máy biến áp theo  $80^\circ\text{C}$ , ở bảng 9 Phụ lục:

$$\lambda = 0,1056 \text{ W/m.K}; \quad \nu = 3,66 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

$$\beta = 7,2 \cdot 10^{-4} \text{ }^\circ\text{K}^{-1}; \quad \text{Pr}_f = 59,3; \quad \text{Pr}_w = 298 \text{ (tra theo } t_w = 20^\circ\text{C)}$$

Tính: 
$$\text{Re}_f = \frac{\omega \cdot d}{\nu} = \frac{0,6 \times 8 \cdot 10^{-3}}{3,66 \cdot 10^{-6}} = 1310$$

$\text{Re}_f < 2300$  dầu chảy tầng, do vậy:

$$\text{Nu}_f = 0,15 \cdot \text{Re}_f^{0,33} \cdot \text{Gr}_f^{0,1} \cdot \text{Pr}_f^{0,43} \left( \frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w} \right)^{0,25}$$

Tính 
$$\text{Gr}_f = \frac{g \cdot \beta \cdot d^3 \cdot \Delta t}{\nu^2} = \frac{9,81 \cdot 7,2 \cdot 10^{-4} \cdot 8^3 \cdot 10^{-9} \cdot (80 - 20)}{(3,66 \cdot 10^{-6})^2}$$

$$\text{Gr}_f = 16198$$

$$\text{Nu}_f = 0,15 \cdot 1310^{0,33} \cdot 16198^{0,1} \cdot 59,3^{0,43} \left( \frac{59,3}{298} \right)^{0,25}$$

Tính: 
$$\alpha = \frac{\text{Nu}_f \lambda_f}{d} = \frac{16,3 \times 0,1056}{8 \cdot 10^{-3}} = 215 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

**Bài 3.19** Biết phương trình tiêu chuẩn trao đổi nhiệt đối lưu của không khí chuyển động trong ống  $\text{Nu} = 0,021 \text{ Re}^{0,5}$ . Nếu tốc độ của không khí giảm đi 2 lần còn các điều kiện khác không đổi, lúc này hệ số toả nhiệt  $\alpha_2$  sẽ là bao nhiêu so với  $\alpha_1$ . Ngược lại nếu tốc độ tăng lên 2 lần thì  $\alpha_2$  bằng bao nhiêu?

Lời giải

Vì  $\text{Nu} = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda}$  và  $\text{Re} = \frac{\omega \cdot d}{\nu}$  nên ta có:

$$\text{Nu} = 0,021 \text{ Re}^{0,5}$$

$$\frac{\alpha \cdot d}{\lambda} = 0,021 \left( \frac{\omega \cdot d}{\nu} \right)^{0,5}$$

Khi chỉ có tốc độ thay đổi, các thông số khác không đổi, ta có:

$$\alpha \sim \omega^{0.5} \quad (\alpha \text{ tỉ lệ với } \omega^{0.5})$$

$$\alpha_1 \sim \omega_1^{0.5}; \quad \alpha_2 \sim \omega_2^{0.5}$$

$$\frac{\alpha_2}{\alpha_1} = \left( \frac{\omega_2}{\omega_1} \right)^{0.5} = \frac{1}{\sqrt{2}}; \quad \alpha_2 = \frac{1}{\sqrt{2}} \alpha_1$$

Vậy hệ số toả nhiệt  $\alpha_2$  giảm đi  $\sqrt{2}$  lần so với  $\alpha_1$ .

Ngược lại, nếu tốc độ tăng 2 lần thì  $\alpha_2$  tăng lên  $\sqrt{2}$  so với  $\alpha_1$ . Chú ý nếu tốc độ giữ không đổi còn đường kính giảm đi 2 lần thì  $\alpha_2$  tăng lên  $\sqrt{2}$  lần, khi đường kính tăng lên 2 lần thì  $\alpha_2$  giảm  $\sqrt{2}$  lần so với  $\alpha_1$ .

**Bài 3.20** Không khí ở độ 27°C có độ nhớt động học  $16 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ , trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên với ống trụ nằm ngang đường kính 80 mm với nhiệt độ bề mặt 67°C. Xác định tiêu chuẩn đồng dạng  $Gr_f$ .

*Lời giải*

Tiêu chuẩn đồng dạng  $Gr_f$  với ống trụ nằm ngang có kích thước xác định  $l = d$ :

$$Gr_f = \frac{g \cdot \beta \cdot d^3 \cdot \Delta t}{\nu^2}$$

ở đây:  $g = 9,81 \text{ m/s}^2$  (gia tốc trọng trường),  $\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{273 + 27} = \frac{1}{300}$ ;

$d = 80 \text{ mm} = 0,08 \text{ m}$ ;  $\Delta t = t_w - t_f = 67 - 27 = 40^\circ\text{C}$ ;  $\nu = 16 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ .

$$Gr_f = \frac{9,18 \cdot 0,08^3 \cdot 40}{300 \cdot (16 \cdot 10^{-6})^2} = 2,616 \cdot 10^6$$

**Bài 3.21** Một chùm ống so le gồm 10 dây ống. Đường kính ngoài của ống  $d = 38 \text{ mm}$ . Dòng không khí chuyển động ngang qua chùm ống có nhiệt độ trung bình  $t_f = 500^\circ\text{C}$ . Tốc độ của dòng không khí là 12 m/s. Xác định hệ số toả nhiệt trung bình của chùm ống.

*Lời giải*

Kích thước xác định:  $d = 38 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ .

Nhiệt độ xác định:  $t_f = 500^\circ\text{C}$ .

Tra các thông số vật lý của không khí ứng với  $500^\circ\text{C}$  ở bảng 7 Phụ lục, ta có:

$$\lambda = 5,74 \cdot 10^{-2} \text{ W/m.K}; \quad \nu = 79,38 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \quad \text{Pr}_f = 0,687.$$

Tính 
$$\text{Re}_f = \frac{\omega \cdot d}{\nu} = \frac{12 \cdot 38 \cdot 10^{-3}}{79,38 \cdot 10^{-6}}$$

$$\text{Re}_f = 5745$$

Tính theo (3.16) với hàng ống thứ 3:

$$\text{Nu}_f = 0,41 \cdot \text{Re}_f^{0,6} \cdot \text{Pr}_f^{0,33}$$

(với không khí coi  $\text{Pr}_f = \text{Pr}_w$  và bỏ qua ảnh hưởng bước ống  $\varepsilon_s = 1$ ).

$$\text{Nu}_f = 0,41 \cdot 5745^{0,6} \cdot 0,687^{0,33}$$

$$\text{Nu}_f = 65,2.$$

Tính 
$$\alpha_3 = \frac{\text{Nu}_f \cdot \lambda}{d} = \frac{65,2 \cdot 5,74 \cdot 10^{-2}}{38 \cdot 10^{-3}}$$

$$\alpha_3 = 98,5 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}.$$

Hệ số toả nhiệt trung bình của chùm ống so le với  $\alpha_1 = 0,6\alpha_3$ ,  $\alpha_2 = 0,7\alpha_3$  và  $n$  – số dãy ống:

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + (n - 2)\alpha_3}{n}$$

$$\alpha = \frac{0,6\alpha_3 + 0,7\alpha_3 + (10 - 2)\alpha_3}{10} = \frac{9,3\alpha_3}{10} = 91,6 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}.$$

**Bài 3.22** Xác định hệ số toả nhiệt và lượng hơi nhận được khi nước sôi trên bề mặt có diện tích  $5 \text{ m}^2$ . Biết nhiệt độ của vách  $t_w = 156^\circ\text{C}$  và áp suất hơi  $p = 4,5 \text{ bar}$ .

*Lời giải*

Nhiệt độ sôi (nhiệt độ bão hoà) tương ứng với  $p = 4,5 \text{ bar}$  là  $148^\circ\text{C}$ .

Nhiệt hoá hơi  $r = 2120,9 \text{ kJ/kg}$  (tra bảng 4 Phụ lục):

$$\Delta t = t_w - t_s = 156 - 148 = 8^\circ\text{C}.$$

Hệ số toả nhiệt khi sôi bọt theo (3.17):

$$\alpha = 46 \cdot \Delta t^{2,33} p^{0,5} = 46 \cdot 8^{2,33} \cdot 4,5^{0,5}$$

$$\alpha = 12404 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Lượng nhiệt bề mặt vách truyền cho nước:

$$Q = \alpha F (t_w - t_s) = 12404 \cdot 5 \cdot (156 - 148)$$

$$Q = 496160 \text{ W}$$

Lượng hơi nhận được sau 1 giờ:

$$G = \frac{496160 \cdot 3600}{2120,9 \cdot 10^3} = 842 \text{ kg/h}$$

**Bài 3.23** Không khí chuyển động trong ống đường kính trong  $d = 60 \text{ mm}$ , chiều dài ống  $l = 10 \text{ m}$ , nhiệt độ mặt trong ống  $t_w = 40^\circ\text{C}$  có hệ số toả nhiệt đối lưu  $\alpha = 40 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$  và nhiệt độ  $t_r = 160^\circ\text{C}$ . Xác định:

1. Nhiệt trao đổi của không khí với bề mặt ống.
2. Tốc độ không khí trong ống

*Lời giải*

1. Nhiệt trao đổi giữa không khí và bề mặt ống tính theo công thức:

$$Q = \alpha F \Delta t$$

$$F = \pi d l = 3,14 \cdot 0,06 \cdot 10 = 1,884 \text{ m}^2$$

$$\Delta t = t_r - t_w = 160 - 40 = 120^\circ\text{C}$$

$$\alpha = 40 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$Q = 40 \cdot 1,884 \cdot 120 = 9043 \text{ W}$$

2. Tốc độ không khí  $\omega$

Giả thiết tiêu chuẩn  $Re$  của không khí:  $Re_r \geq 1 \cdot 10^4$ , nghĩa là không khí chảy rối trong ống nên ta có phương trình tiêu chuẩn:

$$Nu_r = 0,018 Re_r^{0,8} \varepsilon_l \varepsilon_r$$

Ở đây ống không bị uốn cong  $\varepsilon_R = 1$ , chiều dài ống  $l = 10 \text{ m} > 50d = 50 \cdot 0,06 = 3 \text{ m}$  nên  $\varepsilon_l = 1$ . Vậy ta có:

$$Re_r^{0,8} = \frac{Nu_r}{0,018}; \quad Nu_r = \frac{\alpha d}{\lambda}$$



Từ bảng 7 (phụ lục) thông số vật lý của không khí khô, theo  $t_f = 160^\circ\text{C}$  ta có  $\lambda = 3,64 \cdot 10^{-2} \text{ W/m.K}$ ;  $\nu = 30,09 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ .

$$\text{Vậy ta có} \quad \text{Nu} = \frac{40 \cdot 0,06}{3,64 \cdot 10^{-2}} = 66$$

$$\text{Re}_f^{0,8} = \frac{66}{0,018} = 3667$$

$$\text{Re}_f = 3667^{1,25} = 2,8536 \cdot 10^4 > 1 \cdot 10^4 \text{ (đúng như giả thiết ở trên).}$$

Vậy ta có:

$$\text{Re}_f = \frac{\omega d}{\nu}; \quad \omega = \frac{\text{Re}_f \cdot \nu}{d} = \frac{2,8536 \cdot 10^4 \cdot 30,09 \cdot 10^{-6}}{0,06}$$

$$\omega = 14,3 \text{ m/s}$$

**Bài 3.24** Một chùm ống, gồm  $n = 8$  dây ống (hay hàng ống), biết hiệu số nhiệt độ giữa chất lỏng và bề mặt ống  $\Delta t = 120^\circ\text{C}$ , tổng diện tích các ống  $F = 10 \text{ m}^2$ , nhiệt trao đổi bằng đối lưu  $Q = 120 \text{ kW}$ . Xác định hệ số toả nhiệt của hàng ống thứ 7 ( $\alpha_7$ ) theo:

a) khi bố trí song song

b) khi bố trí so le

*Lời giải*

Như đã biết từ hàng ống thứ 3 trở đi hệ số toả nhiệt theo hàng ống sẽ không đổi nên ta có:  $\alpha_7 = \alpha_3$  ( $\alpha_3 = \alpha_4 = \dots = \alpha_n$ )

Ta có công thức hệ số toả nhiệt trung bình  $\alpha$  của toàn bộ chùm  $n$  - ống:

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + (n - 2)\alpha_3}{n}$$

Ở đây  $n = 8$ , nên ta có:

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + 6\alpha_3}{8}$$

Theo công thức Newton ta có:

$$\alpha = \frac{Q}{F \cdot \Delta t} = \frac{120 \cdot 10^3}{10 \cdot 120} = 100 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

a) Khi bố trí các ống theo sơ đồ song song

Ta có  $\alpha_1 = 0,6\alpha_3, \alpha_2 = 0,9\alpha_3$  nên:

$$\alpha = \frac{0,6\alpha_3 + 0,9\alpha_3 + 6\alpha_3}{8} = 0,9375\alpha_3$$

$$\alpha_3 = \frac{\alpha}{0,9375} = \frac{100}{0,9375} = 106,7 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = \alpha_7$$

b) Khi bố trí các ống so le:

Ta có  $\alpha_1 = 0,6\alpha_3, \alpha_2 = 0,7\alpha_3$  nên:

$$\alpha = \frac{0,6\alpha_3 + 0,7\alpha_3 + 6\alpha_3}{8} = 0,9125\alpha_3$$

$$\alpha_3 = \frac{\alpha}{0,9125} = \frac{100}{0,9125} = 109,6 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = \alpha_7$$

**Bài 3.25** Không khí tốc độ  $\omega = 10 \text{ m/s}$ , nhiệt độ  $t_f = 100^\circ\text{C}$  chuyển động trong kênh dẫn chữ nhật  $200 \times 460 \text{ mm}$ , dài  $l = 0,267 \text{ m}$ . Xác định hệ số toả nhiệt đối lưu  $\alpha$ , nhiệt trao đổi với bề mặt trong của kênh nếu nhiệt độ bề mặt  $t_w = 40^\circ\text{C}$ .

*Lời giải*

1. Hệ số toả nhiệt  $\alpha$ .

- Đường kính tương đương của kênh chữ nhật:

$$d_{td} = \frac{4f}{U} = \frac{4(0,2 \times 0,4)}{2(0,2 + 0,4)} = 0,267 \text{ m}$$

- Tiêu chuẩn  $Re$ :

$$Re = \frac{\omega d_{td}}{\nu} = \frac{10 \cdot 0,267}{23,13 \cdot 10^{-6}} = 1,154 \cdot 10^5$$

- Vì  $Re = 1,154 \cdot 10^5 > 1 \cdot 10^4 \rightarrow$  dòng không khí chảy rối nên ta có:

$$Nu = 0,018 Re^{0,8} \cdot \epsilon_l \cdot \epsilon_R$$

Ở đây ống thẳng nên  $\epsilon_R = 1$ , tỷ số  $l/d_{td} = 0,267/0,267 = 1 < 50$ .

Nên giá trị  $\varepsilon_1 > 1$  tra bảng 6.1 của sách Kỹ thuật nhiệt theo  $R_1 = 1,154 \cdot 10^5 \approx 1 \cdot 10^5$  và  $l/d = 1$  ta có  $\varepsilon_1 = 1,28$ .

Vậy: 
$$Nu = 0,018 (1,154 \cdot 10^5)^{0,8} \cdot 1,28 = 258,4$$

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \alpha}{d_{td}} = \frac{258,4 \cdot 0,0321}{0,267} = 31 \text{ W/m}^2\text{K}$$

(Từ bảng 7, thông số vật lý của không khí, theo nhiệt độ không khí  $t_f = 100^\circ\text{C}$ , ta có  $\lambda = 3,21 \cdot 10^{-2} \text{ W/m}^2\text{K}$ ).

2. Dòng nhiệt trao đổi giữa không khí và vách kênh

$$Q = \alpha F \Delta t$$

Với  $\alpha = 31 \text{ W/m}^2\text{K}$ ,  $\Delta t = t_f - t_w = 100 - 40 = 60^\circ\text{C}$ .

$F = \text{chu vi} \times \text{chiều dài kênh}$

$$F = 2(0,2 + 0,4) \cdot 0,267 = 0,3204 \text{ m}^2.$$

$$Q = 31 \cdot 0,3204 \cdot 60 = 596 \text{ W}$$

**Bài 3.23** Xác định hệ số toả nhiệt đối lưu của không khí chuyển động trong ống thẳng có chiều dài  $l > 50d$  với tốc độ  $\omega = 12 \text{ m/s}$ , đường kính  $d = 300 \text{ mm}$ , nhiệt độ không khí  $t = 60^\circ\text{C}$ .

Trả lời  $\alpha = 29 \text{ W/m}^2\text{K}$

**Bài 3.24** Không khí có  $R_1 = 2 \cdot 10^4$  chuyển động trong ống thẳng đường kính  $d = 100 \text{ mm}$ , chiều dài  $l > 50d$ , nhiệt độ  $t = 60^\circ\text{C}$ . Xác định hệ số toả nhiệt  $\alpha$ .

Trả lời  $\alpha = 14,4 \text{ W/m}^2\text{K}$

**Bài 3.25** Khí chuyển động trong ống thẳng  $d = 200 \text{ mm}$ , tốc độ  $\omega = 10 \text{ m/s}$ , nhiệt độ  $t_f = 300^\circ\text{C}$ , chiều dài  $l = 15 \text{ m}$ , nhiệt độ bề mặt ống  $t_w = 40^\circ\text{C}$ . Xác định dòng nhiệt đối lưu.

Trả lời  $Q = 53,4 \text{ kW}$

## TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ VÀ TRUYỀN NHIỆT

### 4.1 TRAΟ ĐỔΙ NHIỆT BỨC XẠ GIỮA CÁC VẬT

#### 4.1.1 Hai tấm phẳng đặt song song

$$E_{12} \equiv q_{12} = \varepsilon_{qd} C_0 \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad \text{W/m}^2 \quad (4.1)$$

Độ đen quy dẫn:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} \quad (4.2)$$

Hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối:

$$C_0 = 5,67 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4.$$

#### 4.1.2 Hai tấm phẳng đặt song song có màn chắn

Khi có  $m$  - màn chắn ở giữa với độ đen  $\varepsilon_m = \varepsilon_1 = \varepsilon_2$ , lúc này bức xạ từ tấm phẳng 1 sang 2 sẽ giảm đi  $(m + 1)$  lần:

$$(q_{12})_m = \frac{q_{12}}{(m + 1)} \quad (4.3)$$

#### 4.1.3 Hai vật bọc nhau

$$Q_{12} = \varepsilon_{qd} \cdot C_0 \cdot F_1 \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \text{W} \quad (4.4)$$

Độ đen quy dẫn:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left( \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (4.5)$$

$F_1$  - diện tích bề mặt bị vật bọc (vật nhỏ)  $m^2$ ;

$F_2$  - diện tích bề mặt vật bị bọc (vật lớn)  $m^2$ .

Chú ý: Nếu 2 tấm phẳng hoặc hai vật bọc nhau là vật trắng tuyệt đối (vật có hệ số phản xạ  $R = 1$ , hệ số hấp thụ  $A$  và độ đen  $\varepsilon$ :  $A = \varepsilon = 0$ ) thì độ đen quy dẫn  $\varepsilon_{qd} = 0$  và nhiệt trao đổi bức xạ  $q_{12} = 0$  hay  $Q_{12} = 0$ .

## 4.2 TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

### 4.2.1 Truyền nhiệt

#### 4.2.1.1 Truyền nhiệt qua vách phẳng

$$q = k(t_{f1} - t_{f2}), \text{ W/m}^2$$

Hệ số truyền nhiệt của vách phẳng n lớp:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$t_{f1}, t_{f2}$  - nhiệt độ của môi chất nóng và lạnh;

$\alpha_1, \alpha_2$  - hệ số toả nhiệt từ bề mặt đến các môi chất,  $\text{W/m}^2.\text{K}$ ;

$\delta_i, \lambda_i$  - chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của lớp thứ  $i$ .

#### 4.2.1.2 Truyền nhiệt qua vách trụ

$$q_l = k_1(t_{f1} - t_{f2}), \text{ W/m}$$

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot \pi \cdot d_1} + \sum_1^n \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot \pi \cdot d_{n+1}}}, \text{ W/m.K.}$$

$k_1$  - hệ số truyền nhiệt qua vách trụ n lớp.

### 4.2.1.3. Truyền nhiệt qua vách có cánh

$$Q = k_c(t_{f1} - t_{f2}), W \quad (4.8)$$

$$k_c = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot F_1} + \frac{\delta}{\lambda \cdot F_1} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot F_2}}$$

$k_c$  - hệ số truyền nhiệt của vách có cánh. Người ta làm cánh ở bề mặt phía có giá trị hệ số  $\alpha$  nhỏ.

Mật độ dòng nhiệt phía không làm cánh với hệ số làm cánh:  $\varepsilon_c = \frac{F_2}{F_1}$ :

$$q_1 = \frac{Q}{F_1} = k_1(t_{f1} - t_{f2}), W/m^2 \quad (4.9)$$

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot \varepsilon_c}}, W/m^2 \cdot K$$

Mật độ dòng nhiệt phía làm cánh:

$$q_2 = \frac{Q}{F_2} = k_2(t_{f1} - t_{f2}), W/m^2 \quad (4.10)$$

$$k_2 = \frac{1}{\frac{\varepsilon_c}{\alpha_1} + \frac{\delta \cdot \varepsilon_c}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, W/m^2 \cdot K$$

$$k_2 = \frac{k_1}{\varepsilon_c}$$

Ta thấy khi hệ số làm cánh  $\varepsilon_c$  tăng mật độ dòng nhiệt phía không làm cánh  $q_1$  tăng và ngược lại khi  $\varepsilon_c$  giảm thì  $q_1$  giảm. Còn khi tăng hệ số cánh  $\varepsilon_c$  thì mật độ dòng nhiệt phía làm cánh  $q_2$  sẽ giảm và ngược lại khi  $\varepsilon_c$  giảm thì  $q_2$  tăng.

## 4.2.2. Thiết bị trao đổi nhiệt

### 4.2.2.1 Các phương trình cơ bản tính toán thiết bị trao đổi nhiệt loại vách ngăn

a) Phương trình truyền nhiệt

$$Q = kF\Delta t, W \quad (4.11)$$

trong đó:

$Q$  - lượng nhiệt trao đổi giữa hai môi chất, W;

$F$  - diện tích bề mặt trao đổi nhiệt,  $m^2$ ;

$k$  - hệ số truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt,  $W/m^2.K$ ;

$\Delta t$  - độ chênh nhiệt độ trung bình.

b) Phương trình cân bằng nhiệt

$$Q = G_1 C_{p1} (t_1' - t_1'') = G_2 C_{p2} (t_2'' - t_2'), W \quad (4.12)$$

Chỉ số 1 là của chất lỏng nóng, chỉ số 2 là của chất lỏng lạnh.

- ký hiệu " ' " các thông số đi vào thiết bị

- ký hiệu " " " các thông số đi ra thiết bị

$G$  - lưu lượng, kg/s:

$$G = V \cdot \rho$$

$V$  - lưu lượng thể tích,  $m^3/s$ ;

$\rho$  - khối lượng riêng,  $kg/m^3$

$C_p$  - nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp,  $J/kg.K$ .

$$Q = W_1 \Delta t_1 = W_2 \Delta t_2; \quad W_1 = G_1 C_{p1}; \quad W_2 = G_2 C_{p2}$$

c) Độ chênh nhiệt độ trung bình logarit của thiết bị cùng chiều và ngược chiều:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (4.13)$$

Đối với các chất lỏng chuyển động song song cùng chiều:

$$\Delta t_1 = t_1' - t_2'$$

$$\Delta t_2 = t_1'' - t_2''$$

Đối với các chất lỏng chuyển động song song ngược chiều:

$$\Delta t_1 = t_1' - t_2''$$

$$\Delta t_2 = t_1'' - t_2'$$

#### 4.2.2.2 Xác định diện tích bề mặt thiết bị trao đổi nhiệt

$$F = \frac{Q}{k\Delta t}$$

### 4.3. BÀI TẬP VỀ BỨC XẠ NHIỆT VÀ TRUYỀN NHIỆT

**Bài 4.1** Một thanh thép có nhiệt độ là  $727^\circ\text{C}$ , độ đen  $\varepsilon = 0,7$ . Tính khả năng bức xạ của thanh thép nếu nhiệt độ giảm đi 2 lần thì khả năng bức xạ giảm mấy lần.

*Lời giải*

Khả năng bức xạ của thanh thép:

$$E = \varepsilon \cdot C_0 \left( \frac{T}{100} \right)^4$$

$$T = 273 + 727 = 1000^\circ\text{K}$$

$$E = 0,7 \times 5,67 \left( \frac{1000}{100} \right)^4 = 3,97 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2.$$

$$E = 3,97 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2.$$

Nếu nhiệt độ của thanh thép giảm 2 lần:

$$T = 273 + \frac{727}{2} = 636,5^\circ\text{K}$$

$$E = 0,7 \times 5,67 \left( \frac{636,5}{100} \right)^4 = 6514,4 \text{ W/m}^2.$$

$$E = 6514,4 \text{ W/m}^2.$$

Khả năng bức xạ giảm  $\frac{3,97 \cdot 10^4}{6514,4} = 6,09$  lần.

**Bài 4.2** Hai tấm phẳng đặt song song, tấm thứ nhất có nhiệt độ  $t_1 = 527^\circ\text{C}$ , độ đen  $\varepsilon_1 = 0,8$ , tấm thứ hai có nhiệt độ  $t_2 = 27^\circ\text{C}$ , độ đen  $\varepsilon_2 = 0,6$ . Tính khả năng



bức xạ của mỗi tấm, độ đen quy dẫn và lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa hai tấm phẳng.

*Lời giải*

Khả năng bức xạ của từng tấm:

$$E_1 = \varepsilon_1 \cdot C_0 \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 = 0,8 \times 5,67 \left( \frac{800}{100} \right)^4$$

$$E_1 = 18579 \text{ W/m}^2.$$

$$E_2 = \varepsilon_2 \cdot C_0 \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 = 0,6 \times 5,67 \left( \frac{300}{100} \right)^4$$

$$E_2 = 275 \text{ W/m}^2$$

Lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa hai tấm phẳng ứng với một đơn vị diện tích theo (4.1), (4.2):

$$q_{1-2} = \varepsilon_{qd} \cdot C_0 \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

Ở đây độ đen qui dẫn bằng:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} = \frac{1}{\frac{1}{0,8} + \frac{1}{0,6} - 1} = 0,526$$

$$q_{1-2} = 0,256 \times 5,67 \left[ \left( \frac{800}{100} \right)^4 - \left( \frac{300}{100} \right)^4 \right] = 11975 \text{ W/m}^2$$

**Bài 4.3** Xác định tổn thất nhiệt do bức xạ từ bề mặt ống thép có đường kính  $d = 70 \text{ mm}$ , dài  $3 \text{ m}$ , nhiệt độ bề mặt ống  $t_1 = 227^\circ\text{C}$ , trong hai trường hợp:

a) ống đặt trong phòng rộng có nhiệt độ tường bao bọc  $t_2 = 27^\circ\text{C}$ .

b) ống đặt trong cống có kích thước  $(0,3 \times 0,3) \text{ m}$  và nhiệt độ vách cống  $t_2 = 27^\circ\text{C}$ . Biết độ đen của ống thép  $\varepsilon_1 = 0,95$  và của vách cống  $\varepsilon_2 = 0,30$ .

*Lời giải*

Trường hợp ống thép đặt trong phòng rộng theo (4.4), (4.5), khi  $F_2 = \infty$ :

$$Q_{1-2} = \varepsilon_{qd} \cdot C_o \cdot F_1 \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right],$$

$$\varepsilon_{qd} = \varepsilon_1; \quad F_1 = \pi \cdot d \cdot l = 3,14 \times 0,07 \times 3 = 0,66 \text{ m}^2$$

$$Q_{1-2} = 0,95 \times 5,67 \times 0,66 \left[ \left( \frac{500}{100} \right)^4 - \left( \frac{300}{100} \right)^4 \right]$$

$$Q_{1-2} = 1934 \text{ W}$$

Trường hợp ống thép đặt trong ống hẹp độ đen quy dẫn theo (4.5):

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left( \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)}$$

$$F_2 = 2(0,3 + 0,3) \cdot 3 = 3,6 \text{ m}^2$$

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{0,95} + \frac{0,66}{3,6} \left( \frac{1}{0,3} - 1 \right)}$$

$$Q_{1-2} = 0,675 \times 5,67 \times 0,66 \left[ \left( \frac{500}{100} \right)^4 - \left( \frac{300}{100} \right)^4 \right]$$

$$Q_{1-2} = 1374 \text{ W}$$

**Bài 4.4** Hai hình hộp lập phương có cạnh 5 cm và 20 cm bọc nhau, trao đổi nhiệt bức xạ, độ đen bề mặt hình hộp bọc ngoài 0,5. Xác định độ đen quy dẫn của hệ thống 2 vật bọc nhau.

*Lời giải*

Độ đen quy dẫn của 2 vật bọc nhau theo (4.5) với  $\varepsilon_1 = 0,4$ ,  $\varepsilon_2 = 0,5$ :

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left( \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} = \frac{1}{\frac{1}{0,4} + \frac{6 \times 0,05^2}{6 \times 0,2^2} \left( \frac{1}{0,5} - 1 \right)} = 0,39$$

ở đây:  $F_1 = 6 \times 0,05^2 \text{ m}^2$ ;  $F_2 = 6 \times 0,20^2 \text{ m}^2$ .

$F_1$  và  $F_2$  là diện tích các mặt của hình lập phương.

**Bài 4.5** Chất khí có nhiệt độ  $t_k = 627^\circ\text{C}$ , nhiệt độ bề mặt chất rắn  $t_w = 227^\circ\text{C}$ . Biết mật độ dòng nhiệt trao đổi giữa chất khí và bề mặt vách rắn  $q = 20 \text{ kW/m}^2$ , hệ số toả nhiệt đối lưu  $\alpha_{dl} = 30 \text{ W/m}^2\text{K}$ . Xác định nhiệt trao đổi bằng bức xạ  $q_{b\lambda}$ , độ đen qui dẫn  $\varepsilon_{qd}$ .

*Lời giải*

Hệ số toả nhiệt tổng hợp  $\alpha$  (gồm toả nhiệt do đối lưu  $\alpha_{dl}$  và do bức xạ):

$$\alpha = \frac{q}{\Delta t} = \frac{20 \cdot 10^3}{627 - 227} = 50 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$(\Delta t = t_k - t_w = 627 - 227 = 400^\circ\text{C})$$

$$\alpha = \alpha_{dl} + \alpha_{bx}$$

$$\alpha_{bx} = \alpha - \alpha_{dl} = 50 - 30 = 20 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa chất khí và bề mặt rắn:

$$Q_{b\lambda} = \alpha_{bx} \cdot \Delta t = 20 \cdot 400 = 8 \cdot 10^3 \text{ W/m}^2$$

$$q_{bx} = C_0 \cdot \varepsilon_{qd} \left[ \left( \frac{T_k}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_w}{100} \right)^4 \right]$$

$$T_k = 627 + 273 = 900 \text{ K};$$

$$T_w = 227 + 273 = 500 \text{ K}$$

$$C_{qd} = C_0 \varepsilon_{qd} = \frac{q_{bx}}{\left[ \left( \frac{T_k}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_w}{100} \right)^4 \right]} = \frac{8 \cdot 10^3}{9^4 - 5^4} = 1,348$$

$$\varepsilon_{qd} = \frac{C_{qd}}{C_0} = \frac{1,348}{5,67} = 0,238$$

**Bài 4.6** Tấm phẳng kích thước  $0,6 \times 1,2 \text{ m}$  có độ đen  $\varepsilon = 0,6$ , nhiệt độ  $t = 127^\circ\text{C}$ . Biết trong 30 phút nhiệt bức xạ đập tới tấm phẳng 720 kcal. Xác định dòng bức xạ hiệu dụng của tấm phẳng.

*Lời giải*

Dòng bức xạ hiệu dụng:  $Q_{hd} = F \cdot E_{hd}$

$$F = 0,6 \times 1,2 \text{ m} = 0,72 \text{ m}^2$$

$$E_{\text{hd}} = E + (1 - A)E_t$$

$$E_t = \frac{Q_\tau}{\tau \cdot F} = \frac{720.4,18.10^3}{30.60.0,72} = 2,322 \text{ kW/m}^2$$

$$E = C_0 \varepsilon \left( \frac{T}{100} \right)^4 = 5,67.0,6 \left( \frac{400}{100} \right)^4 = 871 \text{ W/m}^2 = 0,871 \text{ kW/m}^2$$

$$E_{\text{hd}} = 0,871 + (1 - 0,6) 2,322 = 1,8 \text{ kW/m}^2 \text{ (ở đây giá trị } \varepsilon = A = 0,6)$$

$$Q_{\text{hd}} = F \cdot E_{\text{hd}} = 0,72 \cdot 1,8 = 1,296 \text{ kW}$$

**Bài 4.7** Một ống thép dài  $l = 10 \text{ m}$ , đường kính ngoài  $d_2 = 100 \text{ mm}$  có nhiệt độ  $t_1 = 427^\circ\text{C}$ , hệ số hấp thụ  $A_1 = 0,9$  được đặt trong 1 kênh dẫn bằng gạch kích thước  $400 \times 400 \text{ mm}$  có nhiệt độ  $t_2 = 27^\circ\text{C}$ , hệ số hấp thụ  $A_2 = 0,85$ . Xác định dòng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa bề mặt ống và kênh dẫn.

*Trả lời*  $Q = 36 \text{ kW}$  (chú ý ở đây  $A_1 = \varepsilon_1, A_2 = \varepsilon_2$ )

**Bài 4.8** Trên bề mặt của một vật đục ( $D = 0$ ) người ta đo được bức xạ đập tới  $60 \text{ kW/m}^2$  và bức xạ phản xạ  $3000 \text{ W/m}^2$ . Xác định hệ số hấp thụ.

*Trả lời*  $A = 0,95$

**Bài 4.9** Một tường lò bên trong là gạch chịu lửa, dày  $250 \text{ mm}$ , hệ số dẫn nhiệt bằng  $0,348 \text{ W/m.K}$ , bên ngoài là lớp gạch đỏ dày  $250 \text{ mm}$ , hệ số dẫn nhiệt bằng  $0,695 \text{ W/m.K}$ . Nếu khói trong lò có nhiệt độ  $1300^\circ\text{C}$ , hệ số toả nhiệt từ khói đến gạch là  $34,8 \text{ W/m}^2.\text{K}$ ; nhiệt độ không khí xung quang bằng  $30^\circ\text{C}$ . Hệ số toả nhiệt từ gạch đến không khí là  $11,6 \text{ W/m}^2.\text{K}$ .

Tìm mật độ dòng nhiệt truyền qua tường lò và nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp gạch.

*Lời giải*

Mật độ dòng nhiệt truyền qua tường lò:

$$q = k (t_{f1} - t_{f2}), \text{ W/m}^2$$

$$\text{Với: } k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{34,8} + \frac{0,250}{0,348} + \frac{0,250}{0,695} + \frac{1}{11,6}}$$

$$k = 0,838 \text{ W/m}^2.\text{K}.$$

$$q = 0,838 (1300 - 30) = 1064 \text{ W/m}^2$$

Nhiệt độ bề mặt tường phía khối:

$$t_{w1} = t_{f1} - q \frac{1}{\alpha_1} = 1300 - 1064 \frac{1}{34,8} = 1269^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp gạch:

$$t_{w2} = t_{w1} - q \frac{\delta_1}{\lambda_1} = 1269 - 1064 \frac{0,250}{0,348}$$

$$t_{w2} = 504^\circ\text{C}$$

**Bài 4.10** Vách phẳng dày  $\delta = 100 \text{ mm}$ , hệ số dẫn nhiệt  $\lambda = 50 \text{ W/mK}$ , mặt bên trái vách tiếp xúc với dòng môi chất nóng với  $t_{f1} = 300^\circ\text{C}$ ,  $\alpha_1 = 70 \text{ W/m}^2\text{K}$ , mặt bên phải vách tiếp xúc với dòng môi chất lạnh  $t_{f2} = 50^\circ\text{C}$ ,  $\alpha_2 = 40 \text{ W/m}^2\text{K}$ . Xác định nhiệt độ bề mặt trái và phải của vách.

*Lời giải*

- Mật độ dòng nhiệt truyền qua vách phẳng 1 lớp:

$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{300 - 50}{\frac{1}{70} + \frac{0,1}{50} + \frac{1}{40}} = 6055 \text{ W/m}^2$$

Với trường nhiệt độ ổn định ta có dòng nhiệt truyền qua vách không đổi:

$$q = q_1 = \alpha_1(t_{f1} - t_{w2})$$

$$t_{w1} = t_{f1} - \frac{q}{\alpha_1} = 300 - \frac{6055}{70} = 213,5^\circ\text{C}$$

$$q = q_3 = \alpha_2(t_{w2} - t_{f2})$$

$$t_{w2} = t_{f2} + \frac{q}{\alpha_2} = 50 + \frac{6055}{40} = 201,4^\circ\text{C}$$

**Bài 4.11** Vách phẳng 2 lớp, mặt bên trong có dòng môi chất nóng với  $t_{f1} = 300^\circ\text{C}$ ,  $\alpha_1 = 50 \text{ W/m}^2\text{K}$ , mặt bên ngoài có dòng môi chất lạnh  $t_{f2} = 100^\circ\text{C}$ ,  $\alpha_2 = 50 \text{ W/m}^2\text{K}$ , nhiệt trở dẫn nhiệt của 2 lớp  $R_{dn} = 0,2 \text{ m}^2\text{K/W}$ . Xác định nhiệt độ mặt ngoài  $t_{w3}$ .

Trả lời  $t_{w3} = 137^{\circ}\text{C}$

**Bài 4.12** Một ống dẫn hơi làm bằng thép, đường kính 200/216 mm, hệ số dẫn nhiệt bằng 46 W/m.K, được bọc bằng một lớp cách nhiệt dày 120 mm, có hệ số dẫn nhiệt bằng 0,116 W/m.K. Nhiệt độ của hơi bằng 300°C. Hệ số toả nhiệt của hơi trong ống 116 W/m<sup>2</sup>.K, nhiệt độ của không khí bên ngoài 25°C. Hệ số toả nhiệt từ bề mặt ngoài lớp cách nhiệt đến không khí xung quanh bằng 10 W/m<sup>2</sup>.K. Xác định tổn thất nhiệt trên 1 m chiều dài ống và nhiệt độ bề mặt lớp cách nhiệt.

Lời giải

Tổn thất nhiệt trên 1 m chiều dài theo (4.7):

$$q_1 = k_1(t_{f1} - t_{f2}), \text{ W/m}$$

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot \pi \cdot d_1} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot \pi \cdot d_3}}, \text{ W/m.K}$$

$$d_1 = 0,2 \text{ m}; \quad d_2 = 0,216 \text{ m}$$

$$d_3 = d_2 + 2\delta = 0,216 + 2 \cdot 0,120 = 0,456 \text{ m.}$$

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{116 \cdot 3,14 \cdot 0,2} + \frac{1}{2 \cdot 3,14 \cdot 46 \cdot 216} \ln \frac{216}{200} + \frac{1}{2 \cdot 3,14 \cdot 0,116} \ln \frac{456}{216} + \frac{1}{10 \cdot 3,14 \cdot 0,456}}$$

$$k_1 = 0,9 \text{ W/m.K.}$$

$$q_1 = 0,9 (300 - 25) = 247,5 \text{ W/m}$$

Nhiệt độ bề mặt ngoài lớp cách nhiệt xác định từ điều kiện ổn định:

$$q_1 = q_{14} = \alpha \cdot \pi \cdot d_3 (t_{w3} - t_{f2})$$

$$t_{w3} = t_{f2} + \frac{q_1}{\alpha \cdot \pi \cdot d_3} = 25 + 247,5 \frac{1}{10 \cdot 3,14 \cdot 0,456}$$

$$t_{w3} = 42^{\circ}\text{C.}$$

**Bài 4.13** Dòng khí (3 nguyên tử) nóng chuyển động trong ống đường kính  $d_1 = 120 \text{ mm}$ , khi dòng khí nóng này truyền nhiệt qua vách ống, dòng khí này có hệ số toả nhiệt đối lưu  $\alpha_{d1} = 10 \text{ W/m}^2\text{K}$ . Xác định nhiệt trở truyền nhiệt của dòng khí nóng ứng với 1 m chiều dài ống.

Lời giải

Nhiệt trở truyền nhiệt của dòng môi chất nóng với 1 m chiều dài ống:

$$R_1 = \frac{l}{\pi d_1 \alpha_1}$$

Ở đây  $\alpha_1 = \alpha_{dt} + \alpha_{bx} = 30 + 10 = 40 \text{ W/m}^2\text{k}$ .

$$R_1 = \frac{l}{3,14 \times 0,12 \times 40} = 0,0664 \text{ mK/W}$$

**Bài 4.14** Một ống dẫn hơi có đường kính  $d_2 = 100 \text{ mm}$  được bọc cách nhiệt. Hệ số toả nhiệt đối lưu của không khí bên ngoài  $\alpha_2 = 10 \text{ W/m}^2\text{K}$ , hệ số dẫn nhiệt của vật liệu bọc cách nhiệt  $\lambda_{CN}$  phải bằng bao nhiêu?

Trả lời  $\lambda_{CN} \leq 0,5 \text{ W/m.K}$

**Bài 4.15** Một thiết bị trao đổi nhiệt chất lỏng nóng được làm nguội từ  $300^\circ\text{C}$  đến  $200^\circ\text{C}$ , chất lỏng lạnh được đốt nóng từ  $25^\circ\text{C}$  đến  $175^\circ\text{C}$ . Tính độ chênh nhiệt độ trung bình trong các trường hợp sau:

- Chất lỏng chuyển động song song cùng chiều.
- Chất lỏng chuyển động song song ngược chiều.

Lời giải

a) Trường hợp chất lỏng chuyển động song song cùng chiều:

$$\Delta t_1 = t'_1 - t'_2 = 300 - 25 = 275^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = t''_1 - t''_2 = 200 - 175 = 25^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{cc} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{275 - 25}{\ln \frac{275}{25}} = 104^\circ\text{C}$$

b) Trường hợp chất lỏng chuyển động song song ngược chiều:

$$\Delta t_1 = t'_1 - t''_2 = 300 - 175 = 125^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = t''_1 - t'_2 = 200 - 25 = 175^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{nc} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{125 - 175}{\ln \frac{125}{175}} = 149^\circ\text{C}$$

**Bài 4.16** Trong một thiết bị trao đổi nhiệt cân làm nguội 275 kg/h chất lỏng nóng từ 120°C đến 50°C, chất lỏng nóng có nhiệt dung riêng  $C_{p1} = 3,04$  kJ/kg.K. Chất lỏng lạnh (chất giải nhiệt) có lưu lượng 1000 kg/h, nhiệt độ vào thiết bị là 10°C, nhiệt dung riêng  $C_{p2} = 4,18$  kJ/kg.K. Biết hệ số truyền nhiệt của thiết bị  $k = 1160$  W/m<sup>2</sup>.K. Tính diện tích truyền nhiệt của thiết bị trong các trường hợp sau:

- Chất lỏng chuyển động song song cùng chiều.
- Chất lỏng chuyển động song song ngược chiều.

*Lời giải*

Nhiệt lượng do chất lỏng nóng nhả ra:

$$Q = G_1 C_{p1} (t'_1 - t''_1)$$

$$Q = \frac{275}{3600} 3,04 \cdot 10^3 (120 - 50) = 16255,5 \text{ W}$$

Nhiệt độ ra của chất lỏng lạnh xác định từ phương trình cân bằng nhiệt (4.12):

$$Q = G_1 \cdot C_{p1} (t'_1 - t''_1) = G_2 \cdot C_{p2} (t_2'' - t'_2)$$

$$t_2'' = t'_2 + \frac{G_1 \cdot C_{p1} (t'_1 - t''_1)}{G_2 \cdot C_{p2}}$$

$$t_2'' = 10 + \frac{275 \times 3,04(120 - 50)}{1000 \times 4,18} = 24^\circ\text{C}$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình logarit trong trường hợp chuyển động song song cùng chiều theo (4.13):

$$\Delta t_1 = t'_1 - t'_2 = 120 - 10 = 110^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = t''_1 - t_2'' = 50 - 24 = 26^\circ\text{C}$$



$$\Delta t_{cc} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{110 - 26}{\ln \frac{110}{26}} = 58,3^\circ\text{C}$$

Diện tích bề mặt truyền nhiệt trong trường hợp chuyển động song song cùng chiều theo (4.14):

$$Q = k \cdot F_{cc} \cdot \Delta t_{cc}$$

$$F_{cc} = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{cc}} = \frac{16255}{1160 \times 58,3} = 0,24 \text{ m}^2$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình logarit trong trường hợp chuyển động song song ngược chiều theo (4.13):

$$\Delta t_1 = t'_1 - t''_2 = 120 - 24 = 96^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = t''_1 - t'_2 = 50 - 10 = 40^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{nc} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{96 - 40}{\ln \frac{96}{40}} = 64^\circ\text{C}$$

Diện tích bề mặt truyền nhiệt trong trường hợp chất lỏng chuyển động song song ngược chiều theo (4.14):

$$Q = k \cdot F_{nc} \cdot \Delta t_{nc}$$

$$F_{nc} = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{nc}} = \frac{16255}{1160 \times 64} = 0,22 \text{ m}^2.$$

**Bài 4.17** Thiết bị trao đổi nhiệt dùng hơi nước bão hoà cho ngưng tụ để đốt nóng nước từ nhiệt độ nước vào  $t' = 30^\circ\text{C}$  đến nhiệt độ nước ra  $t'' = 70^\circ\text{C}$ , nhiệt dung riêng của nước  $C_n = 4,2 \text{ kJ/kg.K}$ . Biết diện tích bề mặt thiết bị  $F = 12 \text{ m}^2$ , hệ số truyền nhiệt  $k = 2120 \text{ W/m}^2\text{K}$ , độ chênh nhiệt độ trung bình  $\Delta t = 100^\circ\text{C}$ .

Xác định lưu lượng nước được đốt nóng.

*Lời giải*

Phương trình truyền nhiệt:  $Q = kF\Delta t = 2120 \cdot 12 \cdot 100 = 2,544 \cdot 10^5 \text{ W}$ .

Phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = Q_n = G_n \times C_n \times (t'' - t')$$

$$G_n = \frac{Q}{C_n(t'' - t')} = \frac{2,544 \times 10^5}{4,2 \times 10^3(70 - 30)} = 1,514 \text{ kg/s}$$

**Bài 4.18** Thiết bị trao đổi nhiệt vách ngăn, môi chất nước và không khí, biết lưu lượng của nước  $G_n = 3600 \text{ kg/h}$ , nhiệt độ nước giảm  $\delta t_n = 7^\circ\text{C}$ , nhiệt độ không khí tăng  $\delta t_k = 20^\circ\text{C}$ . Xác định lưu lượng không khí.

Trả lời  $G_k = 1,463 \text{ kg/s}$

**Bài 4.19** Thiết bị trao đổi nhiệt vách ngăn, biết  $W_1/W_2 = 0,6$  ( $W = G.C_p$ ), hiệu nhiệt độ của dòng môi chất nóng  $\delta t_1 = 80^\circ\text{C}$ , nhiệt độ ra của dòng môi chất lạnh  $t_2'' = 78^\circ\text{C}$ . Xác định nhiệt độ vào của dòng môi chất lạnh  $t_2'$ .

Trả lời  $t_2' = 30^\circ\text{C}$

**Bài 4.20** Hơi bão hoà khô  $\text{NH}_3$  ngưng tụ ở  $p = 20 \text{ bar} = \text{const}$  trong thiết bị ngưng. Lượng không khí  $7200 \text{ m}^3/\text{h}$  thổi qua thiết bị ngưng để làm mát có nhiệt độ vào  $303 \text{ K}$ , nhiệt độ ra  $40^\circ\text{C}$ . Coi khối lượng riêng của không khí  $\rho = 1,2 \text{ kg/m}^3$ . Xác định diện tích bề mặt các ống trong thiết bị nếu biết hệ số truyền nhiệt  $k = 50 \text{ W/m}^2\text{K}$ .

Trả lời  $F = 33,3 \text{ m}^2$ .

#### 4.4 CÂU HỎI VÀ BÀI TẬP TỔNG HỢP VỀ PHẦN TRUYỀN NHIỆT

**Bài 4.21** Tổn thất nhiệt dẫn qua vách ống sẽ ra sao nếu:

a) Chiều dày vách ống không đổi, đường kính trong tăng lên 2 lần (các điều kiện khác không đổi)

b) Chiều dày vách ống và đường kính trong giảm 2 lần.

Lời giải

a) Chiều dày  $\delta = \text{const}$ , đường kính trong tăng 2 lần:  $d_1' = 2d_1$ .

Ta có công thức dòng nhiệt ứng với 1 m chiều dài dẫn qua vách trụ một lớp  $q_l$  (W/m):

$$q_l = \frac{\Delta t}{\frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}} \sim \frac{1}{\ln \frac{d_2}{d_1}}$$

$$d_2 = d_1 + 2\delta; \quad d_2/d_1 = \frac{d_1 + 2\delta}{d_1}$$

Khi  $\delta = \text{const}$ ,  $d'_1 = 2d_1$ , ta có  $d'_2 = d'_1 + 2\delta = 2d_1 + 2\delta = 2(d_1 + \delta)$

$$\frac{d'_2}{d'_1} = \frac{2(d_1 + \delta)}{2d_1} = \frac{d_1 + \delta}{d_1} = \frac{d_1 + 2\delta - \delta}{d_1}$$

Ta nhận thấy vì  $\frac{d'_2}{d'_1} < \frac{d_2}{d_1}$ , nên  $q'_1 \sim \frac{1}{\ln \frac{d'_2}{d'_1}} > q_1$

Kết luận: Tổn thất nhiệt dẫn qua vách ống sẽ tăng lên.

b) Chiều dày giảm 2 lần  $\delta' = \delta/2$ , đường kính trong giảm 2 lần  $d'_1 = d_1/2$ .

Ở đây ta có:

$$q_1 \sim \frac{1}{\ln \frac{d_2}{d_1}}; \quad \frac{d_2}{d_1} = \frac{d_1 + 2\delta}{d_1}$$

$$q'_1 \sim \frac{1}{\ln \frac{d'_2}{d'_1}}; \quad \frac{d'_2}{d'_1} = \frac{d'_1 + 2\delta'}{d'_1} = \frac{d_1/2 + 2(\delta/2)}{d_1/2} = \frac{d_1 + 2\delta}{d_1}$$

Ta nhận thấy vì  $\frac{d'_2}{d'_1} = \frac{d_2}{d_1}$  nên  $q'_1 = q_1$ , nghĩa là ở đây tổn thất nhiệt dẫn qua vách ống sẽ không đổi.

**Bài 4.22** Trong dòng dạng trao đổi nhiệt đối lưu, biết tỷ lệ dòng dạng hình học giữa mô hình và vật thật 1:30. Không khí thổi qua vật thật có tốc độ  $\omega_v = 5$  m/s, nhiệt độ  $t_v = 500^\circ\text{C}$ , không khí thổi qua mô hình nếu ở nhiệt độ  $t_m = 100^\circ\text{C}$  thì phải có tốc độ  $\omega_m$  bằng bao nhiêu?

*Lời giải*

Ta biết khi hai hiện tượng vật lý đồng dạng thì các tiêu chuẩn đồng dạng cùng tên phải bằng nhau. Ở đây với đối lưu, tiêu chuẩn Re (Reynold) của mô hình và vật thật phải bằng nhau:

$$Re_m = \frac{\omega_m l_m}{\nu_m} = Re_v = \frac{\omega_v l_v}{\nu_v}$$

Vậy tốc độ không khí qua mô hình  $\omega_m$ :

$$\omega_m = \omega_v \cdot \frac{l_v}{l_m} \cdot \frac{\nu_m}{\nu_v}$$

Ở đây  $l_v, l_m$  là kích thước xác định trong đối lưu của vật và mô hình, theo đầu bài  $l_m/l_v = 1/30$  hay  $l_v/l_m = 30$ . Từ bảng 6 (Thông số vật lý của không khí khô) ở  $t_v = 500^\circ\text{C}$  ta có  $\nu_v = 79,38 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ , ở  $t_m = 100^\circ\text{C}$ ,  $\nu_m = 23,13 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ . Vậy:

$$\omega_m = 5 \cdot 30 \cdot \frac{23,13}{79,38} = 43,7 \text{ m/s}$$

**Bài 4.23** Một ống dài  $l = 3 \text{ m}$ , đường kính ngoài  $d = 100 \text{ mm}$ . Hệ số toả nhiệt ngưng màng bên ngoài khi ống đặt nằm ngang  $\alpha_n = 10000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$ . Nếu ống đặt đứng lúc này hệ số toả nhiệt ngưng màng sẽ bằng bao nhiêu?

*Lời giải*

Hệ số toả nhiệt khi ngưng màng bên ngoài ống đứng tính theo công thức (3-18), ống nằm ngang theo (3-19). Ở đây ta có thể viết:

$$\alpha_d = 0,943 \cdot A \cdot h^{-1/4}$$

$$\alpha_n = 0,724 \cdot A \cdot d^{-1/4}$$

Chiều cao ống  $h = l = 3 \text{ m}$ , đường kính  $d = 100 \text{ mm} = 0,1 \text{ m}$ . Vậy ta có:

$$\frac{\alpha_d}{\alpha_n} = \frac{0,943}{0,724} \cdot \frac{h^{-1/4}}{d^{-1/4}} = 1,3 \left( \frac{d}{h} \right)^{1/4} = 1,3 \left( \frac{0,1}{3} \right)^{1/4} = 0,556$$

$$\alpha_d = 0,556 \cdot \alpha_n = 0,556 \cdot 10000 = 556 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

**Bài 4.24** Biết nhiệt toả do đối lưu của chùm ống gồm 10 dây ống (hàng ống) tới chất khí  $Q = 180 \text{ kW}$ . Diện tích bên ngoài các ống của chùm ống  $F = 50 \text{ m}^2$ , hiệu nhiệt độ bề mặt ống và chất khí  $\Delta t = 100^\circ\text{C}$ . Tính hệ số toả nhiệt của dây ống thứ 6 khi chùm ống bố trí so le và song song.

*Lời giải*

Ta biết rằng hệ số toả nhiệt từ dây ống thứ 3 trở đi không đổi  $\alpha_3 = \alpha_4 = \dots = \alpha_n$ . Hệ số toả nhiệt của toàn bộ chùm ống gồm  $n$  dây ống  $\alpha$ :

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + (n-2)\alpha_3}{n}$$

Khi bố trí ống so le:

$$\alpha_1 = 0,6\alpha_3; \quad \alpha_2 = 0,7\alpha_3$$

Khi bố trí ống song song:

$$\alpha_1 = 0,6\alpha_3; \quad \alpha_2 = 0,9\alpha_3.$$

Từ công thức Newton ta xác định được hệ số toả nhiệt của toàn bộ chùm ống  $\alpha$ :

$$\alpha = \frac{Q}{F \cdot \Delta t} = \frac{180 \cdot 10^3}{50 \cdot 100} = 36 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Với chùm ống so le:

$$\alpha = \frac{0,6\alpha_3 + 0,7\alpha_3 + (10-2)\alpha_3}{10} = 0,93\alpha_3$$

$$\alpha_3 = \frac{\alpha}{0,93} = \frac{36}{0,93} = 38,7 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Với chùm ống song song:

$$\alpha = \frac{0,6\alpha_3 + 0,9\alpha_3 + (10-2)\alpha_3}{10} = 0,95\alpha_3$$

$$\alpha_3 = \frac{\alpha}{0,95} = \frac{36}{0,95} = 37,9 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Ở đây  $\alpha_6 = \alpha_3 = 37,9 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ .

**Bài 4.25** Chất khí ở nhiệt độ  $t_k = 800^\circ\text{C}$  có trao đổi nhiệt với bề mặt ở nhiệt độ  $t_w = 300^\circ\text{C}$  là  $q = 50 \text{ kW/m}^2$ . Biết hệ số toả nhiệt đối lưu  $\alpha_d = 60 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ . Tính nhiệt trao đổi do bức xạ và độ đen quy dẫn của hệ thống gồm chất khí và bề mặt.

*Lời giải*

Trao đổi nhiệt giữa chất khí (từ 3 phân tử trở lên như  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ , ...) với bề mặt chất rắn là trao đổi nhiệt hỗn hợp gồm đối lưu và bức xạ, ở đây phương thức trao đổi nhiệt bằng đối lưu là chính nên nhiệt sẽ tính theo công thức Newton:

$$q = \alpha \Delta t; \quad \alpha = \frac{q}{\Delta t} = \frac{50 \cdot 10^3}{800 - 300} = 100 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Khi ký hiệu hệ số tỏa nhiệt bằng bức xạ  $\alpha_b$ , ta có:

$$\alpha = \alpha_d + \alpha_b; \quad \alpha_b = \alpha - \alpha_d = 100 - 60 = 40 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Nhiệt trao đổi bằng bức xạ:

$$q_b = \alpha_b \cdot \Delta t = 40 \cdot (800 - 300) = 20000 \text{ W/m}^2 = 20 \text{ kW/m}^2$$

Theo công thức tính nhiệt bức xạ gần đúng giữa chất khí và bề mặt chất rắn ta có:

$$q_b = \varepsilon_{kw} C_0 \left[ \left( \frac{T_k}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_w}{100} \right)^4 \right]$$

Ở đây:  $C_0 = 5,67$ ;  $\varepsilon_{kw}$  - độ đen quy dẫn;  $T_k = 800 + 273 = 1073 \text{ K}$ ;  $T_w = 300 + 273 = 573 \text{ K}$ . Vậy ta có:

$$\varepsilon_{kw} = \frac{q_b}{C_0 \left[ \left( \frac{T_k}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_w}{100} \right)^4 \right]} = \frac{20000}{5,67 \cdot \left[ \left( \frac{1073}{100} \right)^4 - \left( \frac{573}{100} \right)^4 \right]} = 0,29$$

**Bài 4.26** Khi nung tấm thép phẳng có  $\lambda = 45 \text{ W/m} \cdot \text{K}$ ,  $C_p = 0,6 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$ ,  $\rho = 7800 \text{ kg/m}^3$  từ  $30^\circ\text{C}$  đến  $600^\circ\text{C}$  ta xác định được thời gian nung  $\tau = 20$  phút và tiêu chuẩn  $Fo = 8$ . Xác định chiều dày của tấm thép.

*Lời giải*

Khi ký hiệu nửa chiều dày tấm thép là  $\delta$  (m), chiều dày tấm  $\delta' = 2\delta$ . Ta có công thức tiêu chuẩn  $Fo$ :

$$Fo = \frac{a\tau}{\delta^2}; \quad \delta = \sqrt{\frac{a\tau}{Fo}}$$

$$a = \frac{\lambda}{C_p \cdot \rho} = \frac{45}{0,6 \cdot 10^3 \cdot 7800} = 9,6 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} \quad (\text{hệ số dẫn nhiệt độ})$$

$$\tau = 20 \cdot 60 = 1200 \text{ s}$$

$$\delta = \sqrt{\frac{9,6 \cdot 10^{-6} \cdot 1,2 \cdot 10^3}{8}} = 0,38 \cdot 10^{-2} \text{ m} = 3,8 \text{ mm}$$

Chiều dày của tấm:

$$\delta' = 2\delta = 2.3,8 = 7,6 \text{ mm}$$

**Bài 4.27** Thiết bị trao đổi nhiệt vách ngăn với dòng môi chất nóng, lạnh đều là nước. Biết tỷ số đương lượng nước của dòng nóng và lạnh  $W_1/W_2 = 0,2$ , hiệu nhiệt độ của dòng nóng  $\delta t_1 = 80^\circ\text{C}$ , nhiệt độ vào của dòng lạnh  $t_2' = 30^\circ\text{C}$ , nhiệt truyền qua vách  $Q = 40 \text{ kW}$ . Xác định nhiệt độ của dòng lạnh  $t_2''$ , lưu lượng dòng nước nóng  $G_1$ , nước lạnh  $G_2$ .

Lời giải

Từ phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q_1 = W_1\delta t_1 = Q_2 = W_2\delta t_2; \quad \frac{W_1}{W_2} = \frac{\delta t_2}{\delta t_1}$$

$$\delta t_2 = \delta t_1 \frac{W_1}{W_2} = 80.0,2 = 16^\circ\text{C}$$

$$\delta t_2 = t_2'' - t_2'; \quad t_2'' = t_2' + \delta t_2 = 30 + 16 = 46^\circ\text{C}$$

Từ phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = Q_1 = W_1\delta t_1 = G_1 C_{p1}\delta t_1$$

$$G_1 = \frac{Q}{C_{p1}\delta t_1} = \frac{40}{4,18.80} = 0,12 \text{ kg/s} = 0,432 \text{ m}^3/\text{h}$$

(ở đây nhiệt dung riêng của nước coi như không phụ thuộc nhiệt độ và lấy  $C_p = 4,18 \text{ kJ/kg.K}$ ).

Từ phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = Q_2 = G_2 C_{p2}\delta t_2$$

$$G_2 = \frac{Q}{C_{p2}\delta t_2} = \frac{40}{4,18.16} = 0,598 \text{ kg/s} = 2,153 \text{ m}^3/\text{h}$$

**Bài 4.28** Thiết bị ngưng tụ (hay bình ngưng) gồm nhiều ống với tổng chiều dài các ống  $l = 10 \text{ m}$ . Lượng hơi nước bão hoà khô  $G_h = 200 \text{ kg/h}$  ngưng bên ngoài ống ở áp suất không đổi  $p = 1,5 \text{ bar}$ . Lượng nước làm mát  $G_n = 1500 \text{ kg/h}$  chảy bên trong các ống với nhiệt độ vào  $t_n' = 25^\circ\text{C}$ . Xác định:

- a) Độ chênh nhiệt độ trung bình logarit  $\overline{\Delta t}$  và trung bình cộng (số học)  $\Delta t_c$   
 b) Hệ số truyền nhiệt qua vách trụ  $k_1$  (W/m.K)

Lời giải

- a) Tính  $\overline{\Delta t}$  và  $\Delta t_c$

Nhiệt do hơi nước bão hoà khô ngưng tụ toả ra:

$$Q_h = G_h(i'' - i') = G_h \cdot r$$

Từ bảng 4 hơi nước bão hoà theo áp suất  $p = 1,5$  bar ta có: nhiệt độ ngưng (hay sôi)  $t_k = 111,4^\circ\text{C}$ , nhiệt ngưng tụ (hay hoá hơi)  $r = 2226$  kJ/kg. Vậy ta có với  $G_h = 200$  kg/h = 200/3600 kg/s:

$$Q_h = \frac{200}{3600} \cdot 2226 = 123,67 \text{ kW}$$

Nhiệt do hơi toả ra bằng nhiệt do nước làm mát nhận  $Q_n$ :

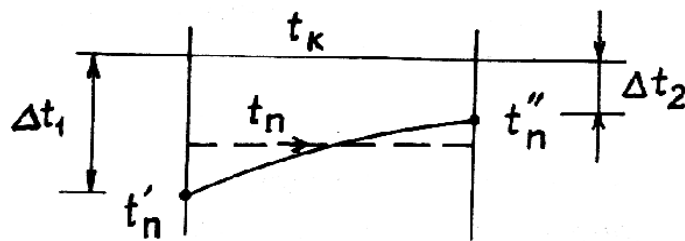
$$Q_h = Q_n = G_n C_n (t_n'' - t_n')$$

Từ đó nhiệt độ nước làm mát ra khỏi bình ngưng  $t_n''$ :

$$t_n'' = t_n' + \frac{Q_h}{G_n C_n} = 25 + \frac{123,67}{\frac{1500}{3600} \cdot 4,18} = 96^\circ\text{C}$$

Hình 4-1: nhiệt độ ngưng tụ  $t_k = 111,4^\circ\text{C}$ ,  $t_n' = 25^\circ\text{C}$ ,  $t_n'' = 96^\circ\text{C}$ , nhiệt độ trung bình (số học) của nước  $t_n$ :

$$t_n = 0,5(t_n' + t_n'') = 0,5(25 + 96) = 60,5^\circ\text{C}$$



Hình 4-1.



Độ chênh nhiệt độ trung bình cộng (số học)  $\Delta t_c$ :

$$\Delta t_c = t_k - t_n = 111,4 - 60,5 = 50,9^\circ\text{C}$$

Độ chênh nhiệt độ logarit được tính với:

$$\Delta t_1 = t_k - t'_n = 111,4 - 25 = 86,4^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = t'_k - t''_n = 111,4 - 96 = 15,4^\circ\text{C}$$

$$\bar{\Delta t} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{86,4 - 15,4}{\ln \frac{86,4}{15,4}} = 41,2^\circ\text{C}$$

Chú ý rằng khi một môi chất có sự chuyển pha (sôi hay ngưng) thì nhiệt độ môi chất đó không đổi ( $t_s = \text{const}$ ,  $t_k = \text{const}$ ) và thiết bị cùng chiều hay ngược chiều là như nhau.

b) Xác định hệ số truyền nhiệt  $k_1$ :

Từ phương trình cân bằng nhiệt  $Q = Q_h = 123,67 \text{ kW} = 123,67 \cdot 10^3 \text{ W}$  với vách trụ ta có:

$$q_1 = \frac{Q}{l} = k_1 \cdot \bar{\Delta t}$$

$$k_1 = \frac{Q}{l \cdot \bar{\Delta t}} = \frac{123,67 \cdot 10^3}{10 \cdot 41,2} = 300 \text{ W/m.K}$$

# PHỤ LỤC

Bảng 1 Nhiệt dung riêng hằng số

Khí	kcal/kmol.độ		kJ/kmol.độ	
	$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$	$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$
Một nguyên tử	3	5	12,6	20,9
Hai nguyên tử	5	7	20,9	29,3
Ba và nhiều nguyên tử	7	9	29,3	37,7

Bảng 2 Nhiệt dung riêng trung bình phụ thuộc vào nhiệt độ (trong khoảng 0° + 1500°C)

Khí	Nhiệt dung riêng khối lượng kcal/kg.độ	Nhiệt dung riêng thể tích kcal/m <sup>3</sup> .độ	Nhiệt dung riêng khối lượng kJ/kg.độ	Nhiệt dung riêng thể tích kJ/m <sup>3</sup> .độ
O <sub>2</sub>	$C_{pb} = 0,2198 + 0,00002544t$	$C'_{pb} = 0,3238 + 0,00003766t$	$C_{pb} = 0,9203 + 0,0001065t$	$C'_{pb} = 1,3138 + 0,0001577t$
	$C_{vb} = 0,1577 + 0,00002544t$	$C'_{vb} = 0,2252 + 0,00603766t$	$C_{vb} = 0,6603 + 0,0001065t$	$C'_{vb} = 0,9429 + 0,0001577t$
N <sub>2</sub>	$C_{pb} = 0,2446 + 0,00002115t$	$C'_{pb} = 0,3057 + 0,00002643t$	$C_{pb} = 1,024 + 0,00008855t$	$C'_{pb} = 1,2799 + 0,0001107t$
	$C_{vb} = 0,1737 + 0,00002115t$	$C'_{vb} = 0,2171 + 0,00002643t$	$C_{vb} = 0,7272 + 0,00008855t$	$C'_{vb} = 0,9089 + 0,0001107t$
Không khí	$C_{pb} = 0,2378 + 0,00002221t$	$C'_{pb} = 0,3073 + 0,00002869t$	$C_{pb} = 0,9956 + 0,00009299t$	$C'_{pb} = 1,2866 + 0,0001201t$
	$C_{vb} = 0,1693 + 0,00002221t$	$C'_{vb} = 0,2187 + 0,00002869t$	$C_{vb} = 0,7088 + 0,00009299t$	$C'_{vb} = 0,9757 + 0,0001201t$
H <sub>2</sub> O	$C_{pb} = 0,4379 + 0,0000713t$	$C'_{pb} = 0,3519 + 0,00005967t$	$C_{pb} = 1,833 + 0,0003111t$	$C'_{pb} = 1,4733 + 0,0002498t$
	$C_{vb} = 0,3276 + 0,0000713t$	$C'_{vb} = 0,2633 + 0,00005967t$	$C_{vb} = 1,3716 + 0,0003111t$	$C'_{vb} = 1,1024 + 0,0002498t$
CO <sub>2</sub>	$C_{pb} = 0,2067 + 0,00005836t$	$C'_{pb} = 0,4058 + 0,0001146t$	$C_{pb} = 0,8654 + 0,0002443t$	$C'_{pb} = 1,6990 + 0,0004798t$
	$C_{vb} = 0,1616 + 0,00005836t$	$C'_{vb} = 0,3172 + 0,00001146t$	$C_{vb} = 0,6764 + 0,00002443t$	$C'_{vb} = 1,3281 + 0,0004798t$

**Bảng 3 Nước và hơi nước bão hoà theo nhiệt độ**

*Điểm bão hoà bão hoà lỏng bão hoà khí*

$t;$ °C	$p;$ bar	$v';$ m <sup>3</sup> /kg	$v'';$ m <sup>3</sup> /kg	$\rho'';$ kg/m <sup>3</sup>	$i';$ kJ/kg	$i'';$ kJ/kg	$r;$ kJ/kg	$s';$ kJ/kg.độ	$s'';$ kJ/kg.độ
0,01	0,006108	0,0010002	206,3	0,004847	0	2501	2501	0	9,1544
5	0,008719	0,0010001	147,2	0,006793	21,05	2510	2489	0,0762	9,0241
10	0,012277	0,0010004	106,42	0,009398	42,04	2519	2477	0,1510	8,8994
15	0,017041	0,0010010	77,97	0,01282	62,97	2528	2465	0,2244	8,7806
20	0,02337	0,0010018	57,84	0,01729	83,90	2537	2454	0,2964	8,6665
25	0,03166	0,0010030	43,40	0,02304	104,81	2547	2442	0,3672	8,557
30	0,04241	0,0010044	32,93	0,03037	125,71	2556	2430	0,4366	8,4523
35	0,05622	0,0010061	25,24	0,03962	146,60	2565	2418	0,5049	8,3519
40	0,07375	0,0010079	19,55	0,05115	167,50	2574	2406	0,5723	8,2559
45	0,09584	0,0010099	15,28	0,06544	188,40	2582	2394	0,6384	8,1638
50	0,12335	0,0010121	12,04	0,08306	209,3	2592	2383	0,7038	8,0753
55	0,15740	0,0010145	9,578	0,1044	230,2	2600	2370	0,7679	7,9901
60	0,19917	0,0010171	7,378	0,1302	251,1	2609	2358	0,8311	7,9084
65	0,2501	0,0010199	6,201	0,1613	272,1	2617	2345	0,8934	7,8297
70	0,3117	0,0010228	5,045	0,1982	293,0	2626	2333	0,9549	7,7544
75	0,3855	0,0010258	4,133	0,2420	314,0	2635	2321	1,0157	7,6615
80	0,4736	0,0010290	3,408	0,2934	334,9	2643	2308	1,0753	7,6116
85	0,5781	0,0010324	2,828	0,3536	355,9	2651	2295	1,1342	7,5438
90	0,7011	0,0010359	2,361	0,4325	377	2659	2282	1,1925	7,4787

Tiếp bảng 3

t; °C	p; bar	v'; m <sup>3</sup> /kg	v''; m <sup>3</sup> /kg	ρ''; kg/m <sup>3</sup>	i'; kJ/kg	i''; kJ/kg	r; kJ/kg	s'; kJ/kg.độ	s''; kJ/kg.độ
95	0,8451	0,0010396	1,982	0,5045	398	2668	2270	1,2502	7,4155
100	1,0132	0,0010435	1,673	0,5977	419,1	2676	2257	1,3071	7,3547
105	1,2079	0,0010474	1,419	0,7047	440,2	2683	2243	1,3632	7,2959
110	1,4326	0,0010515	1,21	0,8264	461,3	2691	2230	1,4184	7,2387
115	1,6905	0,0010559	1,036	0,9652	482,5	2698	2216	1,4733	7,1832
120	1,9854	0,0010603	0,8917	1,121	503,7	2706	2202	1,5277	7,1298
125	2,3208	0,0010649	0,7704	1,298	525,0	2713	2188	1,5814	7,0777
130	2,7011	0,0010697	0,6683	1,496	546,3	2721	2174	1,6345	7,0272
135	3,130	0,0010747	0,582	1,718	567,5	2727	2159	1,6869	6,9781
140	3,614	0,0010798	0,5087	1,966	589,0	2734	2145	1,7392	6,9304
145	4,155	0,0010851	0,4461	2,242	610,5	2740	2130	1,7907	6,8839
150	4,760	0,0010906	0,3926	2,547	632,2	2746	2114	1,8418	6,8383
155	5,433	0,0010962	0,3466	2,885	653,9	2753	2099	1,8924	6,7940
160	6,180	0,0011021	0,3068	3,258	675,5	2758	2082	1,9427	6,7508
165	7,008	0,0011081	0,2725	3,670	697,3	2763	2066	1,9924	6,7081
170	7,920	0,0011144	0,2426	4,122	719,2	2769	2050	2,0417	6,6666
175	8,925	0,0011208	0,2166	4,617	741,1	2773	2032	2,0909	6,6266
180	10,027	0,0011275	0,1939	5,157	763,1	2778	2015	2,1395	6,5858
185	11,234	0,0011344	0,1739	5,750	785,2	2782	1997	2,1876	6,5465

Tiếp bảng 3

t; °C	p; bar	v' m <sup>3</sup> /kg	v'' m <sup>3</sup> /kg	ρ'' kg/m <sup>3</sup>	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r; kJ/kg	s' kJ/kg.độ	s'' kJ/kg.độ
190	12,553	0,0011415	0,1564	6,394	807,5	2786	1979	2,2357	6,5074
195	13,989	0,0011489	0,1409	7,097	829,9	2790	1960	2,2834	6,4694
200	15,551	0,0011565	0,1272	7,862	852,4	2793	1941	2,3308	6,4318
205	17,245	0,0011644	0,1151	8,688	875,0	2796	1921	2,3777	6,3945
210	19,080	0,0011726	0,1043	9,588	897,7	2798	1900	2,4246	6,3577
215	21,062	0,0011812	0,09465	10,56	920,7	2800	1879	2,4715	6,3212
220	23,201	0,0011900	0,08606	11,62	943,7	2802	1858	2,5179	6,2849
225	25,504	0,0011992	0,07837	12,76	966,9	2802	1835	2,5640	6,2488
230	27,979	0,0012087	0,07147	13,99	990,4	2803	1813	2,6101	6,2133
235	30,635	0,0012187	0,06527	15,32	1013,9	2804	1790	2,6561	6,1780
240	33,480	0,0012291	0,05967	16,76	1037,5	2803	1766	2,7021	6,1425
245	36,524	0,0012399	0,05462	18,30	1061,6	2803	1741	2,7478	6,1073
250	39,776	0,0012512	0,05006	19,98	1085,7	2801	1715	2,7934	6,0721
255	43,25	0,0012631	0,04591	21,78	1110,2	2799	1689	2,8394	6,0366
260	46,94	0,0012755	0,04215	23,72	1135,1	2796	1561	2,8851	6,0013
265	50,87	0,0012886	0,03872	25,83	1160,2	2794	1631	2,9307	5,9657
270	55,05	0,0013023	0,03560	28,09	1185,3	2790	1605	2,9764	5,9297
275	59,49	0,0013168	0,03274	30,53	1210,7	2785	1574,2	3,0223	5,8938
280	64,91	0,0013321	0,03013	33,19	1236,9	2780	1542,9	3,0681	5,8573
285	69,18	0,0013483	0,02774	36,05	1263,1	2773	1510,2	3,1146	5,8205

Tiếp bảng 3

t; °C	p; bar	v'; m <sup>3</sup> /kg	v''; m <sup>3</sup> /kg	ρ''; kg/m <sup>3</sup>	i'; kJ/kg	i''; kJ/kg	r; kJ/kg	s'; kJ/kg.độ	s''; kJ/kg.độ
290	74,45	0,0013655	0,02554	39,15	1290,0	2766	1476,3	3,1611	5,7827
295	80,02	0,0013839	0,02351	42,53	1317,2	2758	1441,0	3,2079	5,7443
300	85,92	0,0014036	0,02164	46,21	1344,9	2749	1404,2	3,2548	5,7049
305	92,14	0,001425	0,01992	50,20	1373,1	2739	1365,6	3,3026	5,6647
310	98,70	0,001447	0,01832	54,58	1402,1	2727	1325,2	3,3508	5,6233
315	105,61	0,001472	0,01683	59,42	1431,7	2714	1282,3	3,3996	5,5802
320	112,90	0,001499	0,01545	64,72	1462,1	2700	1237,8	3,4495	5,5353
325	120,57	0,001529	0,01417	70,57	1493,6	2684	1190,3	3,5002	5,4891
330	128,65	0,001562	0,01297	77,10	1526,1	2666	1139,6	3,5522	5,4412
335	137,14	0,001599	0,01184	84,46	1559,8	2646	1085,7	3,6056	5,3905
340	146,08	0,001639	0,01078	92,76	1594,7	2622	1027,0	3,6605	5,3361
345	155,48	0,001686	0,009771	102,34	1639	2595	963,5	3,7184	5,2769
350	165,37	0,001741	0,008803	113,6	1671	2565	893,5	3,7786	5,2117
355	175,77	0,001807	0,007869	127,1	1714	2527	813,0	3,8439	5,1385
360	186,74	0,001894	0,006943	144,0	1762	2481	719,3	3,9162	5,0530
365	198,30	0,002020	0,00599	166,8	1817	2421	603,5	4,0009	4,9463
370	210,53	0,00222	0,00493	203	1893	2331	438,4	4,1137	4,7951
374	225,22	0,00280	0,00347	288	485,3	512,7	27,4	1,0332	4,5029

**Bảng 4 Nước và hơi nước bão hoà (theo áp suất)**

$p;$ bar	$t;$ °C	$v';$ m <sup>3</sup> /kg	$v'';$ m <sup>3</sup> /kg	$\rho'';$ kg/m <sup>3</sup>	$i';$ kJ/kg	$i'';$ kJ/kg	$r;$ kJ/kg	$s';$ kJ/kg.độ	$s'';$ kJ/kg.độ
0,010	6,92	0,0010001	129,9	0,00770	29,32	2513	2484	0,1054	8,975
0,015	13,038	0,0010007	87,90	0,01138	54,75	2525	2470	0,1958	8,827
0,020	17,514	0,0010014	66,97	0,01493	73,52	2533	2459	0,2609	8,722
0,025	21,094	0,0010021	54,24	0,01843	88,50	2539	2451	0,3124	8,642
0,030	24,097	0,0010028	45,66	0,02190	101,04	2545	2444	0,3546	8,576
0,035	26,692	0,0010035	39,48	0,02533	111,86	2550	2438	0,3908	8,521
0,040	28,979	0,0010041	34,81	0,02873	121,42	2554	2433	0,4225	8,473
0,045	31,033	0,0010047	31,13	0,03211	130,00	2557	2427	0,4507	8,431
0,050	32,88	0,0010053	28,19	0,03547	137,83	2561	2423	0,4761	8,393
0,060	36,18	0,0010064	23,74	0,04212	151,50	2567	2415	0,5207	8,328
0,070	39,03	0,0010075	20,53	0,04871	163,43	2572	2409	0,5591	8,274
0,080	41,54	0,0010085	18,10	0,05525	173,9	2576	2402	0,5927	8,227
0,090	43,79	0,0010094	16,20	0,06172	183,3	2580	2397	0,6225	8,186
0,10	45,84	0,0010103	14,68	0,06812	191,9	2584	2392	0,6492	8,149
0,11	47,72	0,0010111	13,40	0,07462	199,7	2588	2388	0,6740	8,116
0,12	49,45	0,0010119	12,35	0,08097	207,0	2591	2384	0,6966	8,085
0,13	51,07	0,0010126	11,46	0,08726	213,8	2594	2380	0,7174	8,057
0,14	52,58	0,0010133	10,69	0,09354	220,1	2596	2376	0,7368	8,031
0,15	54,00	0,0010140	10,02	0,0998	226,1	2599	2373	0,7550	8,007

Tiếp bảng 4

$p_i$ bar	$t_i$ °C	$v_i'$ m <sup>3</sup> /kg	$v_i''$ m <sup>3</sup> /kg	$\rho_i''$ kg/m <sup>3</sup>	$i_i'$ kJ/kg	$i_i''$ kJ/kg	$r_i$ kJ/kg	$s_i'$ kJ/kg.độ	$s_i''$ kJ/kg.độ
0,20	60,08	0,0010171	7,647	0,1308	251,4	2609	2358	0,8321	7,907
0,25	64,99	0,0010199	6,202	0,1612	272,0	2618	2346	0,8934	7,830
0,30	69,12	0,0010222	5,226	0,1913	289,3	2625	2336	0,9441	7,769
0,40	75,88	0,0010264	3,994	0,2504	317,7	2636	2318	1,0261	7,670
0,50	81,35	0,0010299	3,239	0,3087	340,6	2645	2304	1,0910	7,593
0,6	85,95	0,0010330	2,732	0,3661	360,0	2653	2293	1,1453	7,531
0,70	89,97	0,0010359	2,364	0,4230	376,8	2660	2283	1,1918	7,479
0,8	93,52	0,0010385	2,087	0,4792	391,8	2665	2273	1,2330	7,434
0,90	96,72	0,0010409	1,869	0,5350	405,3	2670	2265	1,2696	7,394
1	99,64	0,0010432	1,694	0,5903	417,4	2675	2258	1,3026	7,360
1,10	102,32	0,0010452	1,550	0,6453	428,9	2679	2250	1,3327	7,328
1,2	104,81	0,0010472	1,429	0,6999	439,4	2683	2244	1,3606	7,298
1,30	107,14	0,0010492	1,325	0,7545	449,2	2687	2238	1,3866	7,271
1,4	109,33	0,0010510	1,236	0,8080	458,5	2690	2232	1,4109	7,246
1,5	111,38	0,0010527	1,159	0,8627	467,2	2693	2226	1,4336	7,223
1,6	113,32	0,0010543	1,091	0,9164	475,6	2696	2221	1,4550	7,202
1,7	115,17	0,0010559	1,031	0,9699	483,2	2699	2216	1,4752	7,182
1,8	116,94	0,0010575	0,9773	1,0230	490,7	2702	2211	1,4943	7,163
1,9	118,62	0,0010591	0,9290	1,076	497,9	2704	2206	1,5126	7,145



Tiếp bảng 4

$p_i$ bar	$t_i$ °C	$v'$ ; m <sup>3</sup> /kg	$v''$ ; m <sup>3</sup> /kg	$\rho''$ ; kg/m <sup>3</sup>	$i'$ ; kJ/kg	$i''$ ; kJ/kg	$r$ ; kJ/kg	$s'$ ; kJ/kg.độ	$s''$ ; kJ/kg.độ
2,0	120,23	0,0010605	0,8854	1,129	504,8	2707	2202	1,5302	7,127
2,1	121,78	0,0010619	0,8459	1,182	511,4	2709	2198	1,5470	7,111
2,2	123,27	0,0010633	0,8098	1,235	517,8	2711	2193	1,5630	7,096
2,3	124,71	0,0010646	0,7768	1,287	524,0	2713	2189	1,5783	7,081
2,4	126,09	0,0010659	0,7465	1,340	529,8	2715	2185	1,5929	7,067
2,5	127,43	0,0010672	0,7185	1,392	535,4	2717	2182	1,6071	7,053
2,6	128,73	0,0010685	0,6925	1,444	540,9	2719	2178	1,621	7,040
2,7	129,98	0,0010697	0,6684	1,496	546,2	2721	2175	1,634	7,027
2,8	131,20	0,0010709	0,6461	1,548	551,4	2722	2171	1,647	7,015
2,9	132,39	0,0010721	0,6253	1,599	556,5	2724	2167	1,660	7,003
3	133,54	0,0010733	0,6057	1,651	561,4	2725	2164	1,672	6,922
3,1	134,66	0,0010744	0,5873	1,703	566,3	2727	2161	1,683	6,981
3,2	135,75	0,0010754	0,5701	1,754	571,1	2728	2157	1,695	6,971
3,3	136,82	0,0010765	0,5539	1,805	575,7	2703	2154	1,706	6,961
3,4	137,66	0,0010776	0,5386	1,857	580,2	2731	2151	1,717	6,951
3,5	138,88	0,0010786	0,5241	1,908	584,5	2732	2148	1,728	6,941
3,6	139,87	0,0010797	0,5104	1,959	588,7	2734	2145	1,738	6,932
3,7	140,84	0,0010807	0,4975	2,010	592,8	2735	2142	1,748	6,933

Tiếp bảng 4

$p_i$ bar	$t_i$ °C	$v'$ m <sup>3</sup> /kg	$v''$ m <sup>3</sup> /kg	$\rho''$ kg/m <sup>3</sup>	$i'$ kJ/kg	$i''$ kJ/kg	$r_i$ kJ/kg	$s'$ kJ/kg.độ	$s''$ kJ/kg.độ
3,8	141,79	0,0010817	0,4852	2,061	596,8	2736	2139	1,758	6,914
3,9	142,71	0,0010827	0,4735	2,112	600,8	2737	2136	1,768	6,905
4	143,62	0,0010836	0,4624	2,163	604,7	2738	2133	1,777	6,897
4,1	144,51	0,0010845	0,4518	2,213	608,5	2740	2131	1,786	6,889
4,2	145,39	0,0010855	0,4416	2,264	612,3	2741	2129	1,795	6,881
4,3	146,25	0,0010865	0,4319	2,315	616,1	2742	2126	1,804	6,873
4,4	147,09	0,0010874	0,4227	2,366	619,8	2743	2123	1,812	6,865
4,5	147,92	0,0010883	0,4139	2,416	623,4	2744	2121	1,821	6,857
5,0	151,84	0,0010927	0,3747	2,669	640,1	2749	2109	1,860	6,822
6,0	158,84	0,0011007	0,3156	3,169	670,5	2757	2086	1,931	6,761
7,0	164,96	0,0011081	0,2728	3,666	697,2	2764	2067	1,992	6,709
8,0	170,42	0,0011149	0,2403	4,161	720,9	2769	2048	2,046	6,663
9,0	175,35	0,0011213	0,2149	4,654	742,8	2774	2031	2,094	6,623
10	179,88	0,0011273	0,1946	5,139	762,7	2778	2015	2,138	6,587
11	184,05	0,0011331	0,1775	5,634	781,1	2781	2000	2,179	6,554
12	187,95	0,0011385	0,1633	6,124	798,3	2785	1987	2,216	6,523
13	191,60	0,0011438	0,1512	6,614	814,5	2787	1973	2,251	6,495
14	195,04	0,0011490	0,1408	7,103	830,0	2790	1960	2,284	6,469
15	198,28	0,0011539	0,1317	7,593	844,6	2792	1947	2,314	6,445

Tiếp bảng 4

p; bar	t; °C	v' m <sup>3</sup> /kg	v'' m <sup>3</sup> /kg	ρ'' kg/m <sup>3</sup>	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r; kJ/kg	s' kJ/kg.độ	s'' kJ/kg.độ
16	201,36	0,0011586	0,1238	8,080	858,3	2793	1935	2,344	6,422
17	204,30	0,0011632	0,1167	8,569	871,6	2795	1923	2,371	6,400
18	207,10	0,0011678	0,1104	9,058	884,4	2796	1912	2,397	6,379
19	209,78	0,0011722	0,1047	9,549	896,6	2798	1901	2,422	6,359
20	212,37	0,0011766	0,09958	10,041	908,5	2799	1891	2,447	6,340
21	214,84	0,0011809	0,09492	10,540	919,8	2800	1880	2,470	6,322
22	217,24	0,0011851	0,09068	11,03	930,9	2801	1870	2,492	6,305
23	219,55	0,0011892	0,08679	11,52	941,5	2801	1860	2,514	6,288
24	221,77	0,0011932	0,08324	12,01	951,8	2802	1850	2,534	6,272
25	223,93	0,0011972	0,07993	12,51	961,8	2802	1840	2,554	6,256
26	226,03	0,0012012	0,07688	13,01	971,7	2803	1831	2,573	6,242
27	228,06	0,0012050	0,07406	13,50	981,3	2803	1822	2,592	6,227
28	230,04	0,0012088	0,07141	14,00	990,4	2803	1813	2,611	6,213
29	231,96	0,0012126	0,06895	14,50	999,4	2803	1804	2,628	6,199
30	233,83	0,0012163	0,06665	15,00	1008,3	2804	1796	2,646	6,186
32	237,44	0,0012238	0,06246	16,01	1025,3	2803	1778	2,679	6,161
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

Tiếp bảng 4

$p_i$ bar	$t_i$ °C	$v'$ ; m <sup>3</sup> /kg	$v''$ ; m <sup>3</sup> /kg	$\rho''$ ; kg/m <sup>3</sup>	$i'$ ; kJ/kg	$i''$ ; kJ/kg	$r$ ; kJ/kg	$s'$ ; kJ/kg.độ	$s''$ ; kJ/kg.độ
40	250,33	0,0012520	0,04977	20,09	1087,5	2801	1713	2,796	6,070
42	253,24	0,0012588	0,04732	21,13	1101,7	2800	1698	2,823	6,049
44	256,05	0,0012656	0,04508	22,18	1115,3	2798	1683	2,849	6,029
46	258,75	0,0012724	0,04305	23,23	1128,8	2797	1668	2,874	6,010
48	261,37	0,0012790	0,04118	24,29	1141,8	2796	1654	2,898	5,991
50	263,91	0,0012857	0,03944	25,35	1154,4	2794	1640,0	2,921	5,973
55	269,94	0,0013021	0,03564	28,06	1184,9	2790	1604,6	2,976	5,930
60	275,56	0,0013185	0,03243	30,84	1213,9	2785	1570,8	3,027	5,890
65	280,83	0,0013347	0,02973	33,64	1241,3	2779	1537,5	3,076	5,851
70	285,80	0,0013510	0,02737	36,54	1267,4	2772	1504,9	3,122	5,814
75	290,50	0,0013673	0,02532	39,49	1292,7	2766	1472,8	3,166	5,779
80	294,98	0,0013838	0,02352	42,52	1317	2758	1441,1	3,208	5,745
85	299,24	0,0014005	0,02192	45,62	1340,8	2751	1409,8	3,248	5,711
90	303,22	0,0014174	0,02048	48,83	1363,7	2743	1379,3	3,287	5,678
95	307,22	0,0014345	0,01919	52,11	1385,9	2734	1348,4	3,324	5,646
100	310,96	0,0014521	0,01803	55,46	1407,7	2725	1317,0	3,360	5,615
110	318,04	0,0014890	0,01598	62,58	1450,2	2705	1255,0	3,430	5,553
120	324,63	0,0015270	0,01426	70,13	1491,1	2685	1193,5	3,496	5,492
130	330,81	0,001567	0,01277	78,30	1531,5	2662	1130,8	3,561	5,432

Tiếp bảng 4

$p_i$ bar	$t_i$ °C	$v'$ ; m <sup>3</sup> /kg	$v''$ ; m <sup>3</sup> /kg	$\rho''$ ; kg/m <sup>3</sup>	$i'$ ; kJ/kg	$i''$ ; kJ/kg	$r$ ; kJ/kg	$s'$ ; kJ/kg.độ	$s''$ ; kJ/kg.độ
140	336,63	0,001611	0,01149	87,03	1570,8	2638	1066,9	3,623	5,372
150	342,11	0,001658	0,01035	99,62	1610	2611	1001,1	3,684	5,310
160	347,32	0,001710	0,009318	107,3	1650	2582	932,0	3,746	5,247
170	352,26	0,001768	0,009682	119,3	1690	2648	858,3	3,807	5,177
180	356,96	0,001837	0,007504	133,2	1732	2510	778,2	3,871	5,107
190	361,44	0,001921	0,00668	149,7	1776	2466	690	3,938	5,027
200	365,71	0,002040	0,00585	170,9	1827	2410	583	4,015	4,928
210	369,79	0,002210	0,00498	200,7	1888	2336	448	4,108	4,803
220	373,70	0,002730	0,00367	272,5	2016	2168	152	4,303	4,591

**Bảng 5 Nước chưa sôi và hơi quá nhiệt**

p, bar	t°C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
0,04	v	0,0010018	36,12	38,45	40,75	43,07	45,39	47,69	50,01	52,31
	i	83,7	2574	2612	2650	2688	2726	2764	2800	2841
	s	0,2964	8,537	8,651	8,762	8,867	8,966	9,060	9,150	9,238
0,08	v	0,0010018	0,0010079	19,19	20,34	21,5	22,66	23,82	24,97	26,13
	i	83,7	167,5	2612	2650	2688	2726	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,331	8,441	8,546	8,645	8,74	8,830	8,917
0,10	v	0,0010018	0,0010079	15,35	16,27	17,2	18,13	19,06	19,98	20,90
	i	83,7	167,5	2611	2649	2688	2726	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,227	8,337	8,442	8,542	8,636	8,727	8,814
0,12	v	0,0010018	0,0010079	12,79	13,55	14,33	15,1	15,87	16,64	17,42
	i	83,7	167,5	2611	2649	2687	2725	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,143	8,253	8,358	8,457	8,552	8,643	8,73
0,14	v	0,0010018	0,0010079	10,95	11,61	12,27	12,94	13,6	14,26	14,92
	i	83,7	167,5	2611	2649	2687	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,071	8,181	8,287	8,386	8,481	8,572	8,659
0,16	v	0,0010018	0,0010079	9,573	10,16	10,74	11,32	11,899	12,478	13,057
	i	83,7	167,5	2610	2649	2687	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,009	8,12	8,225	8,324	8,419	8,51	8,597
0,20	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	8,119	8,584	9,049	9,513	9,977	10,441
	i	83,7	167,5	251,1	2648	2687	2725	2763	2801	2840
	s	0,2964	0,5715	0,8307	8,015	8,12	8,22	8,315	8,406	8,493
0,30	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	5,40	5,713	6,025	6,335	6,645	6,955
	i	83,7	167,5	251,1	2646	2685	2724	2762	2801	2839
	s	0,2964	0,5715	0,8307	7,825	7,931	8,031	8,126	8,217	8,304
1,0	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	0,0010289	1,695	1,795	1,889	1,984	2,078
	i	83,7	167,5	251,1	334,9	2676	2717	2757	2796	2835
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	7,361	7,4665	7,562	7,654	7,743

*Ghi chú:* Số liệu nằm dưới đường bậc thang là của nước chưa sôi, số liệu nằm trên đường bậc thang là của hơi quá nhiệt, v - m<sup>3</sup>/kg, i - kJ/kg, s - kJ/kg.độ

Tiếp bảng 5

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
54,63	56,93	59,24	61,56	63,87	66,18	71,96	77,73	85,31	89,28	100,84
2880	2918	2958	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
9,321	9,402	9,479	9,554	9,627	9,698	9,866	10,024	10,174	10,317	10,585
27,29	28,44	29,6	30,75	31,9	33,06	35,94	38,84	41,72	44,61	50,38
2880	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
9,000	9,081	9,159	9,234	9,306	9,377	9,546	9,704	9,854	9,997	10,265
21,83	22,76	23,68	24,6	25,53	26,46	28,76	31,08	33,390	35,7	40,32
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,897	8,978	9,056	9,131	9,203	9,274	9,443	9,601	9,751	9,895	10,162
18,19	18,96	19,73	20,5	21,27	22,04	23,96	25,89	27,82	29,74	33,6
2897	2918	2957	2996	3036	3177	3177	3280	3384	3490	3707
8,813	8,894	8,972	9,047	9,119	9,19	9,359	9,517	9,667	9,81	10,078
15,58	16,24	16,9	17,56	18,22	18,88	20,53	22,18	29,83	25,49	28,79
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3077	3280	3384	3490	3707
8,742	8,823	8,9	8,975	9,048	9,119	9,288	9,446	9,596	9,739	10,007
13,635	14,213	14,79	15,367	15,943	16,52	17,96	19,41	20,85	22,29	25,18
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,68	8,761	8,838	8,913	8,986	9,057	9,226	9,384	9,534	9,678	9,945
10,905	11,369	11,832	12,295	12,758	13,22	14,376	15,53	16,68	17,82	20,15
2897	2918	2957	2996	3036	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,576	8,657	8,735	8,61	8,883	8,954	9,123	9,281	9,431	9,575	9,842
7,246	7,573	7,882	8,191	8,5	8,809	9,58	10,351	11,121	11,891	13,43
2878	2917	2956	2996	3036	3075	3177	3280	3384	3490	3707
8,388	8,469	8,547	8,622	8,695	8,766	8,935	9,093	9,244	9,388	9,655
2,172	2,266	2,358	2,452	2,545	2,638	2,871	3,102	3,334	3,565	4,028
2875	2914	2954	2993	3033	3074	3175	3278	3382	3488	3706
7,828	7,91	7,988	8,064	8,139	8,211	8,381	8,541	8,69	8,333	9,097

Tiếp bảng 5

p.ban	t°C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
5.0	v	0,0010018	0,0010079	0,001017	0,0010289	0,0010434	1,491	1,672	1,85	1,729
	i	83,9	187,5	251,1	334,9	419	2715	2755	2795	2834
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0743	1,3087	1,5376	1,7475	1,988	2,657
5.0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010168	0,0010287	0,0010432	1,0010601	0,0010787	0,001167	0,001168
	i	84,3	187,9	251,5	335,2	419,1	303,7	589,1	2759	2805
	s	0,2964	0,5716	0,8302	1,0744	1,3062	1,5299	1,738	6,767	6,868
5.0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010167	0,0010286	0,0010431	0,00106	0,0010795	0,001102	0,2473
	i	84,5	188,1	251,7	335,3	419,2	503,8	589,1	6,758	2762
	s	0,2962	0,5714	0,83	1,0742	1,306	1,5283	1,737	1,941	6,715
10	v	0,0010014	0,0010075	0,0010166	0,0010285	0,001043	0,0010588	0,0010794	0,0011016	0,1949
	i	84,7	188,3	251,8	335,4	419,3	503,9	589,2	675,4	2778
	s	0,296	0,5712	0,8298	1,074	1,3058	1,5251	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	84,8	188,5	251,9	335,5	419,4	504	589,3	675,5	2790
	s	0,2959	0,5711	0,8297	1,0739	1,3056	1,5259	1,737	1,94	6534
14	v	0,0010012	0,0010073	0,0010164	0,0010283	0,0010427	0,0010596	0,0010792	0,0011015	0,0011271
	i	85,1	188,7	252,1	335,7	419,5	504,2	589,5	675,7	763,2
	s	0,2958	0,571	0,8296	1,0735	1,3054	1,5257	1,736	1,94	2,137
16	v	0,0010011	0,0010072	0,0010163	0,0010282	0,0010426	0,0010595	0,001079	0,0011013	0,001127
	i	85,3	188,8	252,2	335,8	419,7	504,3	589,6	675,7	763,2
	s	0,2958	0,571	0,8296	1,0735	1,3052	1,5258	1,736	1,94	2,137
19	v	0,001001	0,0010071	0,0010162	0,0010281	0,0010425	0,0010594	0,0010789	0,0011012	0,0011268
	i	85,5	189	252,4	336	419,9	504,5	589,8	675,8	763,2
	s	0,2957	0,5709	0,8295	1,0733	1,305	1,5254	1,736	1,939	2,136
20	v	0,0010009	0,001007	0,0010161	0,001028	0,0010424	0,0010593	0,0010787	0,0011011	0,0011265
	i	85,7	189,2	252,6	336,2	420,1	504,7	589,9	675,8	763,2
	s	0,2957	0,5708	0,8284	1,0731	1,3048	1,5252	1,736	1,938	2,136



Tiếp bảng 5

200	230	240	260	290	300	350	400	450	500	600
1,807	1,896	1,984	2,042	2,12	2,197	2,391	2,584	2,777	2,97	3,357
2874	2913	2959	2993	3033	3073	3174	3278	3382	3486	3705
7,742	7,824	7,903	7,979	8,053	8,128	8,293	8,458	8,606	8,749	8,913
0,3520	0,3688	0,3855	0,4019	0,4181	0,4342	0,4741	0,5138	0,5528	0,5918	0,669
2849,0	2891	2933	2975	3017	3059	3154	3270	3376	3483	3701
8,963	7,051	7,135	7,215	7,292	7,368	7,541	7,704	7,857	8,001	8,266
0,2609	0,2739	0,2867	0,2993	0,3118	0,324	0,3542	0,3842	0,4137	0,4432	0,5018
2839	2883	2926	2969	3011	3054	3160	3267	3373	3481	3699
6,814	6,905	6,991	7,073	7,151	7,226	7,404	7,568	7,722	7,866	8,132
0,208	0,2169	0,2274	0,2377	0,2478	0,2578	0,2822	0,3085	0,3303	0,3539	0,401
2827	2874	2918	2962	3005	3058	3155	3263	3370	3479	3698
6,692	6,788	6,877	6,961	7,04	7,116	7,299	7,461	7,615	7,761	8,027
0,1693	0,1788	0,1879	0,1967	0,2054	0,2139	0,2343	0,2547	0,2747	0,2944	0,333
2816	2865	2911	2955	2999	3042	3151	3260	3364	3477	3696
6,588	6,688	6,78	6,865	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	0,2004	0,2178	0,2346	0,252	0,285
2803	2855	2902	2948	2992	3036	3147	3256	3365	3474	3695
6,467	6,602	6,697	6,784	6,867	6,945	7,13	7,299	7,455	7,601	7,87
0,0011585	0,1309	0,1382	0,1452	0,1519	0,1585	0,1743	0,1899	0,2051	0,2201	0,249
852,4	2844	2893	2940	2988	3030	3142	3253	3363	3472	3691
2,328	6,524	6,622	6,711	6,796	6,877	7,063	7,233	7,39	7,537	7,804
0,0011582	0,1149	0,1216	0,128	0,1341	0,1401	0,1545	0,1683	0,1818	0,1953	0,2211
852,4	2833	2884	2932	2979	3025	3138	3249	3360	3470	3690
2,328	6,452	6,554	6,646	6,732	6,814	7,003	7,175	7,333	7,48	7,75
0,0011581	0,1021	1,084	0,1143	0,12	0,1255	0,1394	0,1511	0,1634	0,1755	0,199
852,4	2821	2875	2924	2972	3019	3134	3245	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

Table 5

R. Dst	T. °C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
30	v	0,0010004	0,0010095	0,0010157	0,0010275	0,0010419	0,0010587	0,0010782	0,0011004	0,0011258
	i	186,7	170,1	253,5	337	420,9	505,4	590,6	676,4	763,7
	s	0,2056	0,5707	0,828	1,0738	1,3030	1,5244	1,735	1,938	2,134
50	v	0,0009883	0,00100043	0,0010134	0,0010254	0,0010388	0,0010564	0,0010772	0,0011022	
	i	81,3	174,5	257,8	341,2	424,9	509,1	593,4	678,6	763,7
	s	0,2043	0,5696	0,835	1,099	1,2995	1,5190	1,73	1,931	2,125
90	v	0,0009978	0,0010098	0,0010228	0,0010348	0,0010483	0,0010659	0,0010748	0,0010968	0,0011213
	i	92,3	175,5	258,7	342,1	425,7	509,8	594,6	680,3	767,4
	s	0,2041	0,5681	0,8253	1,0902	1,2988	1,5189	1,729	1,93	2,125
100	v	0,0009875	0,0010031	0,0010125	0,0010245	0,0010380	0,0010552	0,0010741	0,0010955	0,0011201
	i	93,2	178,9	258,6	342,9	426,5	510,5	595,3	681	768
	s	0,2039	0,5674	0,8247	1,0876	1,2982	1,5182	1,718	1,929	2,123
120	v	0,0009985	0,0010024	0,0010110	0,0010238	0,0010379	0,0010544	0,0010732	0,0010948	0,0011188
	i	95,1	178,2	261,4	344,8	428,1	512	596,7	682,4	769,1
	s	0,2035	0,5668	0,8238	1,0862	1,2987	1,5183	1,727	1,927	2,121
130	v	0,0009881	0,001002	0,0010112	0,0010231	0,0010373	0,0010538	0,0010725	0,0010939	0,0011182
	i	96	178	262,2	345,4	428,9	512,7	597,4	683	769,7
	s	0,2031	0,5664	0,823	0,8655	1,2959	1,5185	1,728	1,926	2,119
140	v	0,0009957	0,0010018	0,0010108	0,0010228	0,0010368	0,0010533	0,0010719	0,0010932	0,0011174
	i	96,8	178,9	262	346,2	429,8	513,1	598	683,6	770,2
	s	0,203	0,566	0,8224	1,0848	1,2951	1,5148	1,724	1,925	2,118
150	v	0,0009848	0,0010007	0,0010099	0,0010217	0,0010358	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	0,2025	0,5653	0,8212	1,0834	1,2937	1,5181	1,722	1,922	2,115
240	v	0,0009912	0,0009873	0,0010066	0,0010182	0,001032	0,0010479	0,001068	0,0010864	0,0011095
	i	108,4	188,8	271,5	284,3	437,2	520,8	604,6	689,8	775,7
	s	0,2011	0,5825	0,8188	0,8682	1,2081	1,5062	1,715	1,915	2,108
300	v	0,0009885	0,0009849	0,0010041	0,0010158	0,0010293	0,001045	0,0010652	0,0010825	0,001105
	i	112	194,1	278,5	399,1	441,8	525,1	608,0	693,6	773,1
	s	0,2002	0,5803	0,814	0,8545	1,2864	1,5024	1,709	1,908	2,100

Tiếp bảng 5

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
1,0011551 852,8 2,808	0,0011891 949,5 2,514	0,0012026 1033 2,229	0,07294 2862 6,337	0,0772 2837 6,438	0,05119 2908 6,63	0,09051 3111 6,736	0,08929 3229 6,916	0,1079 3343 7,09	0,1161 3458 7,231	0,1325 3682 7,608
0,0011504 855,0 2,317	0,0011839 945,1 2,504	0,001221 1037,9 2,689	0,0012689 1134,4 2,873	0,001357 1235,4 3,059	0,0049 2784 5,758	0,03903 2965 6,126	0,03438 3135 6,358	0,03821 3270 6,552	0,04177 3397 6,722	0,04348 3649 7,019
0,0011496 855,5 2,316	0,0011822 945,2 2,502	0,0012307 1038,1 2,686	0,0012968 1134,2 2,87	0,0013246 1234,9 3,056	0,0014018 1344,4 3,249	0,02588 2954 6,033	0,03001 3114 6,28	0,03354 3254 6,481	0,0368 3386 6,658	0,04285 3631 6,957
0,0011482 858 2,314	0,0011805 945,3 2,5	0,0012185 1038,3 2,684	0,001265 1134,1 2,868	0,0013217 1234,5 3,053	0,0013970 1342,2 3,244	0,02247 2929 5,94	0,02848 3095 6,207	0,02979 3239 6,416	0,03281 3372 6,596	0,03537 3621 6,901
0,0011622 801,5 2,404	0,0011749 948,9 2,497	0,0012184 1038,7 2,689	0,0012612 1133,9 2,863	0,0013164 1233,7 3,049	0,0013858 1340,9 3,235	0,01728 2844 6,755	0,02113 3049 6,071	0,02414 3208 6,298	0,02881 3347 6,467	0,03189 3603 6,803
0,0011458 857,4 2,309	0,0011777 945,9 2,495	0,001215 1038,9 2,675	0,0012599 1133,8 2,86	0,0013137 1233,3 3,043	0,0013847 1339 3,23	0,01514 2799 6,057	0,01805 3038 6,026	0,02197 3189 6,249	0,0245 3334 6,158	0,02903 3594 6,758
0,0011448 857,9 2,308	0,0011768 947,3 2,493	0,0012138 1038,1 2,678	0,0012575 1133,8 2,858	0,0013111 1232,9 3,04	0,0013808 1338 3,228	0,01325 2790 6,558	0,01729 3000 6,642	0,0201 3172 6,18	0,02252 3321 6,39	0,02683 3585 6,716
0,001143 855,8 2,305	0,0011744 948 2,488	0,0012108 1038,5 2,672	0,0012569 1133,7 2,853	0,0013087 1232,2 3,035	0,0013735 1338,7 3,218	0,00978 2812 6,302	0,01429 2945 6,518	0,01704 3137 6,09	0,0183 3204 6,307	0,2322 3587 6,64
0,0011357 862,8 2,285	0,0011858 950,9 2,477	0,0012004 1041,3 2,657	0,0012404 1134 2,835	0,0012883 1230,3 3,011	0,001375 1331,2 3,18	0,001812 1625 6,694	0,00678 2838 6,238	0,00977 2971 6,729	0,01174 3174 6,999	0,01478 3493 6,764
0,0011305 865,4 2,287	0,0011827 953,3 2,488	0,0011931 1042,8 2,647	0,0012315 1134,7 2,822	0,0012764 1229 2,995	0,0013311 1329 3,171	0,001598 1608 3,04	0,00289 2155 4,476	0,00672 2818 6,446	0,00889 3079 6,799	0,01144 3434 6,247

**Bảng 5 Hơi quá nhiệt (bổ sung)**

p, bar	t, °C	150	200	250	300	400	500	600
2	v	0,9596	1,0803	1,1988	1,3162	1,5493	1,7814	2,013
	i	2768,8	2870,5	2971	3071,8	3276,6	3487,1	3704
	s	7,2795	7,5066	7,7086	7,8926	8,2218	8,5133	8,777
3	v	0,6339	0,7163	0,7964	0,8753	1,0315	1,1867	1,3414
	i	2761	2865,6	2967,6	3069,3	3275	3486	3703,2
	s	7,0778	7,3115	7,5166	7,7022	8,033	8,3251	8,5892
4	v	0,4708	0,5342	0,5951	0,6548	0,7726	0,8893	1,0055
	i	2752,8	2860,5	2964,2	3066,8	3273,4	3484,9	3702,4
	s	6,9299	7,1706	7,3789	7,5662	7,8955	8,1913	8,458
5	v	0,3749	0,4249	0,4744	0,5226	0,6173	0,7109	0,8041
	i	2748,7	2855,4	2960,7	3064,2	3271,9	3483,9	3701,7
	s	6,8213	7,0592	7,2709	7,4599	7,7938	8,0873	7,3522

**Bảng 6 Bảng hơi bão hoà của R12**

3 bảng tiếp

t°C	p, bar	p', kg/dm <sup>3</sup>	p'' kg/m <sup>3</sup>	v' dm <sup>3</sup> /kg	v'' m <sup>3</sup> /kg	h' kJ/kg	h'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kgK	s'' kJ/kgK
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
-50	0,39130	1,5462	2,6091	0,6467	0,38327	455,1	628,84	173,74	0,8193	1,5979
-49	0,41207	1,5435	2,7377	0,6479	0,36528	455,97	629,31	173,33	0,8232	1,5965
-48	0,43372	1,5407	2,8712	0,6491	0,34829	456,85	629,77	172,92	0,8271	1,5952
-47	0,45627	1,5379	3,0097	0,6502	0,33226	457,73	630,24	172,51	0,8310	1,5938
-46	0,47974	1,5351	3,1534	0,6514	0,31712	458,61	630,71	172,10	0,8349	1,5925
-45	0,50416	1,5323	3,3025	0,6526	0,30280	459,49	631,17	171,69	0,8387	1,5913
-44	0,52956	1,5294	3,4570	0,6538	0,28927	460,37	631,64	171,27	0,8426	1,5900
-43	0,55596	1,5266	3,6171	0,6550	0,27647	461,25	632,10	170,86	0,8464	1,5888
-42	0,58340	1,5238	3,7829	0,6563	0,26435	462,13	632,57	170,44	0,8502	1,5876
-41	0,61190	1,5209	3,9546	0,6575	0,25287	463,01	633,03	170,02	0,8540	1,5864
-40	0,64148	1,5181	4,1323	0,6587	0,242	463,89	633,50	169,60	0,8578	1,5853
-39	0,67219	1,5152	4,3161	0,6600	0,23169	464,78	633,96	169,18	0,8616	1,5841
-38	0,70404	1,5123	4,5063	0,6612	0,22191	465,66	634,43	168,76	0,8654	1,5830
-37	0,73708	1,5095	4,7029	0,6625	0,21263	466,55	634,89	168,34	0,8691	1,5820
-36	0,77131	1,5066	4,9061	0,6638	0,20383	467,44	635,35	167,92	0,8728	1,5809
-35	0,80679	1,5037	5,1161	0,6650	0,19546	468,32	635,81	167,49	0,8766	1,5799
-34	0,84353	1,5008	5,3330	0,6663	0,18751	469,21	636,28	167,07	0,8803	1,5789
-33	0,88158	1,4979	5,5569	0,6676	0,17996	470,10	636,74	166,64	0,8840	1,5779
-32	0,92095	1,4949	5,7881	0,6689	0,17277	470,99	637,20	166,21	0,8877	1,5769
-31	0,96168	1,4920	6,0266	0,6702	0,16593	471,88	637,66	165,78	0,8913	1,5759
-30	1,0038	1,4891	6,2727	0,6716	0,15942	472,77	638,12	165,34	0,8950	1,5750
-29	1,0474	1,4861	6,5265	0,6729	0,15322	473,66	638,57	164,91	0,8987	1,5741
-28	1,0924	1,4832	6,7881	0,6742	0,14732	474,56	639,03	164,47	0,9023	1,5732
-27	1,1389	1,4802	7,0579	0,6756	0,14169	475,45	639,49	164,04	0,9059	1,5723
-26	1,1869	1,4772	7,3357	0,6769	0,13632	476,35	639,95	163,60	0,9095	1,5715
-25	1,2365	1,4743	7,6220	0,6783	0,13120	477,24	640,40	163,16	0,9131	1,5706
-24	1,2877	1,4713	7,9168	0,6797	0,12631	478,14	640,86	162,72	0,9167	1,5698
-23	1,3405	1,4683	8,2203	0,6811	0,12165	479,04	641,31	162,27	0,9203	1,5690
-22	1,3949	1,4652	8,5328	0,6825	0,1172	479,94	641,76	161,83	0,9239	1,5682
-21	1,4511	1,4622	8,8543	0,6839	0,11294	480,84	642,22	161,38	0,9275	1,5675
-20	1,5090	1,4592	9,1851	0,6853	0,10887	481,74	642,67	160,93	0,9310	1,5667
-19	1,5686	1,4561	9,5253	0,6867	0,10498	482,64	643,12	160,48	0,9345	1,5660
-18	1,6301	1,45311	9,8752	0,6882	0,10126	483,55	643,57	160,02	0,9381	1,5653
-17	1,6933	1,4500	10,235	0,6896	0,097705	484,45	644,02	159,57	0,9416	1,5645
-16	1,7585	1,4469	10,605	0,6911	0,094298	485,35	644,47	159,11	0,9451	1,5639
-15	1,8256	1,4439	10,985	0,6926	0,091037	486,26	644,91	158,65	0,9486	1,5632
-14	1,8946	1,4408	11,375	0,6941	0,087912	487,17	645,36	158,19	0,9521	1,5625
-13	1,9655	1,4376	11,776	0,6956	0,084919	488,08	645,80	157,73	0,9556	1,5619
-12	2,0385	1,4345	12,188	0,6971	0,082050	488,99	646,25	157,26	0,9590	1,5612

Tiếp bảng 6

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
- 11	2,1136	1,4314	12,611	0,6986	0,079298	489,90	646,69	156,79	0,9625	1,5606
- 10	2,1907	1,4283	13,045	0,7002	0,076660	490,81	647,13	156,32	0,9660	1,5600
- 9	2,2700	1,4251	13,490	0,7017	0,074128	491,72	647,57	155,85	0,9694	1,5594
- 8	2,3515	1,4219	13,947	0,7033	0,071698	492,64	648,01	155,37	0,9728	1,5588
- 7	2,4351	1,4188	14,416	0,7048	0,069365	493,55	648,45	154,90	0,9763	1,5583
- 6	2,5210	1,4156	14,898	0,7064	0,067125	494,47	648,89	154,42	0,9767	1,5577
- 5	2,6092	1,4124	15,391	0,7080	0,064973	495,39	649,32	153,93	0,9831	1,5572
- 4	2,6997	1,4091	15,897	0,7097	0,062904	496,31	649,76	153,45	0,9865	1,5566
- 3	2,7925	1,4059	16,416	0,7113	0,060916	497,23	650,19	152,96	0,9899	1,5561
- 2	2,8878	1,4027	16,948	0,7129	0,059004	498,15	650,62	152,47	0,9933	1,5556
- 1	2,9855	1,3994	17,493	0,7146	0,057165	499,08	651,06	151,98	0,9966	1,5551
0	3,0856	1,3962	18,052	0,7163	0,055396	500,00	651,48	151,48	1,0000	1,5546
1	3,1883	1,3929	18,624	0,7179	0,053693	500,93	651,91	150,99	1,0034	1,5541
2	3,2936	1,3896	19,211	0,7196	0,052054	501,85	652,34	150,49	1,0067	1,5536
3	3,4014	1,3863	19,812	0,7214	0,050476	502,78	652,77	149,98	1,0101	1,5532
4	3,5119	1,3830	20,427	0,7231	0,048955	503,71	653,19	149,47	1,0134	1,5527
5	3,6251	1,3796	21,057	0,7248	0,047490	504,65	653,61	148,97	1,0167	1,5523
6	3,7410	1,3763	21,702	0,7266	0,046078	505,58	634,03	148,45	1,0200	1,5518
7	3,8596	1,3729	22,363	0,7284	0,044717	506,52	654,45	147,94	1,0234	1,5514
8	3,9811	1,3695	23,039	0,7302	0,043405	507,45	654,87	147,42	1,0267	1,5510
9	4,1054	1,3661	23,731	0,7320	0,042138	508,39	655,79	146,89	1,0300	1,5506
10	4,2326	1,3627	24,440	0,7338	0,040917	509,33	655,70	146,37	1,0333	1,5502
11	4,3627	1,3593	25,165	0,7357	0,039738	510,28	656,11	145,84	1,0365	1,5498
12	4,4958	1,3558	25,907	0,7375	0,038600	511,22	656,53	145,31	1,0398	1,5494
13	4,6319	1,3524	26,665	0,7394	0,037502	512,17	656,94	144,77	1,0431	1,5490
14	4,7710	1,3489	27,442	0,7413	0,036441	513,11	657,34	144,23	1,0464	1,5487
15	4,9133	1,3454	28,236	0,7433	0,035415	514,06	657,75	143,69	1,0496	1,5483
16	5,0587	1,3419	29,049	0,7452	0,034425	515,01	658,15	143,14	1,0529	1,5479
17	5,2072	1,3384	29,880	0,7472	0,033468	515,97	658,56	142,59	1,0562	1,5476
18	5,3591	1,3348	30,729	0,7491	0,032542	516,92	658,96	142,03	1,0594	1,5472
19	5,5141	1,3313	31,598	0,7512	0,031647	517,38	659,35	141,47	1,0626	1,5469
20	5,6725	1,3277	32,487	0,7532	0,030781	518,84	659,75	140,91	1,0659	1,5466
21	5,8343	1,3241	33,396	0,7552	0,029944	519,80	660,15	140,34	1,0691	1,5462
22	5,9995	1,3205	34,325	0,7573	0,029134	520,77	660,54	139,77	1,0723	1,5459
23	6,1681	1,3169	35,274	0,7594	0,028349	521,73	660,93	139,19	1,0756	1,5456
24	6,3402	1,3132	36,245	0,7615	0,027590	522,70	661,32	138,61	1,0788	1,5453
25	6,5158	1,3095	37,237	0,7636	0,026855	523,67	661,70	138,03	1,0820	1,5450
26	6,6951	1,3058	38,252	0,7658	0,026143	524,65	662,09	136,44	1,0852	1,5447
27	6,8779	1,3021	39,289	0,7680	0,025453	525,62	662,47	136,84	1,0884	1,5444
28	7,0645	1,2984	40,348	0,7702	0,024784	526,60	662,84	136,24	1,0916	1,5441
29	7,2547	1,2946	41,431	0,7724	0,024136	527,58	663,22	135,64	1,0949	1,5438



Tiếp bảng 6

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
30	7,4488	1,2909	42,538	0,7747	0,023508	528,57	663,59	135,03	1,0981	1,5435
31	7,6466	1,2871	43,670	0,7770	0,022899	529,55	663,96	134,41	1,1013	1,5432
32	7,8483	1,2832	44,826	0,7793	0,022309	530,54	664,33	133,79	1,1045	1,5429
33	8,0539	1,2794	46,007	0,7816	0,021736	531,54	664,70	133,16	1,1076	1,5426
34	8,2635	1,2755	47,215	0,7840	0,021180	531,53	665,06	132,53	1,1108	1,5423
35	8,4770	1,2716	48,449	0,7864	0,020640	533,53	665,42	131,89	1,1140	1,5420
36	8,6947	1,2677	49,709	0,7888	0,020117	534,53	665,78	131,25	1,1172	1,5418
37	8,9164	1,2638	50,998	0,7913	0,019609	535,54	666,13	130,60	1,1204	1,5415
38	9,1422	1,2598	52,315	0,7938	0,019115	536,55	666,49	129,94	1,1236	1,5412
39	9,3723	1,2558	53,661	0,7963	0,018636	537,56	666,83	129,28	1,1268	1,5409
40	9,6065	1,2518	55,036	0,7989	0,018170	538,57	667,18	128,61	1,1300	1,5407
41	9,8451	1,2477	56,441	0,8015	0,017717	539,59	667,52	127,93	1,1332	1,5404
42	10,088	1,2436	57,878	0,8041	0,017278	540,61	667,86	127,25	1,1363	1,5401
43	10,335	1,2395	59,346	0,8068	0,016850	541,64	668,19	126,56	1,1395	1,5398
44	10,587	1,2354	60,847	0,8095	0,016435	542,67	668,52	125,86	1,1427	1,5395
45	10,843	1,2312	62,380	0,8122	0,016031	543,70	668,85	125,15	1,1459	1,5393
46	11,104	1,2270	63,948	0,8150	0,015638	544,74	669,18	124,44	1,1491	1,5390
47	11,369	1,2228	65,551	0,8178	0,015255	545,78	669,50	123,72	1,1523	1,5387
48	11,639	1,2185	67,189	0,8207	0,014883	546,82	669,81	122,99	1,1555	1,5384
49	11,914	1,2142	68,864	0,8236	0,014521	547,87	670,12	122,25	1,1587	1,5381
50	12,193	1,2099	70,576	0,8265	0,014169	548,93	670,43	121,50	1,1619	1,5379
51	12,478	1,2055	72,328	0,8295	0,013826	549,99	670,73	120,75	1,1651	1,5376
52	12,767	1,2011	74,118	0,8325	0,013492	551,05	671,03	119,99	1,1683	1,5373
53	13,061	1,1967	75,950	0,8356	0,013167	552,12	671,33	119,21	1,1715	1,5370
54	13,360	1,1922	77,823	0,8388	0,012850	553,19	671,62	118,43	1,1747	1,5367
55	13,664	1,1877	79,739	0,8420	0,012541	554,27	671,90	117,63	1,1811	1,5364
56	13,972	1,1832	81,699	0,8452	0,012240	555,35	672,18	116,83	1,1811	1,5360
57	14,287	1,1786	83,705	0,8485	0,011947	556,44	672,46	116,02	1,1843	1,5357
58	14,606	1,1739	85,758	0,8518	0,011661	567,53	672,73	115,19	1,1875	1,5354
59	14,930	1,1692	87,859	0,8553	0,011382	558,63	672,99	114,36	1,1908	1,5351
60	15,260	1,1645	90,009	0,8587	0,01110	559,74	673,25	113,51	1,1940	1,5347
61	15,595	1,1597	92,211	0,8623	0,010845	560,85	673,50	112,65	1,1973	1,5344
62	15,935	1,1549	94,465	0,8659	0,010586	561,97	673,75	111,78	1,2005	1,5340
63	16,281	1,1500	96,775	0,8695	0,010333	563,09	673,99	110,89	1,2038	1,5337
64	16,633	1,1451	99,140	0,8733	0,010087	564,22	674,22	110,00	1,2070	1,5333
65	16,989	1,1401	101,56	0,8771	0,009846	565,36	674,45	109,09	1,2103	1,5329
66	17,352	1,1351	104,05	0,8810	0,0096109	566,50	674,66	108,16	1,2136	1,5325
67	17,720	1,1300	106,59	0,8849	0,0093813	567,65	674,88	107,22	1,2169	1,5321
68	18,094	1,1249	109,21	0,8890	0,0091570	568,81	675,08	106,27	1,2202	1,5317
69	18,474	1,1197	111,88	0,8431	0,0089378	569,98	675,28	105,30	1,2235	1,5313

**Bảng 7 Thông số vật lý của không khí khô (P = 760 mmHg)**

t, °C	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$C_p$ , kJ/kg.độ	$\lambda$ 10 <sup>2</sup> , W/m.độ	$a$ 10 <sup>8</sup> , m <sup>2</sup> /s	$\mu$ 10 <sup>6</sup> , Ns/m <sup>2</sup>	$\nu$ 10 <sup>6</sup> , m <sup>2</sup> /s	Pr
-50	1,584	1,013	2,04	12,7	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	2,12	13,8	15,2	10,04	0,728
-30	1,453	1,013	2,2	14,9	15,7	10,8	0,723
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	16,2	11,79	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	20	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	22,9	18,6	16	0,701
40	1,128	1,005	2,76	24,3	19,1	16,69	0,699
50	1,093	1,005	2,83	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,06	1,005	2,9	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,005	2,96	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1	1,005	3,05	30,2	21,4	21,09	0,692
90	0,972	1,005	3,13	31,9	21,5	22,1	0,69
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,909	3,34	36,8	22,8	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,8	0,684
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26	34,85	0,68
250	0,674	1,038	4,27	61	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	4,6	71,6	29,7	48,33	0,674
350	0,566	1,059	4,91	81,9	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33	63,09	0,678
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	216,2	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	245,9	49	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,5	276,2	51,2	199,3	0,722
1200	0,239	1,21	9,15	316,5	63,5	233,7	0,724



**Bảng 8** Thông số vật lý của khí ( $P = 760 \text{ mmHg}$ ;  $\rho_{\text{CO}_2} = 0,13$ ;  $\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 0,11$ ;  $\rho_{\text{N}_2} = 0,76$ )

$t$ , °C	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$C_p$ , kJ/kg.độ	$\lambda 10^2$ , W/m.độ	$a 10^8$ , m <sup>2</sup> /s	$\mu 10^6$ , Ns/m <sup>2</sup>	$\nu 10^6$ , m <sup>2</sup> /s	Pr
0	1,295	1,042	2,28	16,9	15,8	12,2	0,72
100	0,95	1,068	3,13	30,8	20,4	21,54	0,69
200	0,748	1,097	4,01	48,9	24,5	32,8	0,67
300	0,617	1,122	4,84	69,9	28,2	45,81	0,65
400	0,525	1,151	5,7	94,3	31,7	60,38	0,64
500	0,457	1,185	6,56	121,1	34,8	76,3	0,63
600	0,405	1,214	7,42	150,9	37,9	93,61	0,62
700	0,363	1,239	8,27	183,8	40,7	112,4	0,61
800	0,33	1,264	9,15	219,7	43,4	131,8	0,6
900	0,301	1,29	10	258	45,9	152,5	0,59
1000	0,275	1,306	10,9	303,4	48,4	174,3	0,58
1100	0,257	1,323	11,75	345,5	50,7	197,1	0,57
1200	0,24	1,34	12,62	392,4	53	221	0,56

**Bảng** Thông số vật lý của dầu máy biến áp theo nhiệt độ

$t$ , °C	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$C_p$ , kJ/kg.độ	$\lambda$ , W/m.độ	$\mu 10^6$ , Ns/m <sup>2</sup>	$\nu_s 10^6$ , m <sup>2</sup> /s	$a 10^8$ , m <sup>2</sup> /s	$\beta 10^4$ , 1/độ	Pr
0	892,5	1,549	0,1123	629,8	70,5	8,14	6,8	866
10	886,4	1,62	0,1115	335,5	37,9	7,83	6,85	484
20	880,3	1,666	0,1106	198,2	22,5	7,56	6,9	298
30	874,2	1,729	0,1098	128,5	14,7	7,28	6,95	202
40	868,2	1,788	0,109	89,4	10,3	7,03	7	146
50	862,1	1,846	0,1082	65,3	7,58	6,8	7,05	111
60	856	1,905	0,1072	49,5	5,78	6,58	7,1	87,8
70	850	1,964	0,1064	38,6	4,54	6,36	7,15	71,3
80	843,9	2,026	0,1056	30,8	3,66	6,17	7,2	59,3
90	837,8	2,085	0,1047	25,4	3,03	6	7,25	50,5
100	831,8	2,144	0,1038	21,3	2,56	5,83	7,3	43,0
110	825,7	2,202	0,103	18,1	2,2	5,67	7,35	38,8
120	819,6	2,261	0,1022	15,7	1,92	5,5	7,4	34,9

**Bảng 10 Thông số vật lý của nước trên đường bão hoà**

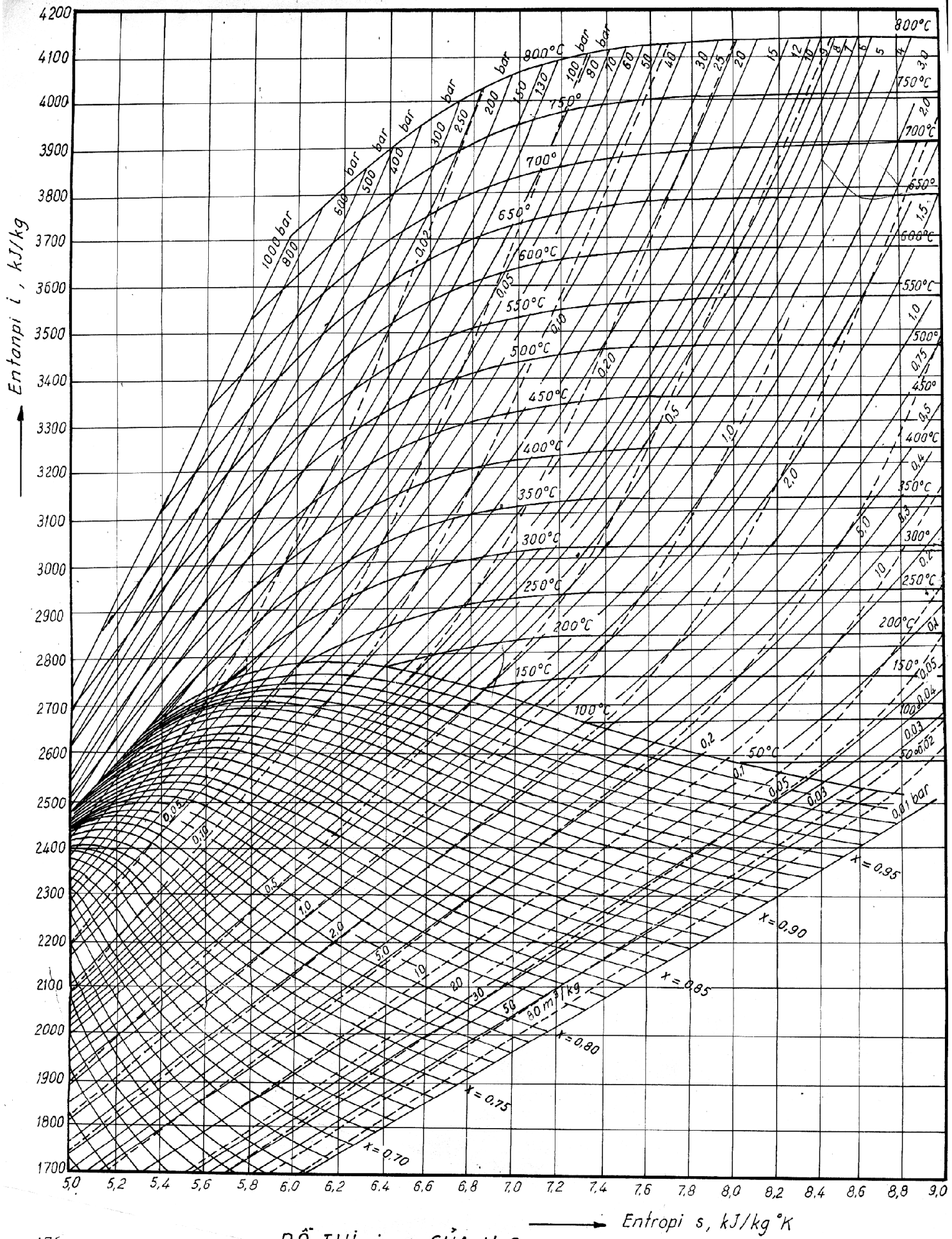
$t,$ °C	$p,$ bar	$\rho,$ kg/m <sup>3</sup>	$i,$ kJ/kg	$C_p,$ kJ/kg.độ	$\lambda 10^2,$ W/m.độ	$\alpha 10^8,$ m <sup>2</sup> /s	$\mu 10^6,$ Ns/m <sup>2</sup>	$\nu 10^6,$ m <sup>2</sup> /s	$\beta 10^4,$ 1/độ	$\sigma 10^4,$ N/m	$P,$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
0	1,013	999,9	0	4,212	55,1	13,1	1788	1,789	-0,63	756,4	13,67
10	1,013	999,7	42,04	4,191	57,4	13,7	1306	1,306	0,7	741,6	9,52
20	1,013	998,2	83,91	4,183	59,9	14,3	1004	1,006	1,82	726,9	7,02
30	1,013	995,7	125,7	4,174	61,8	14,9	801,5	0,805	3,21	712,2	5,42
40	1,013	992,2	167,5	4,174	63,5	15,3	653,3	0,659	3,87	696,5	4,31
50	1,013	988,1	209,3	4,174	64,8	15,7	549,4	0,556	4,49	676,9	3,54
60	1,013	983,2	252,1	4,179	65,9	16	469,4	0,478	5,11	662,2	2,98
70	1,013	977,8	293	4,187	66,8	16,3	406,1	0,415	5,7	643,5	2,55
80	1,013	971,8	335	4,195	67,4	16,6	355,1	0,365	6,32	625,9	2,21
90	1,013	965,3	377	4,208	68	16,8	314,9	0,326	6,95	607,2	1,95
100	1,013	958,4	419,1	4,22	68,3	16,9	282,5	0,295	7,52	588,6	1,75
110	1,43	951	461,4	4,233	68,5	17,1	259	0,272	8,08	569	1,6
120	1,98	943,1	503,7	4,25	68,6	17,1	237,4	0,252	8,64	548,4	1,47
130	2,7	934,8	546,4	4,266	68,6	17,2	217,8	0,233	9,19	528,8	1,36
140	3,61	926,1	589,1	4,287	68,5	17,2	201,1	0,217	9,72	507,2	1,26
150	4,76	917	632,2	4,313	68,4	17,3	186,4	0,203	10,3	486,6	1,17
160	6,18	907,4	675,4	4,346	68,3	17,3	173,6	0,191	10,7	466	1,1
170	7,92	897,3	719,3	4,38	67,9	17,3	162,8	0,181	11,3	443,4	1,05
180	10,03	886,9	763,3	4,417	67,4	17,2	153	0,173	11,9	422,8	1
190	12,55	876	807,8	4,459	67	17,1	144,2	0,165	12,6	400,2	0,96
200	15,55	863	852,5	4,505	66,3	17	136,4	0,158	13,3	376,7	0,93
210	19,08	852,8	897,7	4,555	65,5	16,9	130,5	0,153	14,1	354,1	0,91
220	23,2	840,3	943,7	4,614	64,5	16,6	124,6	0,149	14,8	331,6	0,89
230	27,98	827,3	990,2	4,681	63,7	16,4	119,7	0,145	15,9	310	0,88
240	33,48	813,6	1037,5	4,756	62,8	16,2	114,81	0,141	16,8	285,5	0,87
250	39,78	799	1085,7	4,844	61,8	15,9	109,9	0,137	18,1	261,9	0,86
260	46,94	784	1135,1	4,949	60,5	15,6	105,9	0,135	19,7	237,4	0,87
270	55,05	767,9	1185,3	5,07	59	15,1	102	0,133	21,6	214,8	0,88
280	64,19	750,7	1236,8	5,23	57,4	14,6	98,1	0,131	23,7	191,3	0,9
290	74,45	732,3	1290	5,485	55,8	13,9	94,2	0,129	26,2	168,7	0,93
300	85,92	712,5	1344,9	5,736	54	13,2	91,2	0,128	29,2	144,2	0,97
310	98,7	691,1	1402,2	6,071	52,3	12,5	88,3	0,128	32,9	120,7	1,03
320	112,9	667,1	1462,1	6,574	50,6	11,5	85,3	0,128	38,2	98,1	1,11
330	128,65	640,2	1526,2	7,244	48,4	10,4	81,4	0,127	43,3	76,71	1,22

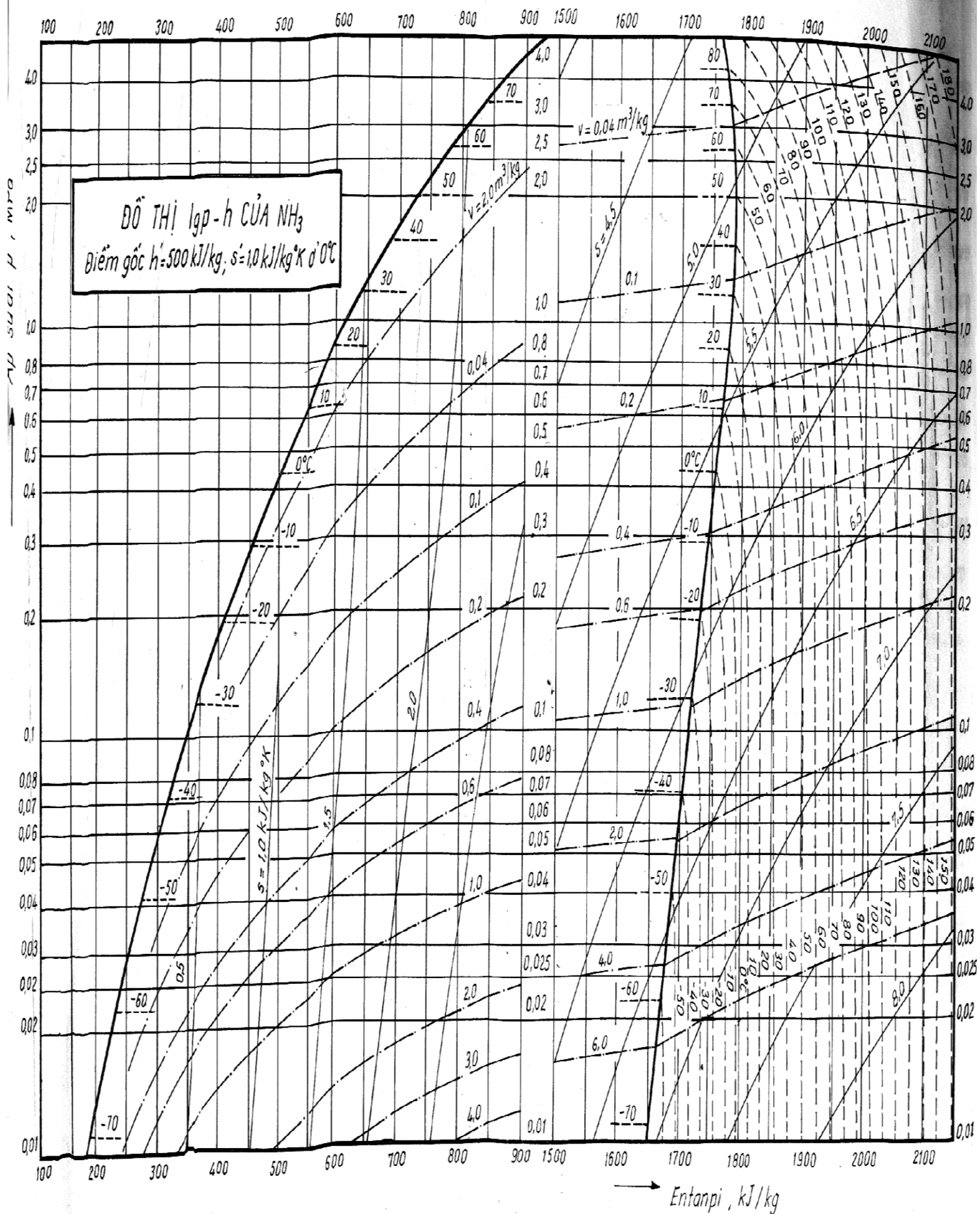
**Tiếp bảng 10**

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
340	146,08	610,1	1594,8	8,165	45,7	9,17	77,5	0,127	53,4	56,7	1,39
350	165,37	574,4	1671,4	9,504	43	7,88	72,6	0,126	66,8	38,16	1,6
360	186,74	528	1761,5	13,981	39,5	5,36	66,7	0,126	109	20,21	2,35
370	210,53	450,5	1892,5	40,321	33,7	1,86	56,9	0,126	164	4,71	6,79

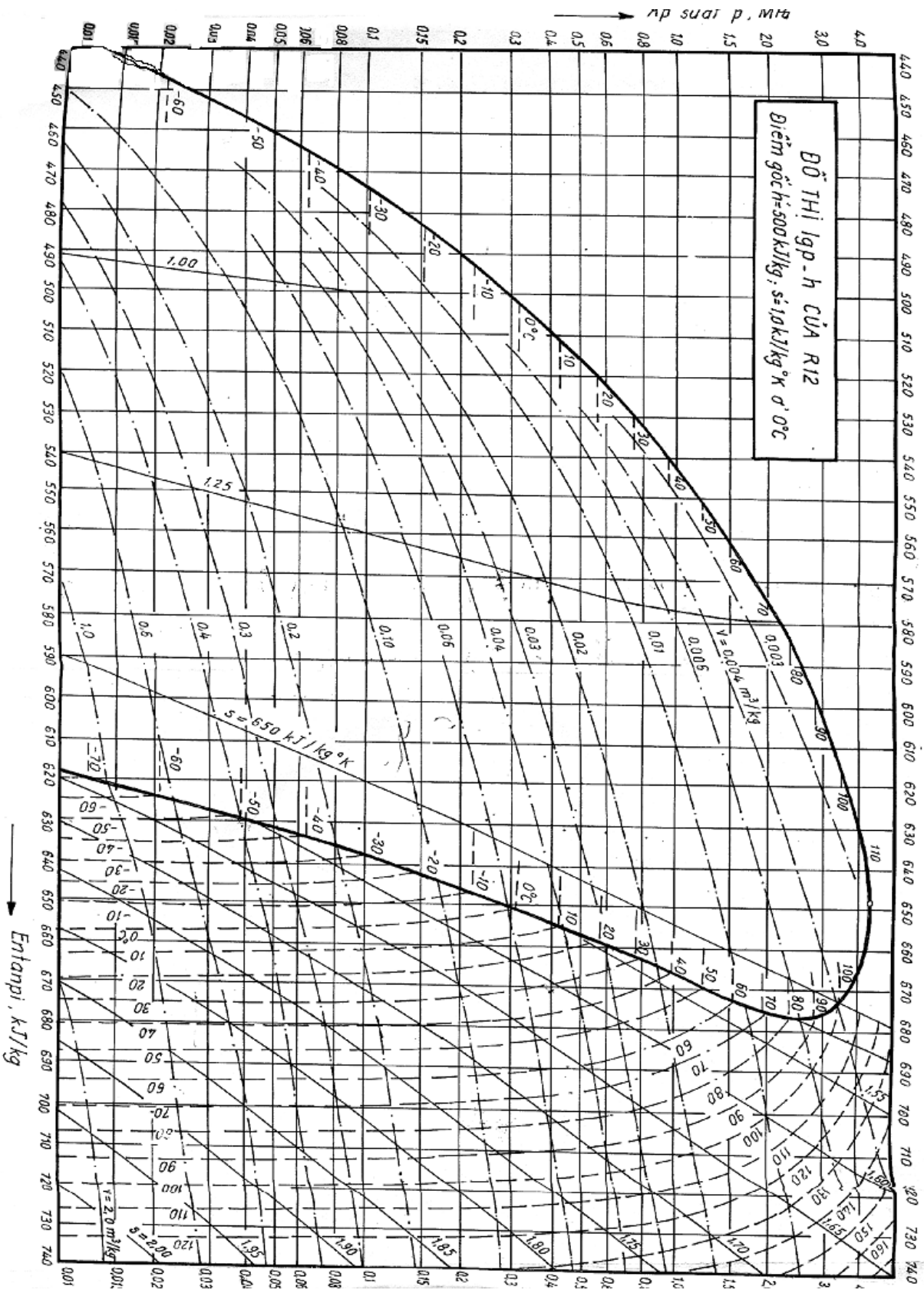
**Bảng 11 Thông số vật lý của hơi nước trên đường bão hoà**

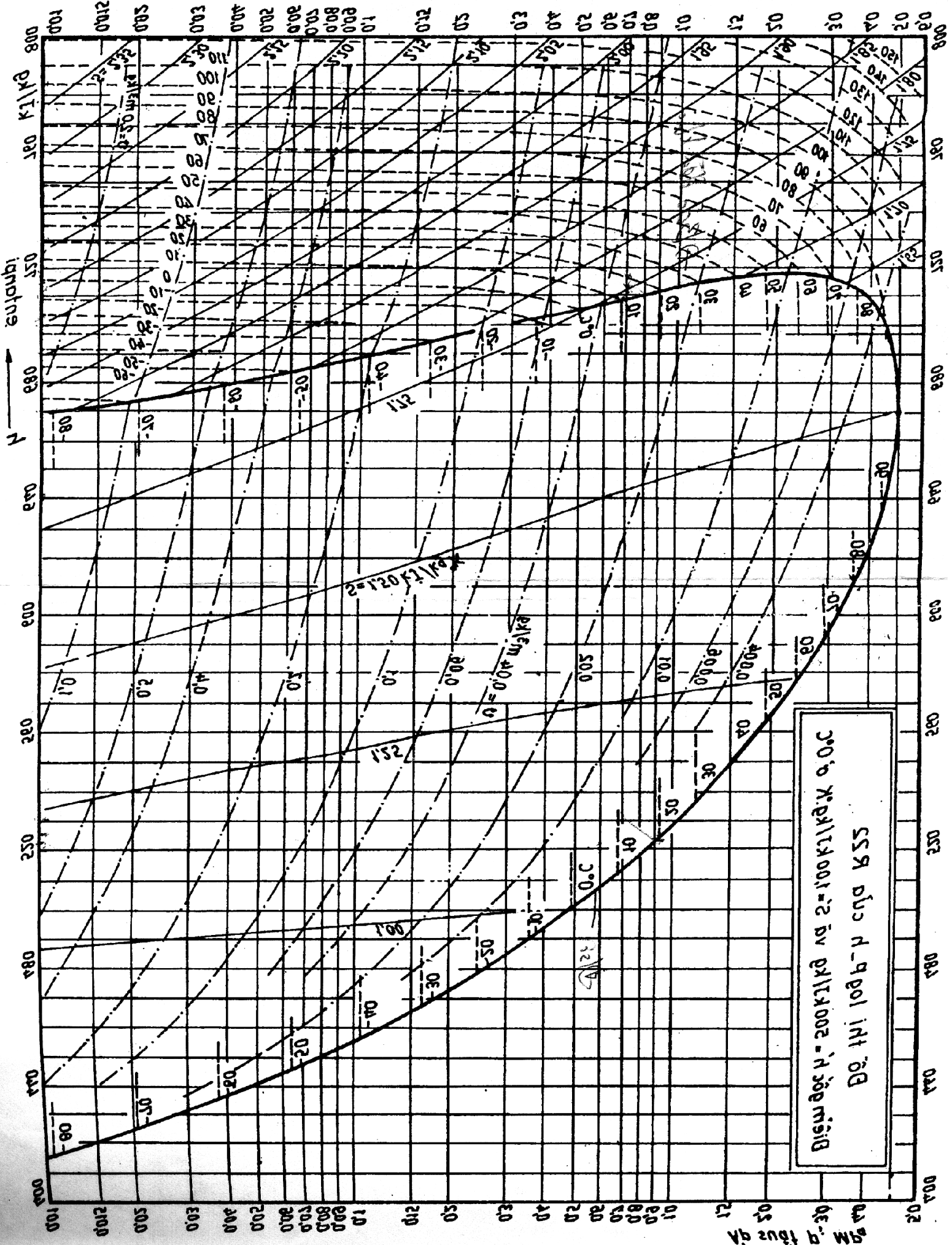
$t$ , °C	$p$ , bar	$\rho''$ , kg/m <sup>3</sup>	$i''$ , kJ/kg	$r'$ , kJ/kg	$C_p$ , kJ/kg.độ	$\lambda 10^2$ , W/m.độ	$a 10^8$ , m <sup>2</sup> /s	$\mu 10^6$ , Ns/m <sup>2</sup>	$\nu 10^6$ , m <sup>2</sup> /s	$P_r$
100	1,013	0,598	2675,9	2256,8	2,135	2,372	18,58	11,79	20,02	1,08
110	1,43	0,826	2691,4	2230	2,177	2,489	13,83	12,46	15,07	1,09
120	1,98	1,121	2706,5	2202,8	2,206	2,593	10,5	12,85	11,46	1,10
130	2,7	1,496	2720,7	2174,3	2,257	2,686	7,792	13,24	8,85	1,11
140	3,61	1,966	2734,1	2145	2,315	2,791	6,13	13,54	6,89	1,12
150	4,76	2,547	2746,7	2114,3	2,395	2,884	4,728	13,93	5,47	1,16
160	6,18	3,258	2758	2082,6	2,479	3,012	3,722	14,32	4,39	1,18
170	7,92	4,122	2768,9	2049,5	2,583	3,128	2,939	14,72	3,57	1,21
180	10,03	5,157	2778,5	2015,2	2,709	3,268	2,339	15,11	2,93	1,25
190	12,55	6,397	2786,4	1978,8	2,856	3,419	1,872	15,60	2,44	1,3
200	15,55	7,862	2793,1	1940,7	3,023	3,547	1,492	15,99	2,03	1,36
210	19,08	9,588	2798,2	1900,5	3,199	3,722	1,214	16,38	1,71	1,41
220	23,2	11,62	2801,5	1857,8	3,408	3,896	0,983	16,87	1,45	1,47
230	27,98	13,99	2803,2	1813	3,634	4,094	0,806	17,36	1,24	1,54
240	33,48	16,76	2803,2	1765,6	3,881	4,291	0,658	17,76	1,06	1,61
250	39,78	19,88	2801,1	1715,8	4,158	4,512	0,544	18,25	0,913	1,68
260	46,94	23,72	2796,5	1661,4	4,468	4,802	0,453	18,84	0,794	1,75
270	55,05	28,09	2789,8	1604,4	4,815	5,106	0,378	19,32	0,688	1,82
280	64,19	33,19	2779,7	1542,9	5,234	5,489	0,317	19,91	0,6	1,9
290	74,45	39,16	2766,4	1476,3	5,694	5,827	0,261	20,60	0,526	2,01
300	85,92	46,21	2749,2	1407,3	6,28	6,268	0,216	21,29	0,461	2,13
310	98,7	54,58	2727,4	1325,2	7,118	6,838	0,176	21,98	0,403	2,29
320	112,9	64,72	2700,7	1238,1	8,206	7,513	0,141	22,86	0,353	2,5
330	128,65	77,1	2665,9	1139,7	9,881	8,257	0,108	23,94	0,31	2,86
340	146,08	92,76	2621,9	1027,1	12,35	9,304	0,0811	25,21	0,272	3,35
350	165,37	113,6	2564,5	893,1	16,24	10,7	0,058	26,58	0,234	4,03
360	186,74	144	2481,2	719,7	23,03	12,79	0,0396	29,14	0,202	5,23
370	210,53	203	2330,9	438,4	56,52	17,1	0,015	33,75	0,116	11,1











Dew point = 200 K/1 kg  
 D. ini log b - u ena k 55

## TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. *Bùi Hải, Trần Thế Sơn*. Kỹ thuật nhiệt. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội - 1997.
2. *Bùi Hải, Trần Thế Sơn*. Bài tập nhiệt động, truyền nhiệt và kỹ thuật lạnh. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội - 1998.
3. *Hoàng Đình Tín, Bùi Hải*. Bài tập nhiệt động lực học kỹ thuật và truyền nhiệt. Nhà xuất bản Giáo dục - 1996.
4. *Phạm Lê Dân, Bùi Hải*. Nhiệt động kỹ thuật. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội - 1997.
5. *Đặng Quốc Phú, Trần Thế Sơn, Trần Văn Phú*. Truyền nhiệt và truyền chất. Đại học Bách khoa Hà Nội - 1992.
6. *Bùi Hải, Hoàng Ngọc Đông*. Bài tập kỹ thuật nhiệt. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội - 2000.



# MỤC LỤC

	Trang
Lời nói đầu	3
<b>PHẦN I. NHIỆT ĐỘNG KỸ THUẬT</b>	5
<i>Chương 1</i> Phương trình trạng thái và các quá trình nhiệt động của chất khí	5
1.1 Thông số trạng thái	5
1.2 Phương trình trạng thái của khí lý tưởng	8
1.3 Nhiệt dung riêng của chất khí	8
1.4 Bảng và đồ thị của môi chất	10
1.5 Các quá trình nhiệt động cơ bản của khí lý tưởng	12
1.6 Các quá trình nhiệt động cơ bản của khí lý thực	16
1.7 Quá trình hỗn hợp của khí hoặc hơi	17
1.8 Quá trình lưu động và tiết lưu của khí và hơi	20
1.9 Quá trình khí nén	23
1.10 Không khí ẩm	25
1.11 Bài tập về phương trình trạng thái và các quá trình nhiệt động cơ bản	30
1.12 Bài tập về hỗn hợp khí và lưu động	58
1.13 Bài tập về quá trình nén khí và không khí ẩm	68
<i>Chương 2</i> Chu trình động cơ nhiệt và máy lạnh	76
2.1 Chu trình nhiệt động	76
2.2 Chu trình động cơ đốt trong	77

2.3	Chu trình tuabin khí	79
2.4	Chu trình động cơ phản lực	79
2.5	Chu trình Rankin của nhà máy nhiệt điện	80
2.6	Chu trình máy lạnh và bơm nhiệt	80
2.7	Bài tập chu trình nhiệt động	81
2.8	Câu hỏi và bài tập tổng hợp về phần nhiệt động	94

## **PHẦN II TRUYỀN NHIỆT** 105

### *Chương 3* Dẫn nhiệt và đối lưu 105

3.1	Dẫn nhiệt	105
3.2	Trao đổi nhiệt đối lưu	109
3.3	Bài tập về dẫn nhiệt	113
3.4	Bài tập về toả nhiệt đối lưu	120

### *Chương 4* Trao đổi nhiệt bức xạ và truyền nhiệt 128

4.1	Trao đổi nhiệt bức xạ giữa các vật	128
4.2	Truyền nhiệt và thiết bị trao đổi nhiệt	129
4.3	Bài tập về bức xạ nhiệt và truyền nhiệt	132
4.4	Câu hỏi và bài tập tổng hợp về phần truyền nhiệt	142

## **PHẦN III PHỤ LỤC** 150

<b>Tài liệu tham khảo</b>	<b>179</b>
---------------------------	------------

# BÀI TẬP KỸ THUẬT NHIỆT

*Tác giả:* Bùi Hải

*Chịu trách nhiệm xuất bản*

PGS. TS Tô Đăng Hải

*Biên tập*

Ngọc Khuê

Hồng Thanh

*Sửa bài*

Hồng Thanh

*Vẽ bìa*

Đặng Ngọc Quang

**NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT**

**70 TRẦN HƯNG ĐẠO - HÀ NỘI**

---

In 1.000 cuốn khổ 14,5 x 20,5 cm tại Xưởng in NXB Văn hoá Dân tộc  
Quyết định xuất bản số: 136-2006/CXB/51-06/KHKT ngày 10/8/2006  
In xong và nộp lưu chiểu Quý III năm 2006.