

Phần II

TRUYỀN NHIỆT

Chương 3

DẪN NHIỆT

Mục tiêu:

Hiểu được sự phân bố của trường nhiệt độ và các công thức tính toán dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong qua vách phẳng, vách trụ.

Nội dung tóm tắt:

- Những khái niệm cơ bản.
- Dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong qua vách phẳng.
- Dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong qua vách trụ.

I. NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN

1. Các đại lượng truyền nhiệt

1.1. Mật độ dòng nhiệt q (W/m^2): Là dòng nhiệt trên $1 m^2$ diện tích bề mặt.

1.2. Dòng nhiệt Q (W): Là lượng nhiệt truyền trong một giây(s).

1.3. Lượng nhiệt Q_τ (J): Là lượng nhiệt truyền trên diện tích F (m^2), thời gian τ (s).

Ta có quan hệ: $Q_\tau = \tau \cdot Q = \tau \cdot F \cdot q$

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{Q_\tau}{\tau \cdot F}$$

Chú ý: Nhiệt ở đây chỉ mang dấu (+) $q > 0$, $Q > 0$, $Q_\tau > 0$;

2. Trường nhiệt độ (z,τ)

Là tập hợp các giá trị nhiệt độ trong không gian nghiên cứu tại một thời điểm τ nào đó. Trường nhiệt độ được phân thành trường ổn định (không phụ thuộc vào thời gian) và trường không ổn định, trường một chiều và trường nhiều chiều. Phương trình tổng quát của trường nhiệt độ $t = f(x,y,z, \tau)$

3. Mặt đẳng nhiệt và gradien nhiệt độ

Mặt đẳng nhiệt là quỹ tích của tất cả các điểm có cùng một giá trị nhiệt độ tại một thời điểm. Trong vật thể nhiệt độ chỉ thay đổi từ mặt đẳng nhiệt này đến mặt đẳng nhiệt khác. Sự thay đổi nhiệt độ trên một đơn vị chiều dài theo phương pháp tuyến của các mặt đẳng nhiệt là lớn nhất. Đại lượng vectơ có phương trùng với phương pháp tuyến của mặt đẳng nhiệt, có chiều là chiều tăng nhiệt độ và có độ lớn bằng đạo hàm riêng của nhiệt độ, theo phương pháp tuyến được gọi là gradien nhiệt độ ký hiệu: grad

$$\text{grad}t = \frac{\partial t}{\partial n} \quad (3-1)$$

4. Hệ số dẫn nhiệt

Hệ số dẫn nhiệt đặc trưng cho khả năng dẫn nhiệt của vật (hoặc chất) và được đo bằng $\text{w/m}^0\text{k}$. λ phụ thuộc vào loại vật liệu, cấu trúc của nó (cấu tạo tinh thể, độ xốp vv...), độ ẩm, áp suất và đặc biệt là nhiệt độ. Sự phụ thuộc của λ vào nhiệt độ trong phần lớn các trường hợp được biểu diễn qua:

$$\lambda_t = \lambda_0(1 + \beta t)$$

Ở đây $\lambda_0 = \lambda_t$ khi $t = 0^\circ\text{C}$; β là hằng số xác định bằng thực nghiệm cho từng vật cụ thể, β có thể dương, âm hoặc bằng không.

Đối với chất khí $\beta > 0$ và có giá trị trong khoảng:

$$\lambda = 0,05 \div 0,5 \text{ w/m}^0\text{K}$$

Đối với chất lỏng $\beta < 0$ (trừ nước và glixerin $\beta > 0$)

$$\lambda = 0,08 \div 0,7 \text{ w/m}^0\text{K}$$

Đối với vật liệu xây dựng và vật liệu cách nhiệt $\beta > 0$

$$\lambda = 0,2 \div 3,0 \text{ w/m}^0\text{K}$$

Hệ số dẫn nhiệt của phần lớn kim loại giảm khi nhiệt độ tăng và có giá trị trong khoảng từ 20 đến 400 $\text{w/m}^0\text{K}$.

5. Định luật Fourier

Phương trình tổng quát của định luật như sau:

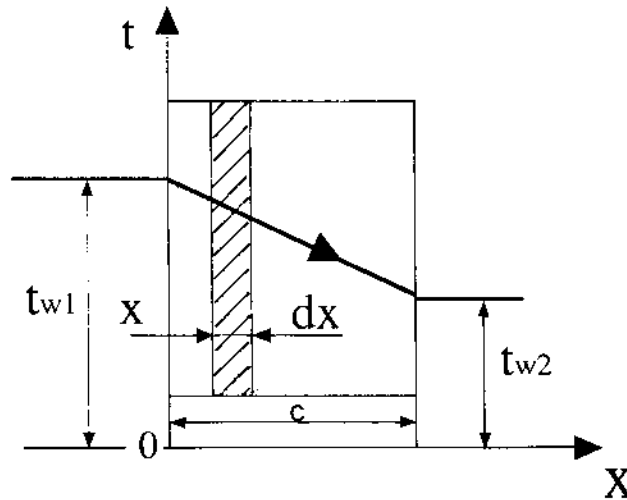
$$\vec{q} = -\lambda \vec{\text{grad}t}; q = -\lambda |\text{grad}t| = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} \quad [w/m^2] \quad (3-2)$$

Mật độ dòng nhiệt tỷ lệ thuận với gradian nhiệt độ.

II. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHÔNG CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG QUA VÁCH PHẪNG

Một vật khi không xảy ra phản ứng hoá học hoặc phản ứng nguyên tử hay không có dòng điện chạy qua gọi là vật không có nguồn nhiệt bên trong.

- Xét một tấm phẳng rộng vô hạn có chiều dày δ , hệ số dẫn nhiệt $\lambda = \text{const}$.



Hình 3-1: Biểu diễn quá trình dẫn nhiệt qua vách phẳng

- Khi giả thiết chiều dày vách δ có giá trị rất nhỏ so với chiều dài và chiều rộng, trường nhiệt độ ổn định 3 chiều $t = f(x, y, z)$ trở thành trường nhiệt độ 1 chiều $t = f(x)$.

- Giả thiết nhiệt độ mặt trái nóng t_{w1} lớn hơn nhiệt độ mặt phải t_{w2} .

- Ta cần xác định trường nhiệt độ $t = f(x)$, q , Q .

Dùng định luật Fourier để giải bài toán:

Tại vị trí x ta lấy phân tố chiều dày dx , ta viết định luật Fourier đối với dx :

$$q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} = -\lambda \frac{dt}{dx} \text{ hay } dt = -\frac{q}{\lambda} dx \quad (3-3)$$

Ở đây $t \equiv n$; và vì $t = f(x)$.

Sau khi tích phân ta có: $t = -(q/\lambda)x + c$;

Ta thấy nhiệt độ giảm theo chiều dày của vách với quan hệ tuyến tính.

Để tìm nhiệt độ q ta thế điều kiện biên:

$$x = 0, t = t_{w1};$$

$$x = \delta, t = t_{w2};$$

Cuối cùng sau rút gọn ta có:

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta}{\lambda}} = \frac{\Delta t}{R} \quad (W) \quad (3-4)$$

Trong đó: R - Gọi là nhiệt trở dẫn nhiệt.

δ - Chiều dày của vách (m).

λ - Hệ số dẫn nhiệt (W/m/K).

Muốn cho q giảm thì Δt giảm hoặc nhiệt trở tăng và ngược lại.

Với vách phẳng gồm nhiều lớp vật liệu, ta vẫn có công thức trên.

$$q = \frac{\Delta t}{R} \quad (3-5)$$

$$\Delta t = t_1 - t_{n+1}$$

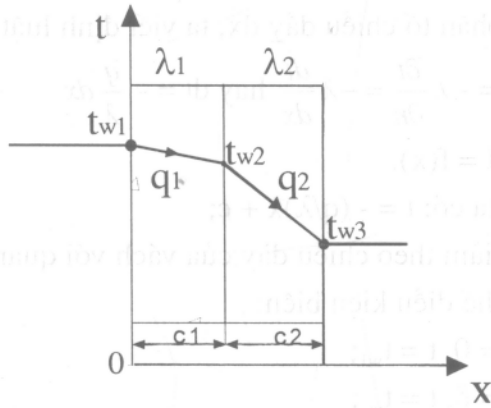
$$R = \sum_1^n R_i = \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}$$

Ví dụ vách hai lớp:

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w3}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} \quad (3-6)$$

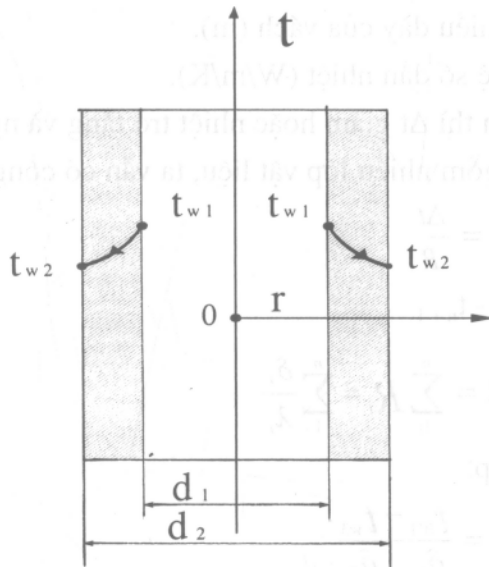
Để tìm t_{w2} : Dựa vào điều kiện trường nhiệt độ ổn định

$$q = q_1 = q_2; q = q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1}} \Rightarrow t_{w1} - q \frac{\delta_1}{\lambda_1} \quad (3-7)$$



Hình 3-2. Biểu diễn quá trình dẫn nhiệt qua vách phẳng 2 lớp

III. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHÔNG CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG QUA VÁCH TRỤ



Hình 3 -3. Biểu diễn quá trình truyền nhiệt qua vách trụ

Tương tự, xét vách trụ (là các ống) có chiều dài l , đường kính d_1, d_2 , hệ số dẫn nhiệt $\lambda = \text{const}$. Giả thiết chiều dài l rất lớn hơn chiều dày

$\delta = (d_2 - d_1)/2$. Khi đó trường nhiệt độ 3 chiều $t = f(x, y, z)$ thành hai chiều,

$t = f(x,y)$, tuy nhiên với đường tròn thì thay x,y bằng hướng bán kính r (toạ độ cực bán kính r) ta sẽ có trường nhiệt độ một chiều $t = f(r)$. Giả thiết nhiệt độ mặt trong t_{w1} lớn hơn mặt ngoài t_{w2} ta cần tìm $t = f(r)$, dòng nhiệt Q . Tương tự như với vách phẳng, dùng định luật Furie để giải, ta có kết quả như sau:

$$q_l = Q/l, \text{ W/m} - \text{Dòng nhiệt ứng với } l_m \text{ chiều dài ống.} \quad (3-8)$$

$$q_l = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2\pi\lambda} \cdot \ln \frac{d_2}{d_1}} = \frac{\Delta t}{R} \quad (3-9)$$

$$Q = q_l \cdot l \quad (3-10)$$

ở đây, $R = \frac{1}{2\pi\lambda} \cdot \ln \frac{d_2}{d_1}$ gọi là nhiệt trở dẫn nhiệt của vách trụ

Tương tự như vách phẳng, muốn q_l tăng thì Δt tăng, R giảm và ngược lại.

Chương 4

TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU VÀ BỨC XẠ

Mục tiêu:

Nắm được các tiêu chuẩn đồng dạng thường dùng, công thức Niuton, các công thức tính toán trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên, đối lưu cưỡng bức, đối lưu khi có biến đổi pha và trao đổi nhiệt bức xạ.

Nội dung tóm tắt:

- Các nhân tố ảnh hưởng đến trao đổi đối lưu.
- Công thức niu ton và các tiêu chuẩn đồng dạng thường dùng.
- Công thức tính trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn.
- Công thức tính trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi dòng chảy qua chùm ống.
- Công thức trao đổi nhiệt đối lưu khi có biến đổi pha.
- Trao đổi nhiệt bức xạ.

I. CÁC NHÂN TỐ ẢNH HƯỞNG ĐẾN TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

1. Trao đổi nhiệt đối lưu

Trao đổi nhiệt đối lưu là quá trình trao đổi nhiệt xảy ra khi có sự dịch chuyển khối chất lỏng hoặc chất khí trong không gian từ vùng có nhiệt độ này đến vùng có nhiệt độ khác.

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu được thực hiện đồng thời với quá trình dẫn nhiệt, do trong quá trình chuyển động không thể tránh khỏi sự va chạm trực tiếp giữa các phân tử chất lỏng (hoặc chất khí) có nhiệt độ khác nhau.

Quá trình trao đổi nhiệt giữa bề mặt vật rắn và dòng chất lỏng (hoặc khí) chuyển động trên bề mặt đó được gọi là sự toả nhiệt đối lưu.

2. Những nhân tố ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt đối lưu

2.1. Nguyên nhân gây ra chuyển động

Chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí có thể do nhiều nguyên nhân khác nhau. Dựa vào nguyên nhân gây ra chuyển động người ta phân tích thành chuyển động tự nhiên (chuyển động tự do) và chuyển động cưỡng bức. Chuyển động tự nhiên là chuyển động gây ra bởi do có chênh lệch nhiệt độ Δt từ đó có chênh lệch mật độ và chênh lệch về áp suất của chất lỏng hay chất khí.

Chuyển động cưỡng bức là chuyển động gây bởi ngoại lực, như dùng quạt để đẩy chất khí chuyển động hay dùng bơm để đẩy chất lỏng chuyển động. Trong chuyển động cưỡng bức bao giờ cũng kèm theo chuyển động tự nhiên. Vì trong chuyển động nội bộ chất lỏng, chất khí luôn luôn có những phần có nhiệt độ khác nhau do đó sẽ xuất hiện chuyển động tự nhiên. Ảnh hưởng của chuyển động tự nhiên đến chuyển động cưỡng bức nhỏ nếu tốc độ chuyển động cưỡng bức lớn hơn và ngược lại. Trao đổi nhiệt đối lưu khi chất lỏng chuyển động tự nhiên gọi là trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên. Trao đổi nhiệt đối lưu khi chất lỏng chuyển động cưỡng bức gọi là trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức.

2.2. Chế độ chuyển động.

Chuyển động của chất lỏng hay chất khí có thể là chế độ chảy tầng, chế độ quá độ hay chế độ chảy rối.

Chuyển động chảy tầng là chuyển động mà các phân tử chất lỏng có quỹ đạo song song với nhau và chuyển động cùng với hướng của dòng.

Chuyển động chảy rối là chuyển động mà quỹ đạo của các phân tử chất lỏng không theo quy luật nào. Nhưng do ma sát giữa chất lỏng với thành ống, bao giờ ở sát ống cũng có một lớp mỏng chảy tầng, người ta gọi là lớp đệm tầng. Chiều dày của lớp đệm tầng phụ thuộc vào tốc độ chuyển động và độ nhớt của chất lỏng. Nếu tốc độ chuyển động lớn, độ nhớt bé thì chiều dày lớp này sẽ bé. Chế độ chuyển động được xác định bởi tiêu chuẩn Reynol với trường hợp dòng chất lỏng, khí chảy trong ống $Re = \omega d / \nu$

ω : là tốc độ chuyển động (m/s)

d : là đường kính trong của ống (m)

ν : là độ nhớt động học (m^2/s)

- Dòng chảy tầng khi $Re \leq 2.10^3$

- Dòng chảy rối khi $Re \geq 1.10^4$

- Dòng chảy quá độ khi $2 \cdot 10^3 < Re < 1 \cdot 10^4$

So sánh cùng điều kiện, trao đổi nhiệt khi chảy rối sẽ lớn nhất, tuy nhiên trở kháng thuỷ lực cũng lớn nhất (tức công suất bơm quạt lớn nhất lại là điều kiện không tốt)

Bởi vậy trong thực tế phải chọn tốc độ dòng chảy tối ưu (không quá lớn mà cũng không quá nhỏ)

2.3. Tính chất vật lý của chất lỏng hay chất khí.

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu phụ thuộc rất nhiều vào tính chất vật lý của chất lỏng hay chất khí. Các chất lỏng, chất khí khác nhau thì tính chất vật lý của nó khác nhau do đó quá trình trao đổi nhiệt cũng sẽ khác nhau. Những tính chất vật lý ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt đối lưu đó là khối lượng riêng (mật độ) ρ , nhiệt dung riêng C_p , hệ số dẫn nhiệt λ , hệ số dẫn nhiệt độ a , độ nhớt động học γ hay độ nhớt động lực μ , hệ số giãn nở thể tích β v.v....

2.4. Hình dáng, kích thước, vị trí bề mặt trao đổi nhiệt.

Bề mặt trao đổi nhiệt có thể có hình dáng khác nhau. Tất cả những cái đó ảnh hưởng đến chế độ thuỷ động do đó ảnh hưởng quá trình trao đổi nhiệt. Ví dụ trao đổi nhiệt giữa tấm phẳng đặt đứng với chất lỏng, chất khí chuyển động sẽ khác với trao đổi nhiệt của một ống hay một dây đặt đứng. Trao đổi nhiệt của tấm phẳng đặt đứng sẽ khác trao đổi nhiệt của tấm phẳng nằm ngang v.v....

II. CÔNG THỨC NIUTON VÀ CÁC TIÊU CHUẨN ĐỒNG DẠNG THƯỜNG DÙNG

1. Công thức Niuton

Lượng nhiệt trao đổi nhiệt bằng đối lưu giữa bề mặt vật rắn tiếp xúc với chất lỏng trong một đơn vị thời gian được xác định theo công thức Niuton.

$$Q = \alpha F \cdot \Delta t \text{ (W)} \quad (4-1)$$

Trong đó:

α : Hệ số toả nhiệt (hệ số trao đổi nhiệt đối lưu) (W/m^2K)

F: diện tích bề mặt tiếp xúc giữa vách rắn và chất lỏng (m^2)

$\Delta t = |t_f - t_w|$: độ chênh lệch nhiệt độ giữa nhiệt độ chất lỏng ở xa bề mặt và nhiệt độ bề mặt chất rắn t_w .

Về hình thức công thức Niuton rất đơn giản nhưng khó khăn là làm sao xác định được hệ số α .

Có hai phương pháp xác định hệ số α :

- *Phương pháp lý thuyết*: Giải các phương trình vi phân, phương pháp này phức tạp.

- *Phương pháp thực nghiệm*: Nếu thực nghiệm đơn thuần thì kết quả này chỉ đúng cho trường hợp làm thí nghiệm. Muốn kết quả thí nghiệm được ứng dụng rộng ta phải sử dụng thêm lý thuyết đồng dạng.

2. Lý thuyết đồng dạng

2.1. Định nghĩa

Hai hiện tượng vật lý gọi là đồng dạng với nhau khi chúng có cùng các phương trình toán mô tả hiện tượng và cùng bản chất vật lý.

2.2. Tính chất của hai hiện tượng vật lý đã đồng dạng

Ở đây ta không xét điều kiện khi nào hai hiện tượng đồng dạng mà chỉ xét tính chất khi chúng đã đồng dạng.

- Tồn tại một số tiêu chuẩn đồng dạng: Tiêu chuẩn đồng dạng là tổ hợp của một số các đại lượng vật lý. Tiêu chuẩn đồng dạng không có đơn vị đo; tiêu chuẩn đồng dạng được mang tên các nhà bác học.

- Tất cả các tiêu chuẩn đồng dạng cùng tên phải bằng nhau

Ví dụ: Hiện tượng 1 có Nu_1, Re_1

Hiện tượng 2 có Nu_2, Re_2

Thì $Nu_1 = Nu_2, Re_1 = Re_2$

- Các tiêu chuẩn phụ thuộc vào nhau theo một quan hệ gọi là phương trình tiêu chuẩn

Hiện tượng 1: $Nu_1 = f_1(Re_1)$

Hiện tượng 2: $Nu_2 = f_2(Re_2)$

f_1, f_2 : Phương trình tiêu chuẩn

- Phương trình tiêu chuẩn của hai hiện tượng vật lý đã đồng dạng phải bằng nhau, nghĩa là: $f_1 = f_2 = f$

Vậy ta làm thí nghiệm rồi chỉnh lý dưới dạng phương trình tiêu chuẩn. Phương trình tiêu chuẩn này sẽ đúng cho tất cả các trường hợp đồng dạng với nó.

- Một cách tổng quát có thể viết:

$\alpha = f(\lambda, c, \rho, \gamma, a, \omega, t_w, t_f, \text{kích thước}).$

2.3. Các tiêu chuẩn đồng dạng đối lưu ổn định

2.3.1. Tiêu chuẩn Nusselt

Đặc trưng cho cường độ trao đổi nhiệt đối lưu:

$$Nu = \alpha l / \lambda$$

Ở đây l là kích thước xác định, nó là kích thước nào của vật rắn có ảnh hưởng nhiều nhất tới đối lưu. Ví dụ khi chất lỏng chuyển động trong ống $l \equiv d$ - đường kính của ống.

2.3.2. Tiêu chuẩn Reynold

Là tỷ số giữa lực quán tính và lực nhớt, nó xác định đặc tính chuyển động của chất lỏng hay chất khí (thể hiện đối lưu cưỡng bức).

$$Re = \omega l / \gamma$$

2.3.3. Tiêu chuẩn Prandtl

Xác định tính chất vật lý của chất lỏng hay chất khí:

$$Pr = \frac{\nu}{a}$$

a , hệ số dẫn nhiệt độ (m^2/s)

2.3.4. Tiêu chuẩn Grashof

Đặc trưng cho tỷ số giữa lực nén gây ra do chênh lệch nhiệt độ, mật độ và lực ma sát:

$$Gr = \frac{g l^3}{\gamma^2} \beta \Delta t$$

Trong đó: Gia tốc trọng trường $g = 9,81 m/s^2$;

β Hệ số giãn nở vì nhiệt $\beta = \frac{1}{T_f}$;

T_f Nhiệt độ của chất lỏng (K);

$\Delta t = |t_w - t_f|$ Độ chênh nhiệt độ;

t_w Nhiệt độ bề mặt;

2.4. Phương trình tiêu chuẩn

Từ lý thuyết đồng dạng ta có thể viết:

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

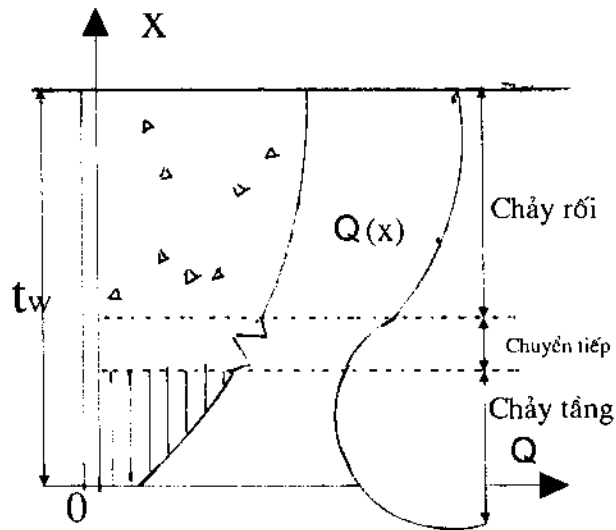
Muốn biết dạng cụ thể ta phải làm thực nghiệm. Phương trình trên trong thực nghiệm thường được biểu diễn dưới dạng hàm số mũ sau:

$$Nu = C.Re^n.Pr^m.Gr^p$$

Trong đó: C, n, m, p là các hằng số xác định bằng thực nghiệm.

III. CÔNG THỨC TÍNH TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU TỰ NHIÊN TRONG KHÔNG GIAN VÔ HẠN

Xét trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn ở một tấm phẳng trong ống đặt đứng (hình 4-1), giả sử có một tấm phẳng đặt đứng nhiệt độ của bề mặt tấm t_w .



Hình 4.1. Biểu diễn quá trình trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn

Không khí xung quanh có nhiệt độ t_f ($t_w > t_f$).

Quá trình trao đổi nhiệt xảy ra giữa vách và không khí, lớp không khí sát vách được đốt nóng, nên mật độ (khối lượng riêng) của nó trở nên nhỏ hơn mật độ của không khí ở xa vách. Nhờ lực này lớn không khí ở sát vách chuyển động lên trên và lập tức sẽ có một lớp không khí đi vào chiếm chỗ, tạo lên một dòng đối lưu tự nhiên.

Quá trình tiếp diễn dần dần, khối không khí xung quanh được đốt nóng, đặc tính chuyển động của khối không khí sát mặt vách có thể thấy rõ trên hình 4-1.

Ở phần dưới của vách không khí được nung lên với tốc độ không lớn lắm, không khí chuyển động ở chế độ chảy tầng. Chiều dày của chế độ chảy tầng tăng dần tới một khoảng cách nào đó tốc độ chuyển động của không khí đủ lớn, chế độ chảy tầng bị phá vỡ, chuyển sang chế độ chuyển tiếp. Càng lên cao tốc độ của dòng không khí càng lớn và chế độ chảy rối được hình thành.

Tương ứng với đặc tính chuyển động và chiều dày lớp biên dọc theo bề mặt vách hệ số toả nhiệt đối lưu tự nhiên cũng thay đổi. Hệ số toả nhiệt ở mép dưới cùng lớn nhất vì chiều dày lớp biên ở đó là nhỏ nhất. Sau đó hệ số toả nhiệt giảm dần vì chiều dày lớp biên tăng lên. Khi sang chế độ chuyển tiếp hệ số toả nhiệt lại tăng và có giá trị không đổi ở vùng chảy rối.

Trong thực tế người ta dùng các công thức thực nghiệm trên cơ sở nhiều kết quả thực nghiệm đối với các vật có hình dạng, kích thước khác nhau. Công thức thực nghiệm có dạng:

$$Nu = C(Gr Pr)^n \left(\frac{P_{tr}}{P_{rw}} \right)^{0,25} \quad (4-2)$$

Giá trị c và n xác định theo Bảng 4.1.

Trong công thức trên nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của lớp biên $t = 0,5 (t_w + t_f)$.

Còn kích thước xác định đối với ống hay tấm đặt đứng lấy h ; ống nằm ngang lấy đường kính, tấm nằm ngang lấy chiều rộng tấm. Tấm nằm ngang bề mặt đốt nóng quay lên trên thì hệ số toả nhiệt cần tăng thêm 30%, còn bề mặt đốt nóng quay xuống dưới thì hệ số toả nhiệt cần giảm 20%.

Với khí Pr không phụ thuộc vào nhiệt độ nên $(P_f/P_m)^{0,25} = 1$.

Bảng 4.1: Các hằng số trong trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên

Trạng thái chuyển động	(Gr, Pr)	c	n
Trạng thái chảy màng	$< 10^{-3}$	0,5	0
Khu vực quá độ từ chảy màng sang chảy tầng	$1 \cdot 10^{-3} \div 5 \cdot 10^2$	1,18	1/8
Chảy tầng	$5 \cdot 10^2 \div 2 \cdot 10^7$	0,54	1/4
Chảy rối	$2 \cdot 10^7 \div 1 \cdot 10^{13}$	0,135	1/3

IV. CÔNG THỨC TÍNH TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC KHI DÒNG CHẤT LỎNG CHẢY NGANG QUA CHÙM ỐNG

1. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi chất lỏng chảy trong ống

Chuyển động trong ống có thể là chảy tầng hay chảy rối. Chế độ chảy được xác định bằng tiêu chuẩn Re. Khi $Re < 2300$, chảy tầng.

$Re > 2300$, chảy rối

1.1. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi chất lỏng chảy tầng ($Re < 2300$).

Bảng 4.2. Hệ số tỉ lệ giữa chiều dài và đường kính của ống

L/d	1	2	5	10	15	20	30	40	50
ϵ_l	1,9	1,7	1,44	1,28	1,18	1,13	1,05	1,02	1

Công thức thực nghiệm tính hệ số toả nhiệt trung bình theo chiều dài khi chất lỏng hay chất khí chuyển động cưỡng bức trong ống ở chế độ chảy tầng là:

$$Nu = 0,15 Re_f^{0,33} \cdot Pr_f^{0,43} Gr_f^{0,1} (Pr_f/Pr_w)^{0,25} \quad (4-3)$$

Với ống ngắn $l/d < 50$. Hệ số toả nhiệt tính theo phương trình tiêu chuẩn (4-3) cần nhân thêm với hệ số hiệu chỉnh ϵ_l . Giá trị của nó lấy ở Bảng 4.2.

1.2. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi chảy rối trong ống ($Re > 2300$).

Phương trình tiêu chuẩn xác định hệ số toả nhiệt.

Khi chảy rối trong ống có dạng.

$$Nu = 0,021 Re_f^{0,8} \cdot Pr_f^{0,43} (Pr_f/Pr_w)^{0,25} \epsilon_l \cdot \epsilon_r \quad (4-4)$$

Đối với không khí:

$$Nu_f = 0,018 Re_f^{0,8} \epsilon_l \cdot \epsilon_r \quad (4-5)$$

Bảng 4.3. Hệ số ảnh hưởng chiều dài ống

l/d	ϵ_l		
	$Re = 2 \cdot 10^3$	$Re = 2 \cdot 10^4$	$Re = 2 \cdot 10^5$
10	1,28	1,18	1,10
15	1,18	1,13	1,08

20	1,13	1,10	1,06
30	1,05	1,05	1,05
40	1,02	1,02	1,02

ϵ_1 - Hệ số kể đến ảnh hưởng của chiều dài ống tới hệ số toả nhiệt, được tính theo Bảng 4.3

ϵ_R - Là hệ số kể đến ảnh hưởng của độ cong của ống với bán kính cong R . $\epsilon_R = 1 + 1,77d/R$

Trong công thức tiêu chuẩn trên kích thước xác định là đường kính trong của ống hoặc đường kính tương đương, nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của chất lỏng hay chất khí.

2. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi dòng chảy ngang qua chùm ống

Thực tế ta thường gặp các thiết bị trao đổi nhiệt (bình ngưng, bình bay hơi...) gồm nhiều ống. Các ống được xếp song song hoặc sole nhau xem hình 4-2 và hình 4-3.

Trong đó:

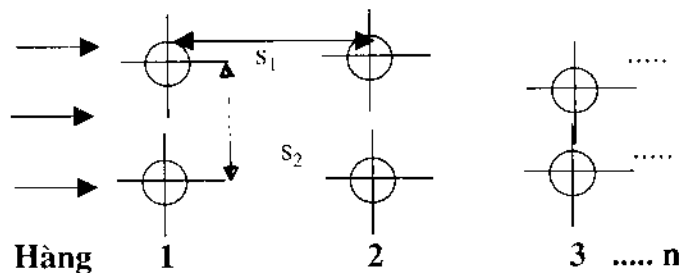
s_1 Là bước ống ngang.

s_2 Bước ống dọc.

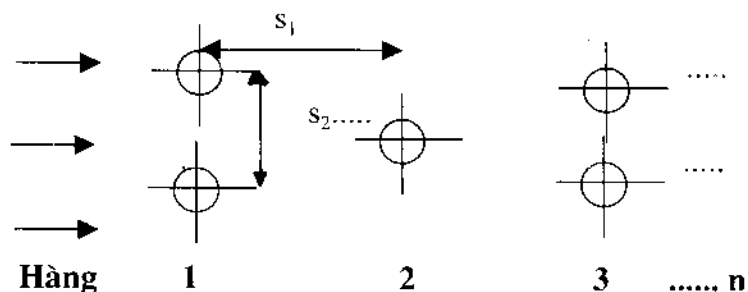
z Số hàng ống(n).

Thực tế cho thấy khi n tăng (tăng rối loạn) dẫn tới hệ số toả nhiệt của hàng ống tăng. Tuy nhiên với $n \geq 3$ (từ hàng ống thứ 3 trở đi) hệ số α , không đổi nữa. ta có công thức sau để xác định hệ số toả nhiệt trung bình của chùm ống sole hoặc song song:

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



Hình 4.2. Thiết bị trao đổi nhiệt có hàng ống xếp song song



Hình 4.3. Thiết bị trao đổi nhiệt có hàng ống xếp so le

Khi xếp song song: $\alpha_1 = 0,6\alpha_3$; $\alpha_2 = 0,9\alpha_3$.

Khi xếp so le: $\alpha_1 = 0,6\alpha_3$; $\alpha_2 = 0,7\alpha_3$.

Để xác định hệ số toả nhiệt của hàng ống thứ 3 (α_3) ta dùng các công thức sau:

- Đối với trường hợp dòng chảy cắt ngang chùm ống song song ta có:

$$Nu_f = 0,26 Re_f^{0,65} \cdot Pr_f^{0,33} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \epsilon_s \cdot \epsilon_\psi \quad (4-6)$$

- Đối với chùm ống so le:

$$Nu_f = 0,41 Re_f^{0,6} \cdot Pr_f^{0,33} \cdot \left(\frac{P\delta_f}{P\delta_w} \right)^{0,25} \cdot \epsilon_s \cdot \epsilon_\psi \quad (4-7)$$

Trong đó: ϵ_s hệ số kể tới ảnh hưởng của bước ống; trong trường hợp đơn giản coi $\epsilon_s = 1$.

ϵ_ψ hệ số kể tới ảnh hưởng góc cắt giữa dòng chảy và chùm ống ψ .

Khi $\psi = 90^\circ \rightarrow \epsilon_\psi = 1$ với $\psi \neq 90^\circ$ thì tra giá trị của ϵ_ψ theo đồ thị có trong các sách chuyên khảo về nhiệt.

V. CÔNG THỨC TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU KHI CÓ BIẾN ĐỔI PHA

1. Trao đổi nhiệt khi ngưng (toả nhiệt khi ngưng tụ)

Quá trình ngưng hơi thường gặp thực tế là quá trình ngưng trên bề mặt vật rắn. Điều kiện để có quá trình này là: Nhiệt độ bề mặt vật rắn phải nhỏ hơn bề

mặt bão hoà $t_w < t_s$ và trên bề mặt vật rắn phải có những tâm ngưng tụ (những hạt bụi, những bọt khí hoặc những chỗ lồi lõm của bề mặt). Tùy theo tính dính ướt bề mặt vật rắn của nước ngưng mà tồn tại chế độ ngưng giọt hoặc chế độ ngưng màng, hệ số toả nhiệt khi ngưng màng có thể bé hơn khi ngưng giọt 10 đến 15 lần.

Nusselt là người đầu tiên giải bài toán ngưng màng trên vách đứng được trình bày trên (hình 4-4), ta cần xác định hệ số toả nhiệt khi ngưng trong trường hợp này. Tại vị trí x nào đó thuộc màng nước ngưng có chiều dày δx , Nusselt đã tìm ra được công thức tính hệ số trao đổi nhiệt như sau:

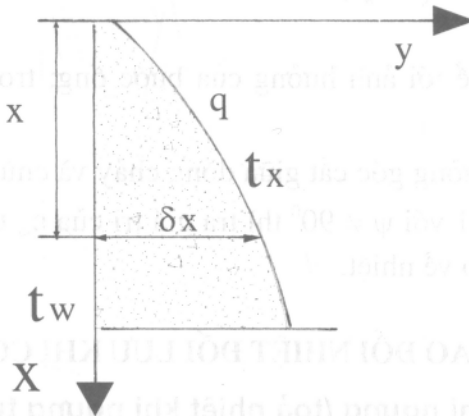
$$\alpha_x = \sqrt[4]{\frac{4\lambda\gamma(t_s - t_w)x}{r\rho g}} \quad (4-8)$$

Hệ số toả nhiệt trung bình trên bề mặt vách đứng có chiều cao h :

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{h} \int_0^h \alpha_x dx = 0,943 \sqrt[4]{\frac{r\rho g \lambda^3}{\gamma h(t_s - t_w)}} \quad (4-9)$$

Đối với ống có đường kính ngoài d , đặt nằm ngang, Nusselt cũng đã thiết lập được công thức tính hệ số toả nhiệt trung bình:

$$\bar{\alpha} = 0,728 \sqrt[4]{\frac{r \cdot \rho \cdot g \cdot \lambda^3}{\gamma \cdot d(t_s - t_w)}} \quad (4-10)$$



Hình 4-4 Đồ thị trao đổi nhiệt khi ngưng tụ

Trong đó:

g: Gia tốc trọng trường (m/s^2)

λ : Hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng ngưng ($W/m.K$)

r: Nhiệt hoá hơi (J/kg)

ρ : Khối lượng riêng của chất ngưng tụ (kg/m^3)

ν : Độ nhớt động học (m^2/s);

h: Chiều cao (m)

d: Đường kính (m);

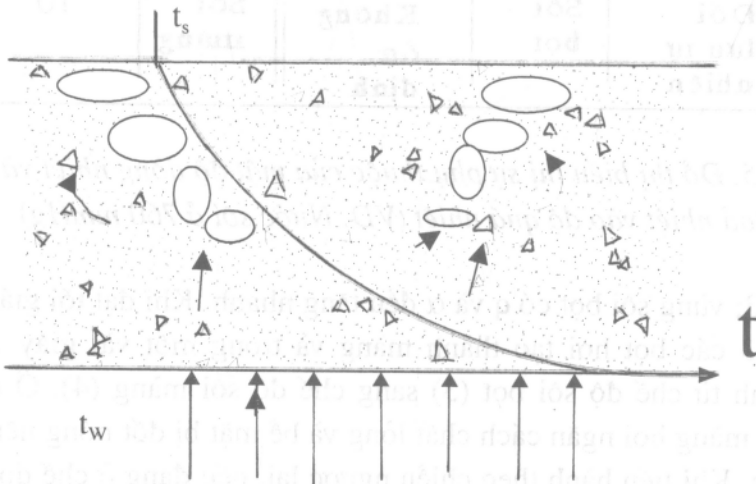
t_s : Nhiệt độ sôi;

t_w : Nhiệt độ bề mặt

Hệ số toả nhiệt khi ngưng chịu ảnh hưởng của một loạt yếu tố như: Tốc độ và phương lưu động của dòng hơi, trạng thái bề mặt và vật liệu bề mặt của vật ngưng, sự quá nhiệt hoặc độ ẩm của hơi, cách bố trí bề mặt ngưng, ảnh hưởng của các dòng khí không ngưng lẫn trong hơi vv....

2. Trao đổi nhiệt khi sôi

Dưới đây ta chỉ khảo sát quá trình sôi trên bề mặt bị đốt nóng-quá trình có ý nghĩa lớn trong kỹ thuật. Để có quá trình sôi, tương tự như quá trình ngưng, phải có hai điều kiện; độ quá nhiệt $t_w - t_s > 0$ và phải có tâm hoá hơi. Các bọt hơi xuất hiện tại các tâm hoá hơi trên bề mặt bị đốt nóng sẽ lớn dần lên và đến một độ lớn nhất định chúng sẽ tách khỏi bề mặt và dịch chuyển lên phía trên.

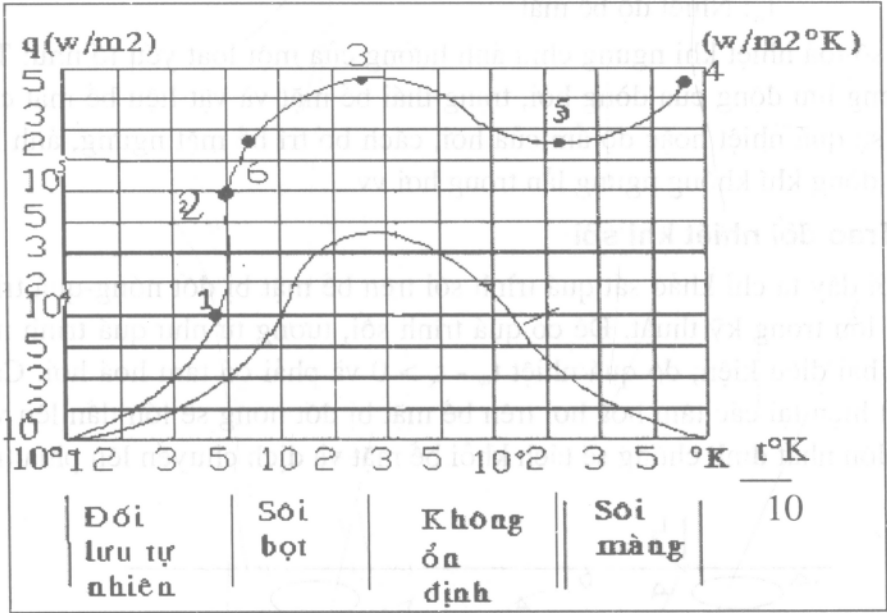


Hình 4-4. Sơ đồ trao đổi nhiệt khi sôi

Sự chuyển động của bọt hơi làm xáo động lớp chất lỏng, nhất là lớp chất lỏng sát bề mặt bị đốt nóng nên lượng nhiệt trao đổi giữa vách và chất lỏng sẽ lớn hơn nhiều so với trường hợp đối lưu 1 pha (khi không sôi) Trong quá trình sôi, nhiệt độ của khối chất lỏng cao hơn nhiệt độ bão hoà từ 0,1 đến 0,5°C (Hình 4-4).

Ở sát bề mặt bị đốt nóng, nước được quá nhiệt lớn hơn. Quan hệ giữa q , α và độ quá nhiệt $\Delta t = t_s - t_w$ (thí dụ nước sôi ở áp suất khí quyển) được trình bày trên Hình 4-5.

Ở vùng 1-2, Δt còn bé, phụ tải nhiệt thấp do đó lượng nhiệt trao đổi chủ yếu là do đối lưu tự nhiên.



Hình 4-5. Đồ thị biểu thị sự phụ thuộc của mật độ dòng nhiệt và hệ số toả nhiệt vào độ quá nhiệt (VD. Nước sôi ở 760 mmHg)

Vùng 2-3; vùng sôi bọt có q và α đều tăng nhanh. Khi đạt tới giá trị tới hạn q_{krl} ở điểm 3 các bọt hơi tạo thành màng và trong một vài giây chế độ sôi chuyển nhanh từ chế độ sôi bọt (3) sang chế độ sôi màng (4). Ở chế độ sôi màng, do có màng hơi ngăn cách chất lỏng và bề mặt bị đốt nóng nên hệ số toả nhiệt α giảm. Khi tiến hành theo chiều ngược lại, nếu đang ở chế độ sôi màng, ta giảm phụ tải nhiệt thì quá trình sẽ đi từ 4 đến 5, tại điểm 5 (điểm có phụ tải

nhiệt tới hạn q_{kr2} chế độ sôi sẽ chuyển đột ngột sang chế độ sôi bọt điểm (6). Sự chuyển chế độ đột ngột từ 3 sang 4 và từ 5 đến 6 sẽ kèm theo sự quá nhiệt hoặc quá lạnh đột ngột nhiệt độ bề mặt bị đốt nóng. Thí dụ nước sôi ở áp suất khí quyển có $q_{kr1} = 1,2 \cdot 10^6 \text{ w/m}^2, \alpha_3 \approx (3,5 \div 4) \cdot 10^4 \text{ w/m}^2 \cdot \text{K}$

$\Delta t = 25 \div 35^\circ\text{K}$. Khi chuyển từ trạng thái 3 sang 4, Δt tăng lên 30 lần, tức là ở điểm 4, $\Delta t = 750 \div 1050^\circ\text{K}$ và $t_w = 850 \div 1150^\circ\text{C}$, điều này dễ dàng dẫn tới sự phá huỷ bề mặt đốt nóng.

Khi thiết kế và vận hành các thiết bị trao đổi nhiệt có sự sôi thì điều kiện cần thiết là dòng nhiệt trao đổi phải nhỏ hơn dòng nhiệt tới hạn.

Hệ số toả nhiệt α khi nước sôi bọt trong phạm vi áp suất từ 0,1 đến 150 bar được tính theo công thức thực nghiệm sau:

$$\alpha = 3,15 \cdot q^{0,15} \cdot p^{0,7} \quad (4-11a)$$

Hoặc
$$\alpha = 46 \cdot \Delta t^{2,33} \cdot p^{0,5} \quad (4-11b)$$

Trong đó: α [w/m²K], q[w/m²], p[bar], $\Delta t = t_w - t_s$

Các yếu tố cơ bản ảnh hưởng tới quá trình toả nhiệt khi sôi là:

- Độ quá nhiệt.
- Góc dính ướt giữa chất lỏng và bề mặt bị đốt nóng.
- Áp suất.
- Sức căng bề mặt và độ nhớt của chất lỏng.
- Trạng thái bề mặt bị đốt nóng.
- Tốc độ chuyển động của chất lỏng cũng như cách bố trí bề mặt bị đốt nóng.

VI. TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ

1. Những khái niệm cơ bản

1.1. Bức xạ và hấp thụ nhiệt của các vật

Mọi vật trong tự nhiên đều có khả năng bức xạ năng lượng do kết quả của quá trình dao động điện từ bên trong các nguyên tử, các phân tử vật chất. Các dao động điện từ này được truyền trong không gian theo mọi phương dưới dạng sóng điện từ. Trong kỹ thuật nhiệt ta chỉ khảo sát những tia mà ở nhiệt độ thường gặp trong kỹ thuật chúng có hiệu ứng nhiệt cao vật có thể hấp thụ được và biến thành nhiệt năng. Đó là những tia hồng ngoại và ánh sáng trắng ta gọi là tia nhiệt ($\lambda = 0,4 \div 400 \mu$). Các tia nhiệt này truyền đi trong không gian và

khi đập vào các vật khác chúng bị hấp thụ (một phần hoặc toàn bộ) để lại biến thành năng lượng nhiệt. Như vậy quá trình trao đổi nhiệt bức xạ kèm theo hai lần biến đổi dạng năng lượng: Biến nội năng thành sóng điện từ ở vật phát và quá trình biến đổi ngược lại ở vật thu. Hiệu quả của quá trình trao đổi nhiệt bức xạ không chỉ phụ thuộc vào hiệu nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào giá trị nhiệt độ tuyệt đối của các vật tham gia trao đổi nhiệt.

1.2. Vật đen tuyệt đối, trắng tuyệt đối, trong tuyệt đối

Trường hợp tổng quát, khi một dòng bức xạ Q đập đến bề mặt vật thì một phần bị phản xạ Q_R , một phần được hấp thụ Q_A và phần còn lại sẽ xuyên qua vật Q_D :

$$Q = Q_R + Q_A + Q_D$$

$$Q_R/Q = R \text{ gọi là hệ số phản xạ.}$$

$$Q_A/Q = A \text{ gọi là hệ số hấp thụ.}$$

$$Q_D/Q = D \text{ gọi là hệ số xuyên qua.}$$

$$R + A + D = 1$$

Khi $A = 1$ tức $D = R = 0$; vật gọi là vật đen tuyệt đối (muội than $A = 0,96$)

Khi $R = 1$ tức $D = A = 0$; vật trắng tuyệt đối (gương $R = 0,96$)

Khi $D = 1$ tức $A = R = 0$; vật trong tuyệt đối (không khí khô sạch $D=1$).

Lưu ý:

- Các vật rắn là các vật có $D = 0$ do đó được gọi là vật đục tức

$$R + A = 1 \text{ hay } A = 1 - R.$$

1.3. Năng suất bức xạ, bức xạ hiệu dụng, bức xạ hiệu quả

Lượng nhiệt bức xạ phát ra từ vật với mọi bước sóng trong 1 đơn vị thời gian được gọi là dòng bức xạ Q [w].

Năng suất bức xạ là dòng bức xạ phát ra từ 1 đơn vị diện tích bề mặt vật:

$$E = \frac{Q}{F} \text{ (W/m}^2\text{);}$$

F - Là diện tích bề mặt (m^2).

- Bức xạ hiệu dụng E_{hd} bằng tổng của bức xạ bản thân (bức xạ riêng E) và bức xạ phản xạ E_R (phần phản xạ của bức xạ tới E_T), đối với vật đục E_{hd} .

Ta có:

$$E_{hd} = E_R + E = E + (1 - A)E \quad (4-12)$$

Trong đó: E_r là phần bức xạ của môi trường xung quanh tới vật quan sát.

2. Một số định luật cơ bản về bức xạ

2.1. Định luật Stefan - Boltzman với vật đen tuyệt đối

Stefan - Boltzman là hai nhà bác học cùng nghiên cứu hiện tượng bức xạ, một người thì bằng lý thuyết còn một người bằng thực nghiệm và cho kết quả là như nhau:

Với vật đen tuyệt đối ta có:

$$E_0 = C_0 (T/100)^4 \quad (\text{W/m}^2) \quad (4-13)$$

$C_0 = 5,67$ là hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối.

Đối với vật xám đục (là các vật liệu thông thường ta gặp):

$$E = C \left[\frac{T}{100} \right]^4 \quad (4-14)$$

Trong đó: - C hệ số bức xạ của vật xám đục.

Để xác định C ta đưa ra khái niệm độ đen của một vật ϵ :

$$\text{Cùng nhiệt độ } \epsilon = \frac{E}{E_0} = \frac{C}{C_0}; \quad C = C_0 \epsilon.$$

Giá trị của ϵ được xác định bằng thực nghiệm, vậy với vật xám đục có:

$$E = C_0 \epsilon \left[\frac{T}{100} \right]^4$$

2.2. Định luật Kirchhoff

Tỉ số giữa năng suất bức xạ và hệ số hấp thụ của các vật đục chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ và luôn luôn bằng năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối có cùng nhiệt độ.

$$E_0 = \frac{E}{A} \quad (\text{cùng nhiệt độ}); \quad \text{từ đó } A = (E/E_0);$$

Từ đó ta thấy $\epsilon = A$ độ đen có giá trị bằng hệ số hấp thụ nhưng ý nghĩa vật lý khác nhau. Độ đen thể hiện khả năng bức xạ, A thể hiện khả năng hấp thụ. Tuy nhiên từ đây ta thấy vật đen tuyệt đối sẽ bức xạ lớn nhất ($A = \epsilon = 1$), còn vật trắng tuyệt đối (gương) không có bức xạ ($R = 1; A = \epsilon = 0$).

2.3. Bức xạ giữa hai vách phẳng đặt song song trong môi trường trong suốt (không khí)

Giả thiết có hai vách phẳng (là các vật đục $A + R = 1$) đặt song song, vách 1

có T_1, ϵ_1 , vách 2 có T_2, ϵ_2 ; $T_1 > T_2$. Cần xác định năng suất bức xạ từ vật 1 sang vật 2 $E_{12}(\text{W/m}^2)$. Từ các định luật bức xạ và khái niệm bức xạ hiệu dụng, người ta đã tìm được công thức:

$$E_{12} = E_{\text{hd1}} - E_{\text{hd2}}$$

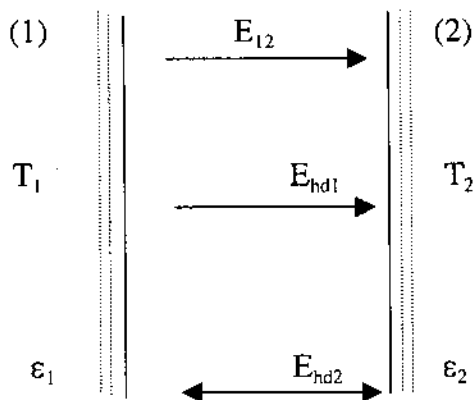
$$E_{12} = C_0 \epsilon_{\text{hq}} \left(\left[\frac{T_1}{100} \right]^4 - \left[\frac{T_2}{100} \right]^4 \right)$$

Ở đây $C_0 = 5,67$, $\epsilon_{\text{hiệu quả}}$ độ đen hiệu quả của hệ thống 2 vách đặt song song:

$$\epsilon_{\text{hq}} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1}$$

Ta thấy ở cùng nhiệt độ T_1, T_2 nếu vật 1 và 2 là các vật đen tuyệt đối thì $\epsilon_1 = \epsilon_2 = \epsilon_{\text{hq}}$ và E_{12} sẽ lớn nhất. Ngược lại nếu vật 1 và 2 là các vật trắng tuyệt đối (gương) thì $\epsilon_1 = \epsilon_2 = 0$ (vì $A_2 = 0 = \epsilon_2 A_1 = 0 = \epsilon_1$) nên $E_{12} = 0$ và $0 = \epsilon_{\text{hq}}$ (nghĩa là không có bức xạ từ vách 1 sang vách 2).

Từ đây ta có thể giải thích cấu tạo ruột phích nước sôi (hay nước đá) gồm hai lớp thủy tinh tráng bạc (để chống bức xạ) và được hút chân không (chống đối lưu).



Hình 4.6 Bức xạ giữa hai vách phẳng đặt song song

Chương 5

TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT CÁCH NHIỆT

Mục tiêu:

Nắm được các phân bố của trường nhiệt độ trong các vách truyền nhiệt, các công thức tính toán truyền nhiệt qua vách phẳng, vách trụ, vách có cánh. Công thức tính toán nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt có vách ngăn và phương pháp tính kiểm tra động sương của vách cách nhiệt.

Nội dung tóm tắt:

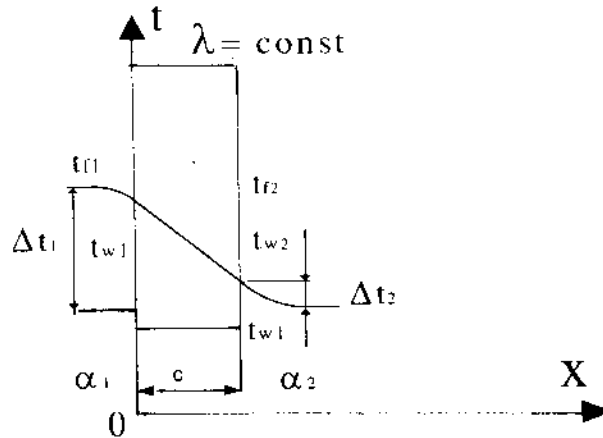
- Truyền nhiệt qua vách phẳng
- Truyền nhiệt qua vách trụ.
- Truyền nhiệt qua vách có cánh.
- Thiết bị trao đổi nhiệt.
- Tính nhiệt cho thiết bị trao đổi nhiệt ngăn cách.
- Cách nhiệt và kiểm tra động sương cho vách cách nhiệt.

I. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH PHẪNG

1. Truyền nhiệt qua vách phẳng một lớp

Giả sử có một vách phẳng một lớp, hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách là λ (W/m K), vách dày δ (m), một phía bề mặt vách tiếp xúc với chất lỏng hoặc khí với nhiệt độ t_{f1} . Hệ số toả nhiệt của chất lỏng tới bề mặt vách là α_1 . Phía kia bề mặt vách tiếp xúc với chất lỏng hoặc khí có nhiệt độ t_{f2} hệ số toả nhiệt từ vách tới chất lỏng là α_2 (Hình 5-1).

Giả sử $t_{f1} > t_{f2}$ nhiệt sẽ truyền từ chất lỏng nóng có nhiệt độ cao t_{f1} qua bề mặt vách tới chất lỏng lạnh có nhiệt độ thấp t_{f2} .



Hình 5 - 1. Sơ đồ truyền nhiệt qua vách một lớp

Gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt vách tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} , t_{w2} là nhiệt độ bề mặt vách tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f2} khi đó mật độ dòng nhiệt có thể viết với trường nhiệt độ ổn định $q = \text{const}$:

$$q = \alpha_1(t_{f1} - t_{w1}) = \lambda/\delta(t_{w1} - t_{w2}) = \alpha_2(t_{w1} - t_{f2}) \quad (5-1)$$

Trong hệ phương trình này q , t_{w1} , t_{w2} chưa biết, giải hệ phương trình ta xác định được q , t_{w1} , t_{w2} (chú ý rằng với quá trình ổn định thì q có giá trị không đổi).

$$t_{f1} - t_{w1} = q \cdot (1/\alpha_1)$$

$$t_{w1} - t_{w2} = q \cdot (\delta/\lambda)$$

$$t_{w2} - t_{f2} = q \cdot (1/\alpha_2)$$

Cộng hai vế của phương trình ta có:

$$t_{f1} - t_{f2} = q \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)$$

Từ đó
$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \text{ W/m}^2 \quad (5-2)$$

Ký hiệu:
$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \text{ (W/m}^2\text{K)}$$

Trong đó: k- Gọi là hệ số truyền nhiệt của vách phẳng một lớp.

$$\text{Khi đó } q = k(t_{f1}-t_{f2}) \quad (5-3)$$

Dòng nhiệt

$$Q = q.F = k.F(t_{f1}-t_{f2}).(W) \quad (5-4)$$

Đại lượng nghịch đảo của hệ số truyền nhiệt gọi là nhiệt trở R

$$R = \frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} .m^2 K / w$$

Trong đó:

$1/\alpha_1$ là nhiệt trở toả nhiệt đối lưu dòng chất lỏng nóng.

δ/λ là nhiệt trở dẫn nhiệt.

$1/\alpha_2$ là nhiệt trở toả nhiệt đối lưu dòng chất lỏng lạnh..

Biết q ta xác định được t_{w1}, t_{w2}

$$t_{w1} = t_{f1} - q.1/\alpha_1$$

$$t_{w2} = t_{w1} - q.\delta/\lambda = t_{f2} + q.1/\alpha_2$$

2. Truyền nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

Nếu vách ngăn giữa hai môi trường là vách phẳng nhiều lớp có chiều dày và hệ số dẫn nhiệt tương ứng $\delta_1, \delta_2 \dots \delta_n$ và $\lambda_1, \lambda_2, \dots \lambda_n$.

- Bằng cách chứng minh tương tự ta có:

$$q = k(t_{f1}-t_{f2}); (W/m^2) \quad (5-5)$$

- Ở đây k là hệ số truyền nhiệt của vách phẳng nhiều lớp.

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} (w / m^2 .K) \quad (5-6)$$

- Biết q ta dễ dàng xác định được $t_{w1}, t_{w2}, \dots, t_{wn}, \dots$

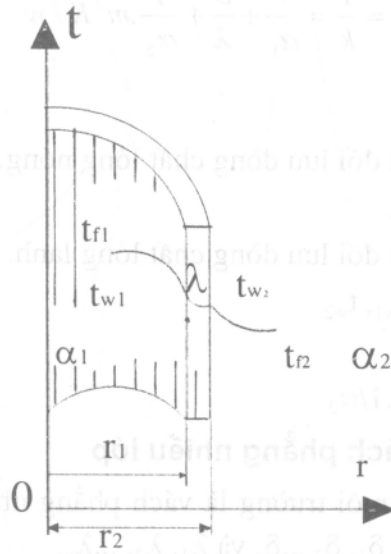
II. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH TRỤ

1. Truyền nhiệt qua vách trụ một lớp

Giả sử có vách trụ dài l, đường kính trong d_1 , đường kính ngoài d_2 . Vách làm bằng vật liệu đồng chất có hệ số dẫn nhiệt λ . Phía bề mặt trong tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} hệ số toả nhiệt từ môi trường đến bề mặt trong

của vách là α_1 . Phía bề mặt ngoài tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{r2} hệ số toả nhiệt từ bề mặt ngoài đến môi trường là α_2 (Hình 5-2).

Giả sử $t_{f1} > t_{r2}$ dòng nhiệt sẽ hướng từ trong ra ngoài. Gọi t_{w1} là nhiệt độ vách tiếp xúc với môi trường nóng, t_{w2} là nhiệt độ vách tiếp xúc với môi trường lạnh. Các nhiệt độ này ta chưa biết.



Hình 5 -2. Sơ đồ truyền nhiệt qua vách trụ 1 lớp

Dòng nhiệt ứng với một đơn vị chiều dài vách trụ ở trường nhiệt độ ổn định $q_1 = \text{const}$ như sau:

$$q_{11} = \alpha_1 \pi d_1 (t_{f1} - t_{w1}); \text{ (đối lưu của dòng nóng).}$$

$$q_{12} = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2\pi\lambda} \ln\left(\frac{d_2}{d_1}\right)}; \text{ (dẫn nhiệt qua vách).}$$

$$q_{13} = \alpha_2 \pi d_2 (t_{w2} - t_{r2}); \text{ (đối lưu dòng lạnh)}$$

Giải hệ phương trình trên với $q_{11} = q_{12} = q_{13} = q_1$ ta sẽ xác định được q_1, t_{w1}, t_{w2} .

$$t_{f1} - t_{w1} = q_1 \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1}$$

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

$$t_{w2} - t_{f2} = q_1 \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}$$

Cộng hai vế của phương trình ta được:

$$t_{f1} - t_{f2} = q_1 \left(\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2} \right)$$

$$\text{và: } q_1 = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}} \quad (5-7)$$

$$\text{Gọi: } k_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}} \quad (5-8)$$

là hệ số truyền nhiệt của một đơn vị dài vách trụ một lớp, khi đó:

$$q_l = k_l(t_{f1} - t_{f2}) \cdot (\text{W/m}) \quad (5-9)$$

$$\text{Dòng nhiệt } Q = q_l \cdot l = k_l l(t_{f1} - t_{f2}) \cdot (\text{W}) \quad (5-10)$$

Đại lượng $R_l = \frac{1}{K_l} = \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}$ gọi là nhiệt trở truyền

hiệu của vách trụ một lớp. Trong đó $\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1}, \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}$ là nhiệt trở toả nhiệt.

$\frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}$ gọi là nhiệt trở dẫn nhiệt, biết q_l ta xác định được t_{w1}, t_{w2} :

$$t_{w1} = t_{f1} - q_1 \cdot \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1}$$

$$t_{w1} = t_{f1} - q_1 \cdot \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} = t_{f2} + q_1 \cdot \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}$$

2. Truyền nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

Khi vách trụ ngăn giữa hai môi trường là vách ngăn nhiều lớp có đường kính tương ứng là d_1, d_2, d_3, \dots và hệ số dẫn nhiệt tương ứng là $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3, \dots$

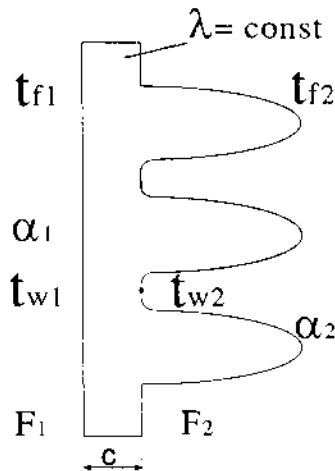
Ta cũng có thể viết:

$$q_l = K_l(t_{f1} - t_{f2}) \text{ w/m} \quad (5-11)$$

Ở đây K_l là hệ số truyền nhiệt qua vách trụ nhiều lớp:

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_{(n+1)}}} \quad (5-12)$$

III. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH CÓ CÁNH



Hình 5-3. Hình trao đổi nhiệt qua vách có cánh

Giả sử có một vách có cánh (Hình 5-3) làm bằng vật liệu đồng chất có hệ số dẫn nhiệt λ vách dày δ , phía vách phẳng có diện tích F_1 tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} , nhiệt độ từ môi trường đến bề mặt phẳng α_1 . Phía vách làm cánh có diện tích F_2 tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f2} , hệ số toả nhiệt từ bề mặt có cánh vào môi trường là α_2 , gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt không có cánh, t_{w2} là nhiệt độ bề mặt có cánh, t_{w1} và t_{w2} chưa biết.

Cần xác định dòng nhiệt truyền qua vách có cánh, ở trường nhiệt độ ổn định $Q = \text{const}$. Dòng nhiệt có thể xác định từ các phương trình sau:

$$Q = \alpha_1 F_1 (t_{f1} - t_{w1})$$

$$Q = \lambda / \delta \cdot F_1 (t_{w1} - t_{w2})$$

$$Q = \alpha_2 F_2 (t_{w2} - t_{f2})$$

Giải hệ phương trình này ta sẽ xác định được Q, t_{w1} , t_{w2} :

$$t_{f1} - t_{w1} = Q \frac{1}{\alpha_1 F_1}$$

$$t_{w1} - t_{w2} = Q \frac{\delta}{\lambda F_1}$$

$$t_{w2} - t_{f2} = Q \frac{1}{\alpha_2 F_2}$$

Do đó

$$Q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} \quad (\text{W}) \quad (5-13)$$

Ký hiệu:

$$K_c = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} \quad (\text{W/K}) \quad (5-14)$$

- Là hệ số truyền nhiệt của vách có cánh.

Khi đó:

$$Q = K_c (t_{f1} - t_{f2}) \quad (\text{W}) \quad (5-15)$$

Biết Q ta có thể xác định được t_{w1} , t_{w2} .

$$t_{w1} = t_{f1} - Q \frac{1}{\alpha_1 F_1}$$

$$t_{w2} = t_{w1} - Q \frac{\delta}{\lambda F_1} = t_{f2} + Q \frac{1}{\alpha_2 F_2}$$

Để xác định mật độ dòng nhiệt phía không có cánh

$$q_1 = \frac{Q}{F_1} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_1}{F_2}} (t_{f1} - t_{f2}) \quad (5-16)$$

$\varepsilon = F_2/F_1$ gọi là hệ số cánh;

Từ (5-15) ta có:

$$q_1 = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (5-17)$$

Làm cánh là để tăng diện tích F_2 , nghĩa là tăng ε từ đó theo (5-16), làm tăng q_1 . Ngoài ra ta thấy làm cánh chỉ có hiệu quả khi làm ở bề mặt tiếp xúc với chất khí (không khí) có hệ số α nhỏ. Về mặt công nghệ chỉ làm cánh ở bên ngoài ống.

Ví dụ: Các dàn ngưng tụ, dàn bay hơi của máy lạnh, máy điều hoà không khí. Làm cánh bên ngoài ở phía không khí thổi ngang qua.

IV. THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

1. Định nghĩa

Thiết bị trao đổi nhiệt là thiết bị trong đó thực hiện quá trình trao đổi nhiệt giữa các chất mang nhiệt.

Thí dụ: Các bình ngưng hay các giàn bay hơi, các Calorife dùng trong các thiết bị sấy, các bộ hâm nước hay các bộ sấy không khí trong các nhà máy điện vv...

2. Phân loại

Tuỳ theo mục đích sử dụng mà các thiết bị trao đổi nhiệt có cấu tạo và có tên gọi khác nhau, nhưng về nguyên lý làm việc chúng được chia làm ba loại:

- Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ngăn cách (hay kiểu vách ngăn): Trong loại này các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt với nhau một cách liên tục qua vách ngăn cách, sự trao đổi nhiệt liên tục và ở chế độ ổn định.

Thí dụ: Các bình ngưng, các bộ tải nhiệt.

- Thiết bị trao đổi nhiệt loại hồi nhiệt: Trong loại này các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt với nhau qua bộ phận trung gian gọi là bộ tích nhiệt. Bộ tích nhiệt có thể đứng yên hay quay tròn. Sự trao đổi nhiệt được tiến hành qua hai giai đoạn: Giai đoạn đầu cho chất tải nhiệt có nhiệt độ cao hơn đi qua, chất tải nhiệt sẽ nhả nhiệt cho bộ tích nhiệt. Sau đó cho chất tải nhiệt có nhiệt độ thấp đi qua, chất tải nhiệt sẽ nhận nhiệt từ bộ tích nhiệt.

Như vậy, đặc tính của sự trao đổi nhiệt ở đây có tính chất chu kỳ và không ổn định.

Thí dụ: Các thiết bị sấy nóng của lò cao, lò thuỷ tinh.

- Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hỗn hợp: Trong loại này các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt cho nhau khi chúng hỗn hợp với nhau. Đặc điểm của loại thiết bị này là quá trình trao đổi nhiệt được tiến hành đồng thời với quá trình trao đổi chất.

Thí dụ: Các tháp làm mát nước, các bình khử khí ở các nhà máy điện thuộc loại này. Hai loại thiết bị loại ngăn cách và loại hồi nhiệt có tên gọi chung là thiết bị trao đổi, nhiệt bề mặt, vì các quá trình trao đổi nhiệt trong các thiết bị này luôn luôn gắn liền với các bề mặt vật rắn.

Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ngăn cách là loại thiết bị thường gặp nhất trong thực tế. Tùy theo chiều chuyển động của các chất lỏng trong thiết bị, chúng còn được phân ra thành các nhóm như: Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ngăn cách cùng chiều, ngược chiều, cắt nhau và hỗn hợp (dòng nóng và dòng lạnh chuyển động song song vừa cùng chiều vừa ngược chiều).

V. TÍNH NHIỆT CHO THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT NGĂN CÁCH

1. Các phương trình cơ bản để tính toán nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt

1.1. Phương trình cân bằng nhiệt

$$Q_1 = Q_2 + Q_u = Q(W)$$

$$G_1(i_1' - i_1'') = G_2(i_2'' - i_2') + Q_u = Q \quad (5-18)$$

Khi không kể đến tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh $Q_u = 0$, và khi không có sự biến đổi pha của các chất lỏng trong quá trình trao đổi nhiệt trong thiết bị, phương trình (5-18) trở thành:

$$Q = G_1 C_{p1}(t_1' - t_1'') = G_2 C_{p2}(t_2'' - t_2') \quad (5-19)$$

Các chỉ số (1) và (2) ứng với chất lỏng nóng và chất lỏng lạnh.

Các ký hiệu dấu (') và (')' ứng với trạng thái lúc vào hoặc lúc ra khỏi thiết bị của các chất lỏng. Nếu gọi $W = G.C_p [w^oK]$ là nhiệt dung toàn phần thì từ (5-19) có thể viết:

$$\frac{W_1}{W_2} = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_1''} = \frac{\delta_2}{\delta_1} \quad (5-20)$$

1.2. Phương trình truyền nhiệt

$$Q = kF\Delta t \quad (5-21)$$

- Q: Lượng nhiệt trao đổi giữa hai môi trường.

- Δt : Độ chênh nhiệt độ trung bình giữa nhiệt độ các chất lỏng trên toàn bộ bề mặt truyền nhiệt.

- k: Hệ số truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt (W/m^2K).

- F: Diện tích bề mặt trao đổi nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt (m²).

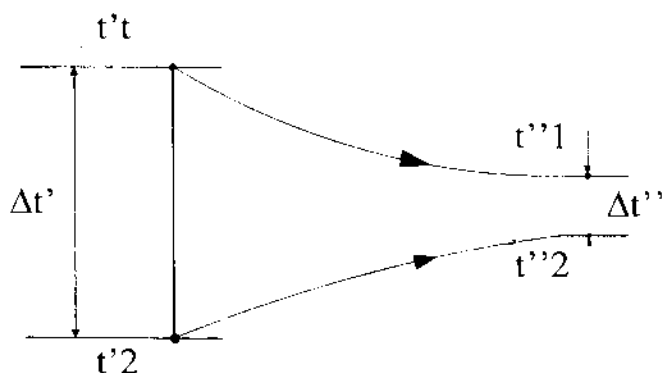
Bài toán thiết kế tính diện tích:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t} \text{ (m}^2\text{)}.$$

2. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình

Người ta đã chứng minh được các công thức sau:

2.1. Sơ đồ dòng chuyển động cùng chiều



Hình 5-4. Sơ đồ dòng chuyển động cùng chiều

$$\overline{\Delta t_c} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} \quad (5-22)$$

$$\Delta t' = t_1 - t_2; \quad \Delta t'' = t_1' - t_2'$$

2.2. Sơ đồ ngược chiều

$$\overline{\Delta t} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} \quad (5-23)$$

Trong đó: $-\Delta t' = t_1 - t_2'$; $\Delta t'' = t_1' - t_2$

2.3. Sơ đồ cắt nhau

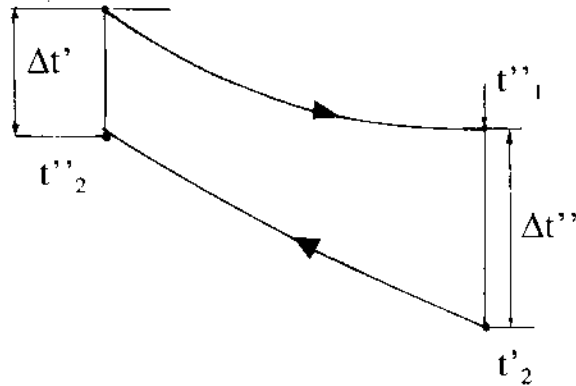
Ta có: $\overline{\Delta t_{\text{Cắt}}} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \overline{\Delta t_{\text{ng}}}$ (5-24)

Trong đó: Δt_{ng} - Sơ đồ ngược chiều.

$\epsilon_{\Delta t}$ - Hệ số hiệu chỉnh.

So sánh cùng nhiệt độ $\Delta t_{ng} > \Delta t_{Cai} > \Delta t_C$.

Vậy để quá trình trao đổi nhiệt tốt trong thực tế thường cố gắng bố trí 2 dòng môi chất đi ngược chiều nhau.



Hình 5-5. Sơ đồ dòng chuyển động ngược chiều

VI. CÁCH NHIỆT VÀ KIỂM TRA ĐỘNG SƯƠNG CHO VÁCH CÁCH NHIỆT

1. Cách nhiệt

Trong kỹ thuật, ở nhiều trường hợp ta cần giảm mật độ dòng nhiệt hay dòng nhiệt và như chúng ta thường nói là giảm tổn thất nhiệt. Trong trường hợp này chúng ta cần tăng nhiệt trở toàn phần. Để tăng nhiệt trở toàn phần, chúng ta có thể tăng nhiệt trở từng phần như nhiệt trở toả nhiệt, nhiệt trở dẫn nhiệt. Thông thường tăng nhiệt trở dẫn nhiệt là cách thích hợp nhất. Để tăng nhiệt trở dẫn nhiệt tức là cách nhiệt nhiều ta thêm vào các lớp có hệ số dẫn nhiệt bé. Các loại vật liệu có $\lambda < 0,2W/m \cdot ^\circ K$ thường được dùng làm vật liệu cách nhiệt như stiropo, amiăng, bông thủy tinh, bông xỉ, sirebo, mùn cưa, trấu, vv....

Các vật liệu cách nhiệt cũng cần đảm bảo một số yêu cầu kỹ thuật nhất định như: chịu nhiệt độ cao, chịu ẩm, đảm bảo yêu cầu vệ sinh công nghiệp, vv....

Khi bọc cách nhiệt chúng ta cần lưu ý một điều: Đối với các vách phẳng khi thêm các lớp cách nhiệt vào thì nhiệt trở toàn phần sẽ tăng, nhưng đối với

vách trụ khi thêm các lớp cách nhiệt vào có thể làm nhiệt trở toàn phần giảm mặc dầu nhiệt trở dẫn nhiệt tăng. Thực vậy nếu ta bọc 1 lớp cách nhiệt có hệ số dẫn nhiệt λ_{CN} ngoài một ống có đường kính d_2 đường kính ngoài của ống cách nhiệt sẽ là d_{CN} .

Khi đó nhiệt trở dẫn nhiệt $\frac{1}{2\pi\lambda_{CN}} \ln \frac{d_{CN}}{d_2}$ tăng nhưng nhiệt trở toả nhiệt của bề mặt ngoài $\frac{1}{\alpha_2 \pi d_{CN}}$ sẽ giảm. Vì vậy nhiệt trở toàn phần có thể giảm. Do đó cần phải xét mối quan hệ giữa nhiệt trở toàn phần và đường kính d_{CN} .

Khi bọc cách nhiệt cũng cần tính toán chiều dày cách nhiệt cho hợp lý để vừa đảm bảo giảm tổn thất nhiệt nghĩa là tiết kiệm được năng lượng nhưng lại vừa đảm bảo vốn đầu tư xây dựng là ít nhất cho vách cách nhiệt.

Người ta đã chứng minh được sau khi bọc cách nhiệt d_{CN} phải:

$$d_{CN} > \frac{2\lambda_{CN}}{\alpha_2} \quad (5-25)$$

Trong đó:

λ_{CN} - Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu bọc cách nhiệt.

α_2 - Hệ số toả nhiệt của môi trường.

2. Tính kiểm tra đọng sương cho vách cách nhiệt

Như chúng ta đã biết, khi nhiệt độ vách t_w nhỏ hơn nhiệt độ điểm sương của không khí tiếp với vách t_s thì sẽ xảy ra hiện tượng đọng sương trên vách. Tuy nhiên, việc xác định nhiệt độ vách thường gặp khó khăn, do đó kiểm tra sự đọng sương theo điều kiện cách nhiệt của vách tiện hơn. Trình bày phân bố nhiệt độ không khí và vách khi có điều tiết không khí (ĐTKK).

Gọi t_s^T và t_s^N là nhiệt độ điểm sương tương ứng trạng thái không khí trong nhà và ngoài trời. Từ phân bố nhiệt độ có thể thấy: Khi có $t_T < t_N$ (ĐTKK mùa hè) thì luôn có $t_w > t_T \geq t_s^T$, nghĩa là không thể xảy ra đọng sương ở mặt trong của vách khi có ĐTKK vào mùa hè.

Tương tự, khi $t_T > t_N$ (có ĐTKK vào mùa đông) thì ở mặt ngoài luôn luôn có $t_w^T > t_N \geq t_s^N$ do đó không thể xảy ra hiện tượng đọng sương ở mặt ngoài.

Như vậy, kiểm tra đọng sương trên vách chỉ tiến hành đối với các trường hợp:

- Mùa đông: Ở mặt trong của vách;

- Mùa hè: Ở mặt ngoài của vách; Để thiết lập hệ thức kiểm tra điều kiện đọng sương, xét phương trình mật độ dòng nhiệt qua vách:

$$q = k(t_T - t_N) = \alpha_N(t_N - t_w^N) = \alpha_T(t - t_w^T) \quad (5 - 26)$$

Suy ra:

$$k = \alpha_T \frac{(t_N - t_w^T)}{t_T - t_w} \quad (5 - 27)$$

Hoặc

$$k = \alpha_N \frac{(t_N - t_w^N)}{t_N - t_N} \quad (5 - 28)$$

Khi nhiệt độ vách giảm thì hệ số truyền nhiệt k tăng, khi nhiệt độ vách giảm đến trị số nhiệt độ đọng sương tương ứng thì hệ số truyền nhiệt đạt trị số cực đại $k = k_{Max}$, khi đó xuất hiện đọng sương. Vậy, điều kiện để không xảy ra đọng sương trên vách là vách phải có nhiệt sao cho hệ số truyền nhiệt $k < k_{Max}$.

Trị số k_{Max} được xác định như sau:

$$\text{Mùa hè:} \quad k_{Max} = \alpha_N \frac{(t_N - t_S^N)}{t_N - t_S} \text{ W/m}^2.\text{K} \quad (5 - 29)$$

$$\text{Mùa đông} \quad k_{Max} = \alpha_N \frac{(t_T - t_S^T)}{t_T - t_N} \text{ W/m}^2.\text{K} \quad (5 - 30)$$

Việc xuất hiện đọng sương trên vách gây nhiều tác hại: khi vách bị ẩm ướt sẽ làm giảm cách nhiệt, do đó tăng tổn thất nhiệt. Mặt khác khi vật liệu làm vách bị ẩm (do đọng sương) thì k ngày càng tăng, đọng sương càng trầm trọng hơn. Ẩm ngày càng thấm sâu vào các lớp vật liệu làm vách, nhẹ cũng sinh ẩm mốc, bám rêu, lâu dần nứt nẻ làm hư hỏng kết cấu xây dựng.

Đọng sương trên trần bên trong gian máy về mùa đông có thể ảnh hưởng xấu tới chất lượng sản phẩm.

Nếu vách mỏng, $k > k_{Max}$ có thể gây đọng sương, có thể khắc phục bằng cách bọc lên bề mặt vách một lớp vật liệu cách nhiệt (ví dụ, Xốp trắng, Bông thủy tinh ...)

Bài tập phần II

Bài 2.1. Máy lạnh dùng hơi R22 có entanpi vào máy nén 700kj/kg. Entanpi ra khỏi máy nén 740kj/kg, entanpi ra khỏi bình ngưng 550kj/kg. Xác định hệ số làm lạnh và hệ số bơm nhiệt.

$$\text{ĐS: } \rho = 4,75$$

Bài 2.2. Máy lạnh không khí biết nhiệt độ không khí vào máy nén

$t_1 = 10^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí sau khi nén $t_2 = 80^\circ\text{C}$, công của chu trình máy lạnh $l_0 = 2500\text{j/kg}$. Xác định nhiệt độ không khí vào buồng lạnh t_4 .

$$\text{ĐS: } t_4 = 0^\circ\text{C}$$

Bài 2.3. Dẫn nhiệt ổn định qua một ống có đường kính trong $d_1 = 100\text{mm}$, chiều dày 10mm, hệ số dẫn nhiệt bằng $0,6\text{W/m.K}$. Nhiệt độ mặt ngoài ống bằng 300°K . Xác định nhiệt độ mặt trong nếu trong một phút nhiệt dẫn qua 10m chiều dài ống là 60kcal.

$$\text{ĐS: } t_{w1} = 47^\circ\text{C}$$

$$t_{w2} = 27^\circ\text{C}$$

Bài 2.4. Bao hơi của lò hơi đặt nằm ngang có đường kính $d = 600\text{mm}$. Nhiệt độ mặt ngoài lớp bảo ôn 60°C , nhiệt độ không khí xung quanh 40°C . Xác định lượng nhiệt toả ra từ một m^2 bề mặt ngoài của bao hơi tới không khí xung quanh.

$$\text{ĐS: } q = 62,6 \text{ W/m}^2$$

Bài 2.5. Tính hệ số toả nhiệt trung bình của dầu máy biến áp chảy trong ống có đường kính $d = 8\text{mm}$, dài 1m, nhiệt độ trung bình của vách ống 20°C . Tốc độ dầu chảy trong ống bằng $0,6\text{m/s}$.

$$\text{ĐS: } \alpha = 215 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

Bài 2.6. Xác định hệ số toả nhiệt và lượng hơi nhận được khi nước sôi trên bề mặt có diện tích 5m^2 . Biết nhiệt độ của vách 156°C và áp suất hơi bằng 4,5bar.

$$\text{ĐS: } \alpha = 12404 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

PHỤ LỤC

Bảng 1: Nhiệt dung riêng hằng số

Khí	Kcal/kmol. độ		KJ/kmpl. độ	
	C_{liv}	C_{lap}	C_{liv}	C_{lap}
Một nguyên tử	3	5	12,6	20,9
Hai nguyên tử	5	7	20,9	29,3
Ba và nhiều nguyên tử	7	9	29,3	37,7

Bảng 2: Nhiệt dung riêng trung bình phụ thuộc vào nhiệt độ (trong khoảng $0^\circ \div 1500^\circ\text{C}$)

Khí	Nhiệt dung riêng khối lượng kcal/kg. độ	Nhiệt dung riêng thể tích kcal/mtr ³ . độ	Nhiệt dung riêng khối lượng kJ/kg. độ	Nhiệt dung riêng thể tích kcal/mtr ³ . độ
O ₂	$C'_{PTB}=0,2198+0,00002544t$ $C'_{VTB}=0,1577+0,00002544t$	$C'_{PTB}=0,3238+0,00003766t$ $C'_{VTB}=0,2252+0,00603766t$	$C'_{PTB}=0,9203+0,0001065t$ $C'_{VTB}=0,6603+0,0001065t$	$C'_{PTB}=1,3138+0,0001577t$ $C'_{VTB}=0,9429+0,0001577t$
N ₂	$C'_{PTB}=0,2446+0,00002115t$ $C'_{VTB}=0,1737+0,00002115t$	$C'_{PTB}=0,3057+0,00002643t$ $C'_{VTB}=0,2171+0,00002643t$	$C'_{PTB}=1,024+0,00008855t$ $C'_{VTB}=0,7272+0,00008855t$	$C'_{PTB}=1,2799+0,0001107t$ $C'_{VTB}=0,9089+0,0001107t$
Không khí	$C'_{PTB}=0,2378+0,00002221t$ $C'_{VTB}=0,1693+0,00002221t$	$C'_{PTB}=0,3073+0,00002869t$ $C'_{VTB}=0,2178+0,00002869t$	$C'_{PTB}=0,9956+0,00009299t$ $C'_{VTB}=0,7088+0,00009299t$	$C'_{PTB}=1,2866+0,0001201t$ $C'_{VTB}=0,9757+0,0001201t$
H ₂ O	$C'_{PTB}=0,4379+0,0000713t$ $C'_{VTB}=0,3276+0,0000713t$	$C'_{PTB}=0,3519+0,00005967t$ $C'_{VTB}=0,2633+0,00005967t$	$C'_{PTB}=1,833+0,00003111t$ $C'_{VTB}=1,3716+0,00003111t$	$C'_{PTB}=1,4733+0,0002498t$ $C'_{VTB}=1,1024+0,0002498t$
CO ₂	$C'_{PTB}=0,2067+0,00005826t$ $C'_{VTB}=0,1616+0,00005836t$	$C'_{PTB}=0,4058+0,0001146t$ $C'_{VTB}=0,3172+0,0001146t$	$C'_{PTB}=0,8654+0,0002443t$ $C'_{VTB}=0,6764+0,0002443t$	$C'_{PTB}=1,6990+0,0004798t$ $C'_{VTB}=1,3281+0,0004798t$

Bảng 3: Nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ

t: °C	p: bar	v': m3	v'' m3/kg	p'': kg/m3	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	0000	2501	2501	000000	9,1544
5	0,008719	0,0010001	147,2	0,006739	21,05	2510	2489	0,0762	9,0241
10	0,012277	0,0010004	106,42	0,009398	42,04	2519	2477	0,1510	8,8994
15	0,017041	0,0010010	77,97	0,01282	62,97	2528	2465	0,2244	8,7806
20	0,02337	0,0010018	57,84	0,01729	83,90	2537	2454	0,2964	8,6665
25	0,03166	0,0010030	43,40	0,02304	104,81	2547	2442	0,3672	8,557
30	0,04241	0,0010044	32,93	0,03037	125,71	2556	2430	0,4366	8,4523
35	0,05622	0,0010061	25,24	0,03962	146,60	2565	2418	0,5049	8,3519
40	0,07375	0,0010079	19,55	0,05115	167,50	2574	2406	0,5723	8,2559
45	0,09584	0,0010099	15,28	0,06544	188,40	2582	2394	0,6384	8,1638
50	0,12335	0,0010121	12,04	0,08306	209,3	2592	2383	0,7038	8,0753
55	0,15740	0,0010145	9,578	0,1044	230,2	2600	2370	0,7679	7,9901
60	0,19917	0,0010171	7,678	0,1302	251,1	2609	2358	0,8311	7,9084
65	0,2501	0,0010199	6,021	0,1613	272,1	2617	2345	0,8934	7,8297
70	0,3117	0,0010228	5,045	0,1892	293,0	2626	2333	0,9549	7,7544
75	0,3855	0,0010258	4,133	0,2420	314,0	2635	2321	1,0157	7,6815
80	0,4736	0,0010290	3,408	0,2934	334,9	2643	2308	1,0753	7,6116
85	0,5781	0,0010324	2,828	0,3536	355,9	2651	2295	1,1342	7,5438
90	0,7011	0,0010359	2,316	0,4325	377,0	2659	2282	1,1925	7,4787
95	0,8451	0,0010396	1,982	0,5045	398,0	2668	2270	1,2502	7,4155
100	1,0132	0,0010435	1,673	0,55977	419,8	2676	2257	1,3071	7,3547
105	1,2079	0,0010474	1,419	0,7040	440,2	2683	2243	1,3632	7,2859
110	1,4326	0,0010515	1,210	0,8264	461,3	2691	2230	1,4184	7,2387
115	1,6905	0,0010559	1,036	0,9652	428,5	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	598,0	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	4,167	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
190	12,553	0,0011415	0,1564	6,394	807,5	2786	1979	2,2357	6,5074
195	13,989	0,0011498	0,1409	7,097	829,9	2790	1960	2,2834	6,4694

Bảng 3 (tiếp): Nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ

t, °C	P, bar	V, m ³	V, m ³ /kg	.p, kg/m ³	h, kJ/kg	l', kJ/g	R, kJ/g	S', k/kg. độ	S'', kJ/kg. độ
200	11,551	0,0011565	0,12720	7,862	852,40	2793	1941	2,3308	6,4318
205	17,245	0,0011644	0,11510	8,688	875,40	2796	1921	2,3777	6,3945
210	19,080	0,0011726	0,10430	9,588	897,70	2798	1900	2,4246	6,3577
215	21,062	0,0011812	0,09650	10,56	920,70	2800	1879	2,4715	6,3212
220	23,201	0,001100	0,86060	11,62	943,70	2802	1858	2,5179	6,2849
225	25,504	0,0011992	0,07830	12,76	966,90	2802	1835	2,5640	6,2488
230	27,979	0,0012087	0,071470	13,99	990,40	2803	1813	2,6101	6,2133
235	30,635	0,0012187	0,065270	15,32	1013,90	2804	1790	2,6561	6,1780
240	33,480	0,0012291	0,059670	16,76	1037,50	2803	1766	2,7021	6,1425
245	36,524	0,0012399	0,54620	18,30	1061,60	2803	1741	2,7478	6,1073
250	39,776	0,0012512	0,050060	19,98	1085,70	2801	1715	2,7934	6,0721
255	43,250	0,0012631	0,045910	21,78	1110,20	2799	1689	2,8394	6,0366
260	46,940	0,0012755	0,042150	23,72	1135,10	2796	1561	2,8851	6,0013
265	50,870	0,0012886	0,038720	25,83	1160,20	2794	1631	2,9307	5,9657
270	55,050	0,0013023	0,035600	28,09	1185,30	2790	1605	2,9764	5,9297
275	59,490	0,0013168	0,032740	30,53	1210,70	2785	1574,2	3,0223	5,8938
280	64,910	0,0013321	0,030130	33,19	1236,90	2780	1542,9	3,0681	5,8573
285	69,180	0,0013483	0,027740	36,05	1263,10	2773	1510,2	3,1146	5,8205
290	74,450	0,0013655	0,025540	39,15	1290,00	2766	147,63	3,611	5,7827
295	80,020	0,0013839	0,023510	42,53	1317,20	2758	1441,0	3,2079	5,7443
300	85,920	0,0014036	0,021640	46,21	1344,90	2749	1404,2	3,2548	5,7049
305	92,140	0,0014245	0,019920	50,20	1373,1	2739	1365,6	3,3026	5,6647
310	98,700	0,001447	0,018320	54,58	1402,1	2727	1325,2	3,3508	5,6233
315	105,61	0,001472	0,016830	59,42	1431,7	2714	1282,3	3,3996	5,5802
320	112,90	0,001499	0,015450	64,72	1462,1	2700	1237,8	3,4495	5,5353
325	120,57	0,001529	0,14170	70,57	1493,6	2684	1190,3	3,5002	5,4891
330	128,65	0,001562	0,012970	77,10	1526,1	2666	1139,6	3,5522	5,4412
335	137,14	0,001599	0,011840	84,46	1559,8	2646	1085,7	3,6056	5,3905
340	146,08	0,001639	0,010780	92,76	1594,7	2622	1027,0	3,6605	5,3361
345	155,48	0,001686	0,009771	102,34	1639,0	2595	963,5	3,7184	5,2769
350	165,37	0,001741	0,008803	113,60	1671,0	2565	893,5	3,7786	5,2117
355	175,77	0,001807	0,007869	127,10	1714,0	2527	813,0	3,8439	5,1385
360	186,74	0,001894	0,006943	144,00	1762,0	2481	719,3	3,9162	5,0530
365	198,30	0,002020	0,005990	166,80	1817,0	2421	603,5	4,0009	4,9463
370	210,53	0,00222	0,004930	203,00	1893,0	2331	438,4	4,1137	4,7951
374	225,22	0,00280	0,003470	288,00	485,30	512,7	27,40	1,03320	4,502

Bảng 4: Nước và hơi nước bão hòa theo áp suất

P; bar	t; °C	V': m ³ /kg	v": m ³ /kg	P": kgm ³	i'; J/kg	i": kJ/kg	r; kJ/kg	s'; kJ/kg.độ	s": kJ/kg.độ
0,010	6,292	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	2489	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	32,880	0,0010053	28,19	0,03547	137,83	2561	2423	0,4761	8,393
0,060	36,180	0,0010064	23,74	0,04212	151,50	2567	2415	0,5207	8,328
0,070	39,030	0,0010075	20,53	0,04871	163,43	2572	2409	0,5591	8,247
0,080	41,540	0,0010085	18,10	0,05525	173,9	2576	2402	0,5927	8,227
0,090	43,790	0,0010094	16,20	0,06172	183,3	2580	2397	0,6225	8,186
0,10	45,840	0,0010103	14,64	0,06812	191,9	2584	2392	0,6492	8,149
0,11	47,720	0,0010111	13,40	0,07462	199,7	2588	2388	0,6740	8,116
0,12	49,450	0,0010119	12,35	0,08097	207,0	2591	2384	0,6966	8,085
0,13	51,070	0,0010126	11,46	0,08726	213,8	2594	2380	0,7174	8,057
0,14	52,580	0,0010133	10,69	0,09354	220,1	2596	2376	0,7368	8,031
0,15	54,000	0,0010140	10,02	0,0998	226,1	2599	2373	0,7550	8,007

Tiếp bảng 4

P; bar	t°C	V':m ³ /kg	v':m ³ /kg	P'':kgm ³	i':kJ/kg	i'': kJ/kg	r:kJ/kg	s':kJkgđộ	s'':kJkg.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	2918	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
0,60	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	6260	2283	1,1918	7,549
0,80	93,52	0,0010385	2,087	0,4792	391,8	2665	2273	1,2330	7,434
0,90	96,72	0,0010409	1,869	0,3550	405,3	2670	2265	1,2696	7,394
1,00	99,64	0,0010432	1,694	0,5903	417,4	2675	2258	1,3026	7,360
1,10	702,32	0,0010452	1,550	0,6453	428,9	2679	2250	1,3327	7,328
1,20	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	2686	2238	1,3866	7,271
1,40	109,33	0,0010510	1,236	0,8080	458,5	2690	2232	1,4109	7,246
1,50	111,38	0,0010527	1,159	0,8627	467,2	2693	2226	1,4336	7,223
1,60	113,32	0,0010543	1,091	0,9164	475,6	2696	2221	1,4550	7,202
1,70	115,17	0,0010559	1,031	0,9699	483,2	2699	2216	1,4752	7,182
1,80	116,94	0,0010575	0,9773	1,0230	490,7	2702	2211	1,4953	7,1630
1,90	118,62	0,0010591	0,9290	1,0760	497,9	2704	2206	1,5126	7,145

Tiếp bảng 4

P: bar	t: °C	V': m ³ /kg	v'': m ³ /kg	P'': kgm ³	i': kJ/kg	i'': kJ/kg	r: kJ/kg	s': kJkgđộ	s'': kJkg.độ
2,0	120,23	0,0010605	0,8854	1,291	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	1,284	524,0	2713	2189	1,5783	7,081
2,4	126,09	0,010659	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	1,6210	7,040
2,7	129,98	0,0010697	0,6684	1,496	546,2	2721	2175	1,6340	7,027
2,8	131,20	0,0010709	0,6561	1,548	551,4	2722	2171	1,647	7,015
2,9	132,39	0,0010721	0,6253	1,599	556,5	2724	2167	1,660	7,003
3,0	133,54	0,0010733	0,6057	1,651	561,4	2725	2164	1,672	6,992
3,1	134,66	0,0010744	0,5873	1,703	566,3	2727	2161	1,683	6,981
3,2	135,75	0,0010754	0,5701	1,754	571,1	2728	2157	1,695	6,971
3,3	136,82	0,0010765	0,5539	1,805	575,7	2730	2154	1,708	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
3,8	141,79	0,0010817	0,4852	2,061	596,8	2736	2139	1,758	6,914
3,9	142,71	0,0010827	0,4735	2,112	600,8	2737	2136	1,768	6,905
4,0	134,62	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	151,48	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
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	0,0147	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	6,440
21	214,84	0,0011809	0,09492	10,540	919,8	2800	1880	2,470	6,322

Tiếp bảng 4

P: bar	t: °C	V': m ³ /kg	v': m ³ /kg	P': kgm ³	i': kJ/kg	i'': kJ/kg	r: kJ/kg	s': kJkgđộ	s'': kJkg.độ
22	217,24	0,0011851	0,09068	11,03	930,9	2800	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	2801	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	0,7688	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	994,4	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	6,127
36	244,16	0,0012380	0,05534	18,04	1057,5	2802	1745	2,740	6,113
38	247,31	0,0012450	0,05246	19,06	1072,7	2802	1729	2,769	6,091
40	250,33	0,0012520	0,04977	20,09	1087,5	2801	1713	2,796	6,070
42	253,24	0,0012588	0,04732	21,13	1101,7	2800	1698	2,823	6,049
44	256,05	0,0012656	0,04508	22,18	1115,3	2798	1683	2,849	6,029
46	258,75	0,0012724	0,04305	23,23	1128,8	2797	1668	2,874	6,010
48	261,37	0,0012790	0,04118	24,29	1141,8	2796	1654	2,898	5,991
50	263,91	0,0010857	0,03944	25,35	1154,4	2798	1640,0	2,291	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	0,1919	52,11	1358,9	2734	1348,4	3,234	5,646
100	310,96	0,0014521	0,01803	55,46	1407,7	2725	1347,0	3,368	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
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	359,96	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	5,028
200	365,71	0,002040	0,00585	170,9	1827	2410	583	4,015	4,830
210	369,79	0,002210	0,00498	200,7	1888	2336	448	4,108	4,591
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 ^o C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
0,04	v	0,0010018	36,12	38,45	40,75	43,07	45,39	47,69	50,01	52,31
	i	83,7	2574	2612	2650	2688	2726	2764	2803	2841
	s	0,2964	8,537	8,651	8,762	8,867	8,966	9,060	9,150	9,238
0,08	v	0,0010018	0,0010079	19,19	20,34	21,5	22,66	23,82	2497	26,13
	i	83,7	167,5	2612	2650	2688	2726	2764	28,02	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	12,94	12,94	13,6	16,26	14,92
	i	83,7	167,5	2611	2649	2725	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,071	8,181	8,386	8,386	8,481	8,572	8,659
0,16	v	0,0010018	0,0010079	9,573	10,16	11,32	11,32	11,899	12,478	13,057
	i	83,7	167,5	2610	2649	2725	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,009	8,12	8,324	8,324	8,419	8,51	8,597
0,20	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	8,119	9,049	9,049	9,513	979,7	10,441
	i	83,7	167,5	251,1	2648	2725	2725	2763	2801	2840
	s	0,2964	0,5715	0,8307	8,015	8,22	8,222	8,315	8,06	8,493
0,30	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	5,40	6,025	6,025	6,335	6,645	6,955
	i	83,7	167,5	251,1	2649	2724	2724	2762	2801	2839
	s	0,2964	0,5715	0,8370	7,825	8,031	8,031	8,126	8,217	8,304
1,0	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	0,001029	1,795	1,795	1,889	1,984	2,078
	i	83,7	167,5	251,1	334,9	2717	2717	2725	2796	2835
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	7,4665	7,4665	7,562	7,654	7,743

Ghi chú: Số liệu nằm dưới bậc thang là của nước chưa sôi. Số liệu nằm trên đường bậc thang là của hơi quá nhiệt, V - m³ / kg, i - kJ/kg, s - kJ/kg.độ

Tiếp bảng 5

220	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	8531	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	30,06	35,94	3884	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	2818	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,879	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
2879	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	2819	2957	2997	3037	30,77	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
13,653	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	9,954
10,905	11,369	11,832	12,295	12,758	13,22	14,376	15,53	16,68	17,82	20,15
2897	2918	2957	2996	3036	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,576	8,657	8,735	8,81	8,883	8,954	9,123	9,281	9,431	9,575	9,842
7,246	7,573	7,882	8,191	8,5	8,809	9,58	10,351	11,121	11,891	13,43
2878	2917	2956	2996	3036	3075	3177	3280	3384	3490	3707
8,388	8,469	8,547	8,622	8,695	8,766	8,935	9,093	9,244	9,388	9,655
2,172	2,266	2,358	2,542	2,545	2,638	2,871	3,334	3,334	3,565	4,028
2875	2914	2954	2993	30,3	3074	3175	3382	3382	3488	3706
7,828	7,91	7,988	8,064	8,139	8,211	8,381	8,69	8,69	8,333	9,097

Tiếp bảng 5

P [*] bar	t °C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
1,2	V	0,0010018	0,0010079	0,001017	0,0010289	0,0010434	1,491	1,527	1,65	1,729
	I	83,9	167,5	251,1	334,9	419	2715	2755	2795	2834
	S	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	1,3067	7,376	7,4745	7,568	7,657
6,0	V	0,0010015	0,0010076	0,0010168	0,0010287	0,0010432	0,0010601	0,0010797	0,3167	0,3348
	I	84,3	167,9	251,5	333,52	419,1	503,7	589,1	275,9	2805
	S	0,2964	0,7516	0,8302	1,0744	1,3062	1,5265	1,438	676,7	6,869
8,0	V	0,0010015	0,0010076	0,0010167	0,0010286	0,0010431	0,00106	0,0010795	0,001102	0,2473
	I	84,3	168,1	251,7	335,3	419,2	503,8	589,1	675,3	2792
	S	0,2962	0,5714	0,83	1,0742	1,306	1,5263	1,737	1,941	6,751
10	V	0,0010014	0,0010075	0,0010166	0,0010285	0,001043	0,0010598	0,0010794	0,0011018	0,1994
	I	84,7	168,3	251,8	335,4	419,3	503,9	589,2	675,4	2778
	S	0,296	0,5712	0,8298	1,074	1,3058	1,5261	1,737	1,9411	6,588
12	V	0,0010013	0,0010074	0,0010165	0,0010284	0,0010429	0,0010597	0,0010793	0,0011016	0,1645
	I	83,9	168,5	251,9	335,5	419,4	504	589,3	675,6	2790
	S	0,2959	0,5711	0,8297	1,0738	1,3046	1,5259	1,737	1,94	6,534
14	V	0,0010012	0,0010073	0,0010164	0,0010282	0,0010427	0,0010596	0,0010792	0,0011015	0,001127
	I	85,1	168,7	251,1	333,57	419,6	504,2	589,5	675,7	763,2
	S	0,2958	0,571	0,8296	1,0736	1,3054	1,5257	1,736	1,94	2,137
16	V	0,0010011	0,0010072	0,0010163	0,0010282	0,0010426	0,0010595	0,01079	0,0011013	0,001027
	I	85,3	168,8	352,2	335,8	419,7	504,3	589,6	675,7	7632
	S	0,2958	0,571	0,8296	1,0735	1,3052	1,5256	1,736	1,94	2,137
18	V	0,0010010	0,0010071	0,0010162	0,0010281	0,0010425	0,0010594	0,0010789	0,0011012	0,0011268
	I	85,5	169	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	0,001007	0,001028	0,0010424	0,0010593	0,00107878	0,011011	0,0011267
	I	85,7	169,2	169,2	336,2	420,1	504,7	589,9	675,9	763,2
	S	0,2957	0,5708	0,5708	1,00731	1,3048	1,5252	1,736	1,939	2,136

Tiếp bảng 5

200	202	240	260	280	300	350	400	450	500	600
1.807	1.88629	1.985	2.042	2.12	2.197	2.391	2.584	2.777	2.97	3.357
2874	13	2953	2993	3033	3073	3174	3287	3382	33488	3705
7.742	7.824	7.923	7.979	8.053	8.126	8.296	8.456	8.606	8.749	9.013
0.3520	0.36888	0.3855	0.4019	0.4181	0.4342	0.4741	0.5136	0.5528	0.5919	0.669
2849.0	2891	2933	2957	3017	3059	3164	3270	3376	3483	3701
6.963	7.051	7.135	7.215	7.292	7.366	7.541	7.704	7.857	8.001	8.266
0.2609	0.2739	0.2867	0.2893	0.3118	0.324	0.3542	0.3842	0.4137	0.4432	0.5018
2869	2883	2926	2969	3011	3054	3160	3267	3373	3481	3699
6.814	6.905	6.991	7.073	7.151	7.116	7.404	7.568	7.722	7.866	8.132
0.206	0.2169	0.2274	0.2377	0.2478	0.2578	0.2822	0.3065	0.3303	0.3539	0.401
2827	2874	2918	2962	3005	3058	3156	3263	3370	3479	3698
6.692	6.788	6.877	6.961	7.04	7.116	7.296	7.461	7.615	7.761	8.027
01693	0.1788	0.1879	0.1967	0.2054	0.2139	0.2343	0.2547	0.2747	0.2944	0.333
2816	2855	2911	2955	2999	3042	3151	3260	3364	3477	3696
6.588	6.688	6.78	6.866	6.947	7.025	7.206	7.373	7.529	7.674	7.942
0.1429	0.1515	0.1596	0.1673	0.1748	0.1823	0.2001	0.2176	0.2349	0.252	0.285
2803	2855	2902	2948	2992	3036	3147	3256	3365	3474	3695
6.497	6.602	6.697	6.784	6.867	6.945	7.13	7.299	7.455	7.601	7.87
0,0111565	0.1309	0.1382	0.1452	0.1519	0.158530	0.1743	0.1899	0.2051	0.2201	0.249
852.4	2844	2893	2940	2986	30	3142	3253	3363	3472	3691
2.329	6.524	6.622	6.711	6.796	6.877	7.063	7.233	7.39	7.537	7.804
0.0011562	0.1149	0.1216	0.128	0.1341	0.1401	0.1545	0.1683	0.1819	0.1953	0.2211
852.4	2833	2884	2932	2979	3025	3138	3249	3360	3470	3690
2.328	6.452	6.554	6.646	6.732	6.814	7.003	7.175	7.333	7.48	7.75
0.0011561	0.1021	1.084	0.134	0.12	0.1255	0.1384	0.1511	0.1634	0.1755	0.199
852.3	2821	2875	2924	2972	3019	3134	3246	3357	3468	3690
2.328	6.358	6491	6.585	6.674	6.757	6.949	7.122	7.282	7.429	7.701

Tiếp bảng 5

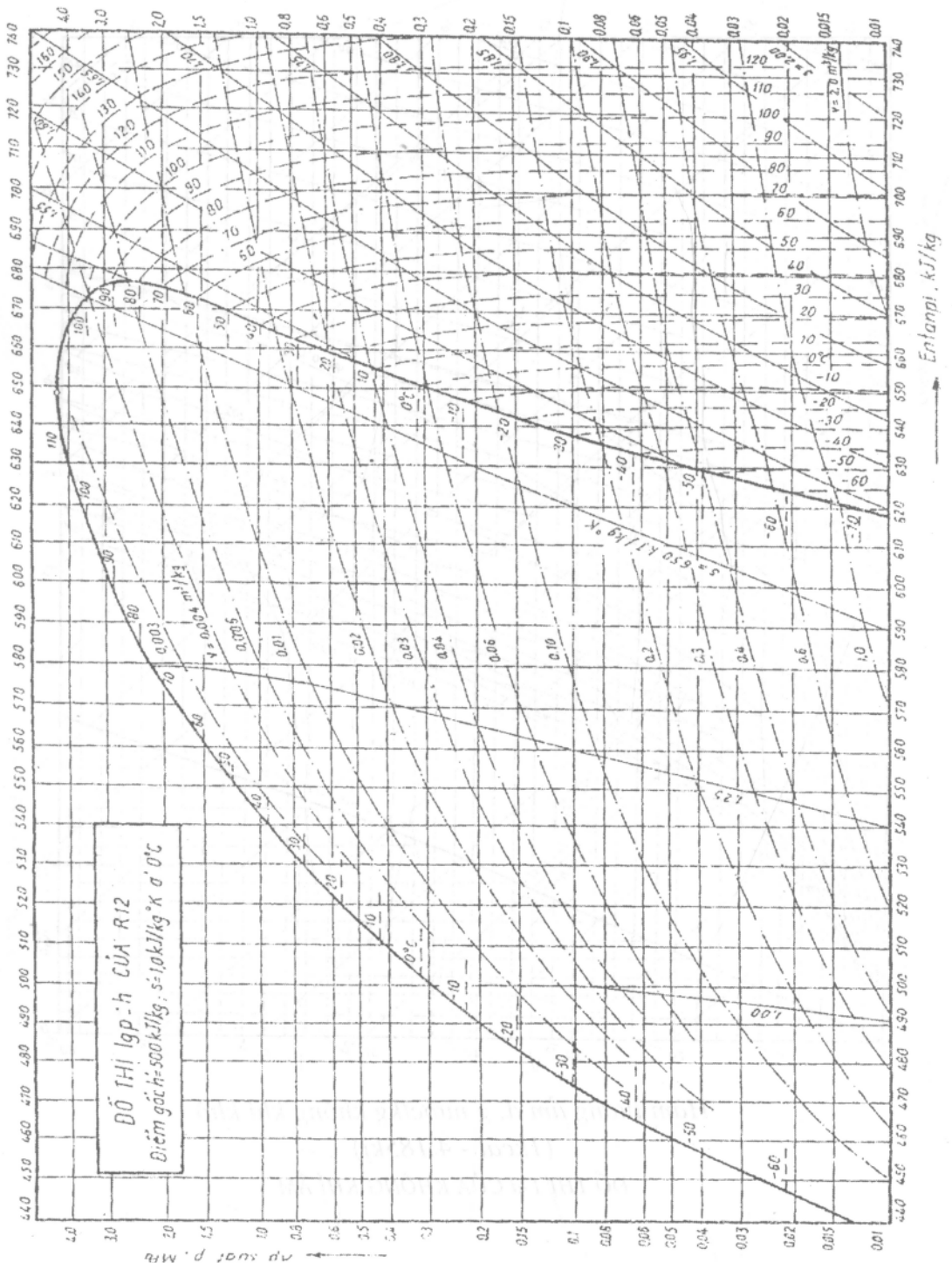
200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0,0011551	0,0011891	0,06826	0,07294	0,0772	0,08119	0,09051	0,09929	0,1078	0,1161	0,1325
852,6	943,5	2623	2882	2973	2988	3111	3229	3343	3456	3682
2,826	2,514	6,225	6,337	6,438	6,53	6,735	6,916	7,08	7,231	7,506
0,0011504	0,0011833	0,001221	0,0012689	0,001357	0,0249	0,03003	0,03438	0,03821	0,04177	0,04844
855,0	945,1	1037,9	1134,4	1235,4	2784	2985	3135	3270	3397	3640
2,317	2,504	2,688	2,873	3,059	5,788	6,126	6,358	6,552	6,722	7,019
0,0011496	0,0011822	0,0012207	0,0012669	0,0013246	0,0014016	0,02586	0,03001	0,003354	0,0368	0,04285
855,5	945,1	1038,1	1134,2	1234,9	1344,4	2954	3114	3254	3386	3631
2,316	2,502	2,686	2,87	3,056	3,249	6,033	6,28	6,481	6,656	6,957
0,0011482	0,0011805	0,0012185	0,001265	0,0013217	0,0013970	0,2247	0,02646	0,02979	0,0281	0,03837
856	945,8	1038,3	1134,1	1234,5	1342,2	2922	3093	3239	3372	3621
2,314	2,5	2,648	2,868	3,053	3,244	5,94	6,207	6,416	6,596	6,901
0,0011622	0,0011788	0,0012164	0,0012612	0,0013164	0,0013886	0,01726	0,02113	0,02414	0,02681	0,03163
901,5	946,6	1038,7	1133,9	1233,7	1340,0	2844	3049	3206	3347	3603
2,404	2,497	2,680	2,863	3,046	3,235	5,755	6,071	6,298	6,684	6,803
0,0011458	0,0011777	0,0001215	0,0012593	0,013137	0,0013847	0,01514	0,01905	0,02197	0,02252	0,0203
857,4	946,9	1038,9	1133,8	1233,3	1339	2799	3026	3189	3321	394
2,309	2,495	2,678	2,86	3,043	3,23	5,657	6,006	6,243	6,39	6,758
0,0011448	0,0011766	0,0012136	0,0012575	0,0013111	0,0013808	0,01325	0,011726	0,0201	0,0193	0,02683
857,9	947,3	1039,1	1133,8	1232,9	1338	2750	3000	3172	3294	3585
2,308	2,493	2,676	2,858	3,04	3,226	5,550	5,942	6,19	6,303	6,716
0,01143	0,0011744	0,0012109	0,0012539	0,0013061	0,0013735	0,00978	0,01429	0,01704	0,01174	0,2322
358,8	948	1039,5	1133,7	1232,2	1336,2	2612	2945	3137	3174	3567
2,305	2,489	2,672	2,853	3,035	3,218	5,302	5,816	6,09	5,999	6,64
0,0011357	0,0011658	0,0012004	0,0012404	0,0012886	0,001375	0,001612	0,00676	0,00977	0,00869	0,01478
862,6	950,9	1041,3	1134	1230,3	1331,2	1625	2638	2971	3073	3493
2,295	2,477	2,657	2,835	3,011	3,19	3,684	5,236	5,723	5,799	6,394
0,0011305	0,0011597	0,001193	0,0012315	0,0012764	0,0013311	0,001556	0,00283	0,0672	0,00869	0,01144
865,4	9553,3	1134,7	1134,7	1229	1329	1608	2155	2816	3073	3434
2,287	2,468	2,822	2,822	2,996	3,171	3,64	4,476	5,446	5,999	6,242

Tiếp bảng 5

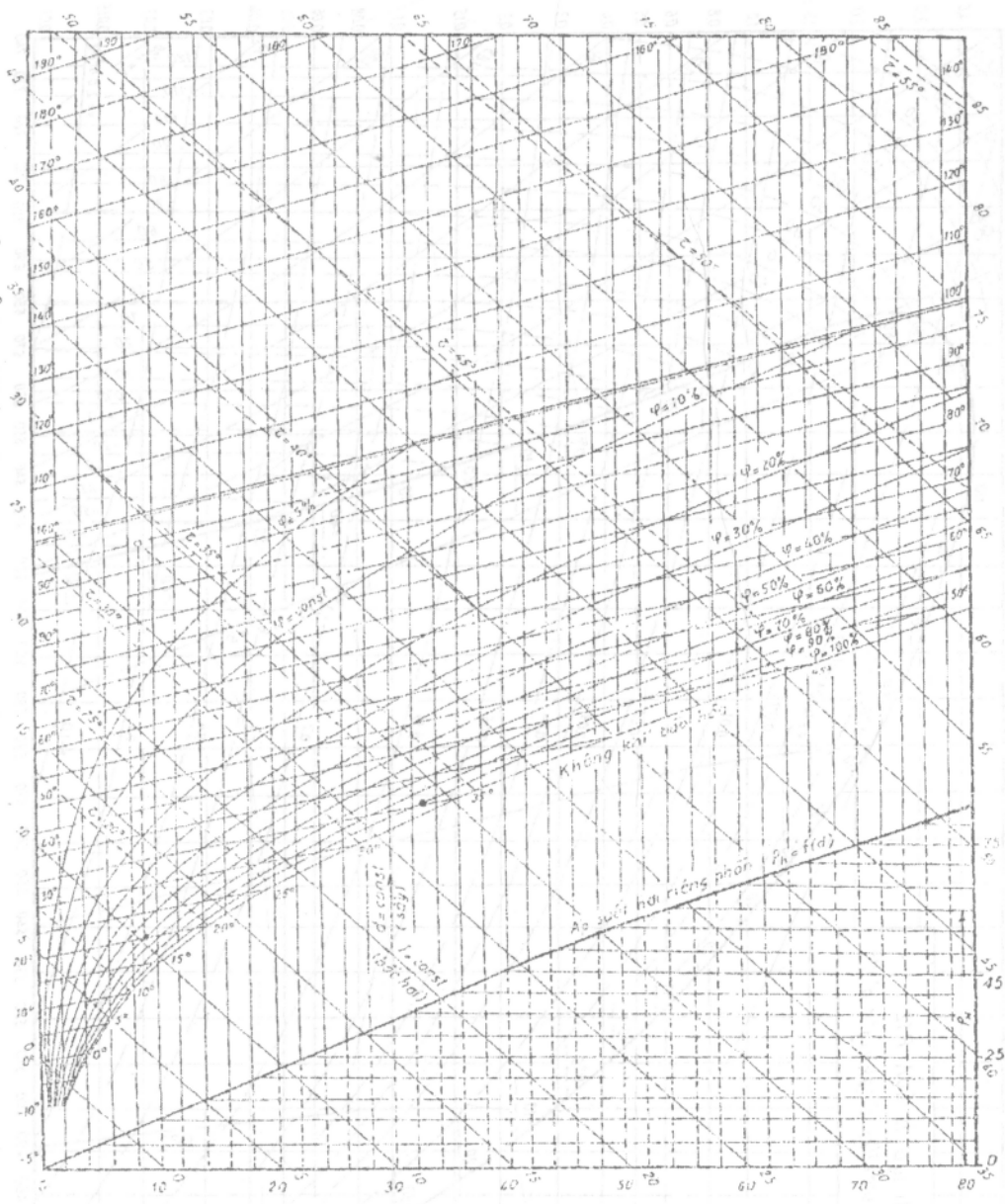
P' bar	t°C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
30	V	0,00100041	0,0010065	0,001057	0,0010275	0,0010419	0,0010587	0,0010782	0,0011004	0,0011258
	I	86,7	170,1	253,5	337	420,9	505,4	590,6	676,4	7637
	S	0,2856	0,5707	0,829	1,0726	1,3038	1,5244	1,735	1,938	2,134
80	V	0,000983	0,00100043	0,001034	0,0010254	0,0010398	0,0010564	0,0010972	0,001122	0,001122
	I	91,3	174,6	257,8	341,2	424,9	509,1	593,4	679,6	766,7
	S	0,2943	0,5686	0,826	1,0689	1,2996		1,73	1,931	2,126
90	V	0,0009978	0,0010038	0,0010129	0,0010249	0,0010393	0,0010559	0,0010749	0,0010966	0,0011213
	I	92,3	175,5	258,7	342,1	425,7	509,8	594,6	680,3	767,4
	S	0,2941	0,5681	0,8253	1,0682	1,2988	1,5189	1,729	1,93	2,125
100	V	0,0009975	0,0010031	0,0010125	0,0010245	0,0010386	0,0010552	0,0010741	0,0010956	0,0011201
	I	93,2	176,9	259,6	342,9	426,5	510,5	595,3	681	768
	S	0,2939	0,5674	0,8247	1,0676	1,2982	1,5182	1,718	1,929	2,123
120	V	0,0009965	0,0010024	0,0010116	0,0010236	0,0010379	0,0010544	0,0010732	0,0010946	0,0011189
	I	95,1	178,2	161,4	344,6	428,1	512	593,7	682,4	769,1
	S	0,2835	0,5668	0,8236	1,0662	1,2967	1,5165	1,727	1,927	2,121
130	V	0,0009951	0,001002	0,0010112	0,0010231	0,0010573	0,0010538	0,0010725	0,0010939	0,0011182
	I	96	179	262,2	345,4	428,9	512,7	597,4	683	769,7
	S	0,2931	0,5664	0,823	0,0655	1,2959	1,5156	1,726	1,926	2,119
140	V	0,0009975	0,0010016	0,0010108	0,0010226	0,0010369	0,0010533	0,0010719	0,0010932	0,0011174
	I	96,9	179,9	263	346,2	429,6	513,1	598	683,6	777,02
	S	0,293	0,566	0,8224	1,0648	1,2951	1,5148	1,724	1,925	2,118
160	V	0,0009948	0,0010007	0,0010099	0,0010217	0,0010359	0,0010522	0,0010707	0,0010918	0,0011157
	I	98,9	181,7	264,7	347,9	431,2	524,9	599,4	684,9	771,3
	S	0,2925	0,5653	0,8212	1,0634	1,2937	1,5131	1,722	1,922	2,116
240	V	0,009912	0,0009973	0,0010065	0,0010182	0,001032	0,0010479	0,001066	0,0010864	0,0011095
	I	106,3	188,8	271,5	254,3	437,2	520,8	604,4	689,9	777,57
	S	0,2911	0,5625	0,8169	0,0582	1,2881	1,5062	1,722	1,915	2,108
300	V	0,0009886	0,0009949	0,0010041	0,0010158	0,0010293	0,001045	0,0010662	0,0010825	0,001105
	I	112	194,1	276,5	359,1	441,9	525,1	609,0	693,6	779,1
	S	0,2902	0,5603	0,814	0,0545	1,3864	1,5024	1,709	1,908	2,100

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	0,7946	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	0,05951	0,6548	0,7726	0,8893	1,0055
	I	2752,8	2860,5	2964,2	3066,8	3273,4	3489	3702,4
	S	6,9299	7,1706	7,3789	7,5662	7,8955	8,1913	8,458
5	V	0,3749	0,4729	0,4744	0,5226	0,6173	0,7109	0,8041
	I	2748,7	2855,4	2960,7	3064,2	3271,9	34839	3701,7
	S	6,8213	7,0592	7,2709	7,4599	7,7938	8,0873	7,3522

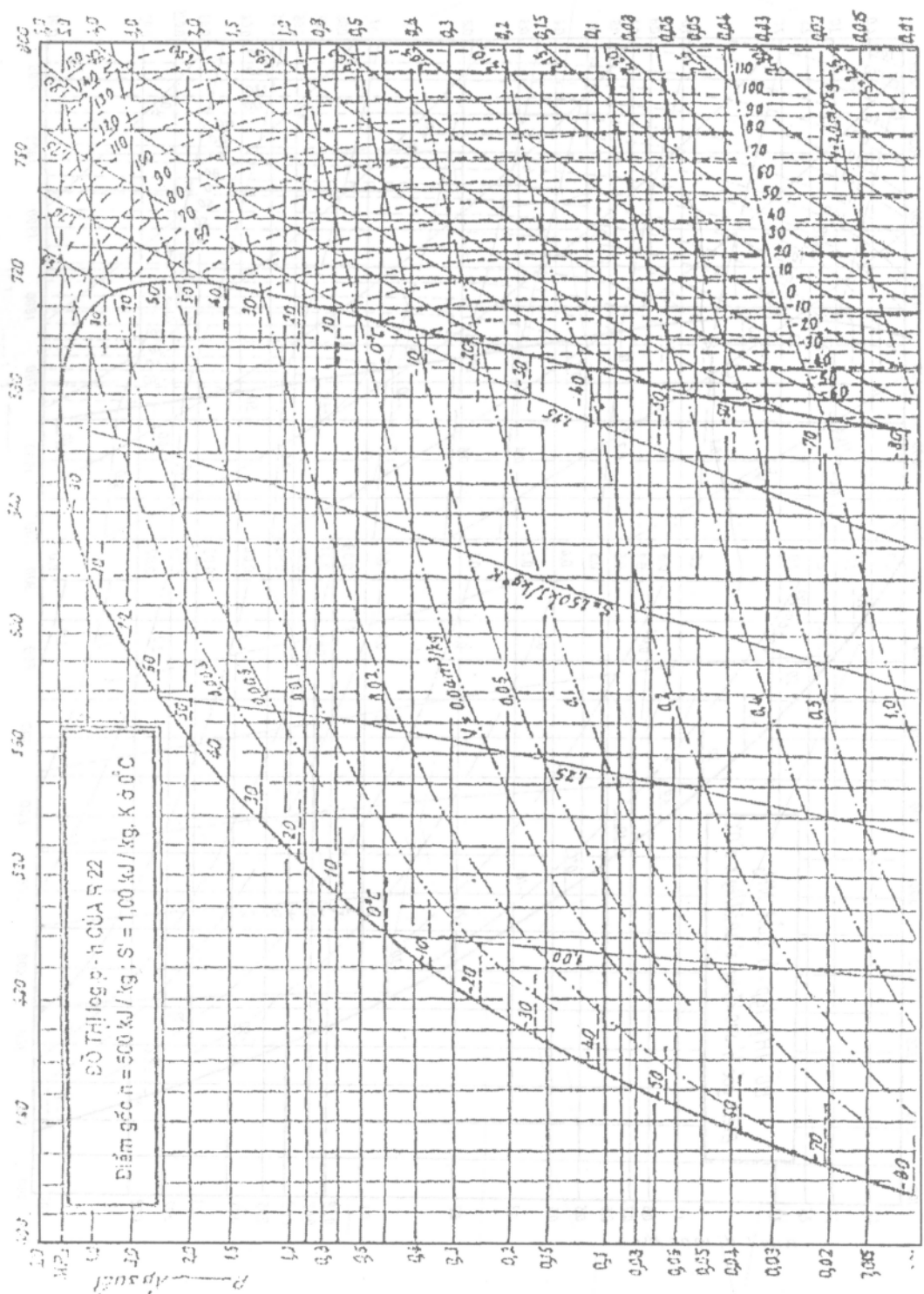


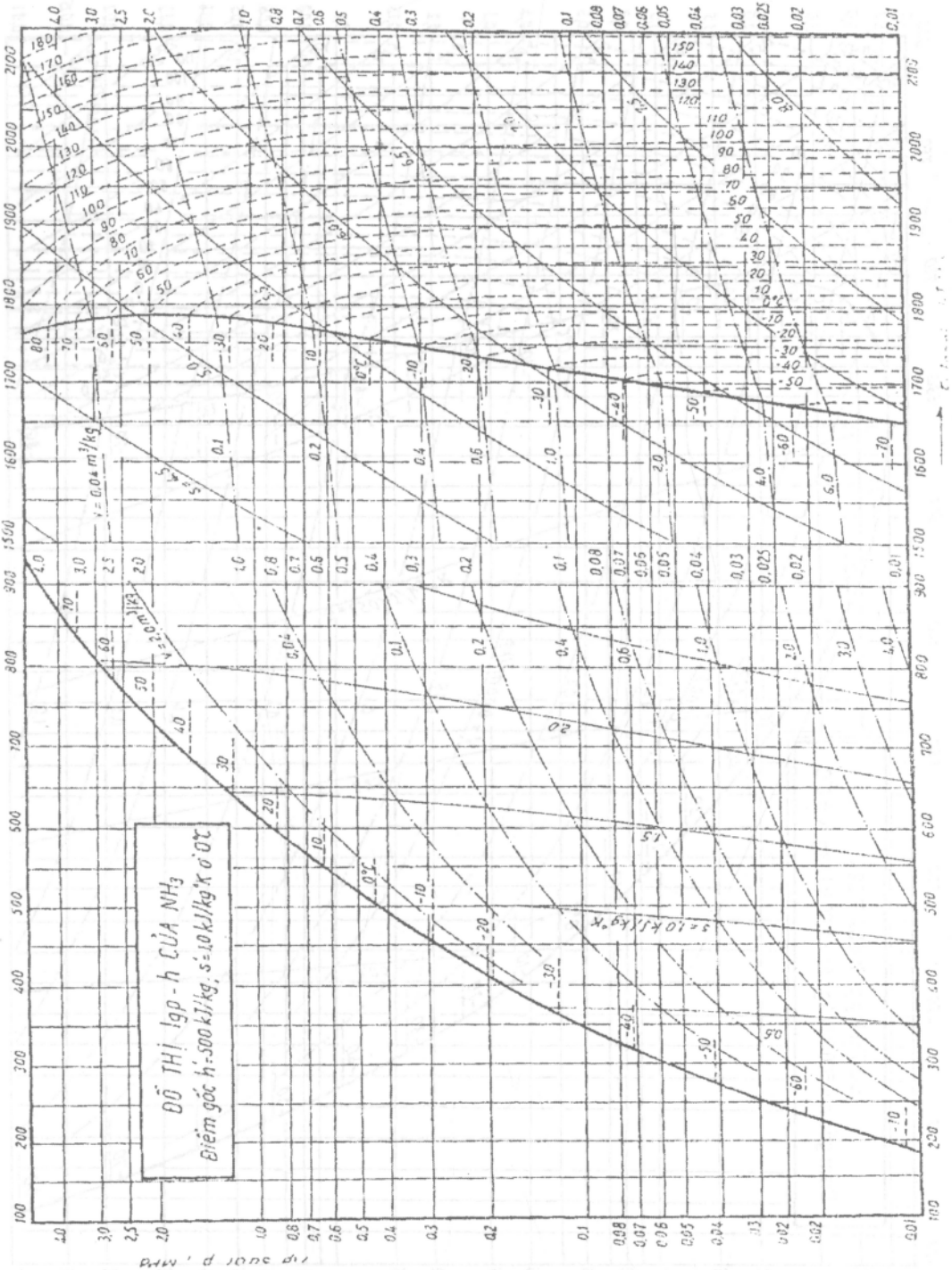
Enthalpi 1, kcal/kg không khí khô

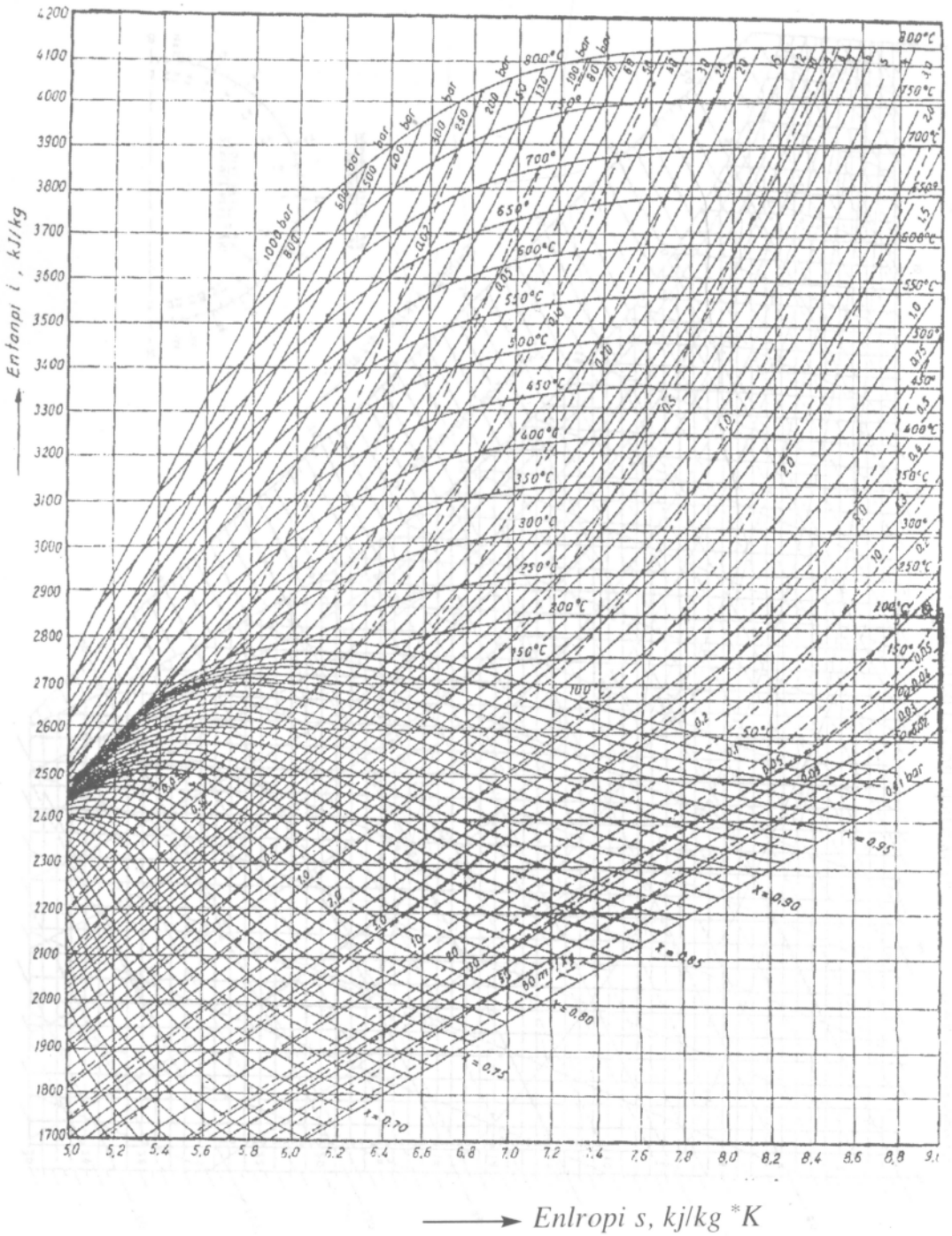


Hàm lượng ẩm d, g nước/kg không khí khô
(1kcal - 4,185kj)
ĐỒ THỊ 1-a CỦA KHÔNG KHÍ ẨM

đồ suất hơi riêng phần a - mair



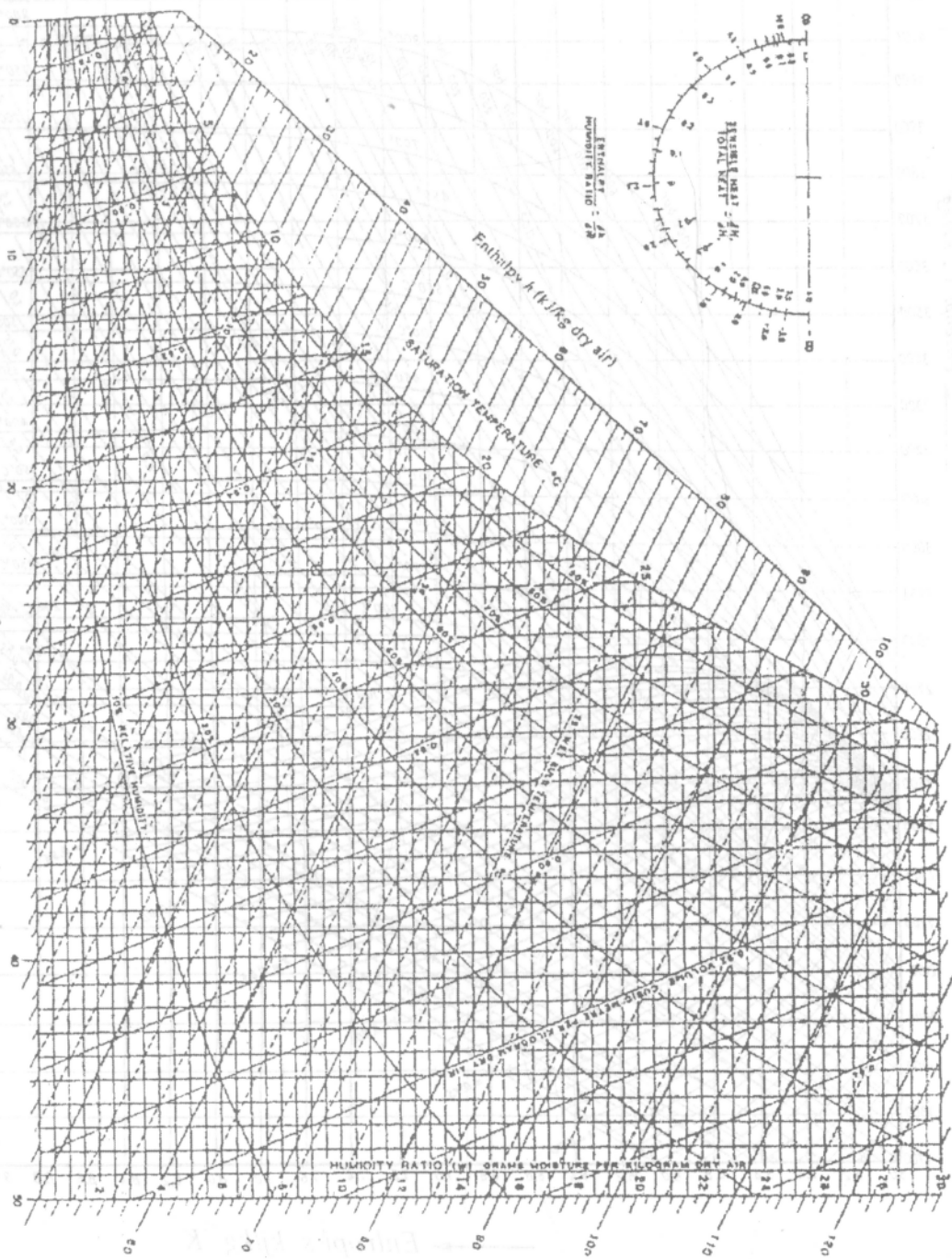




ĐỒ THỊ $i - s$ CỦA H_2O

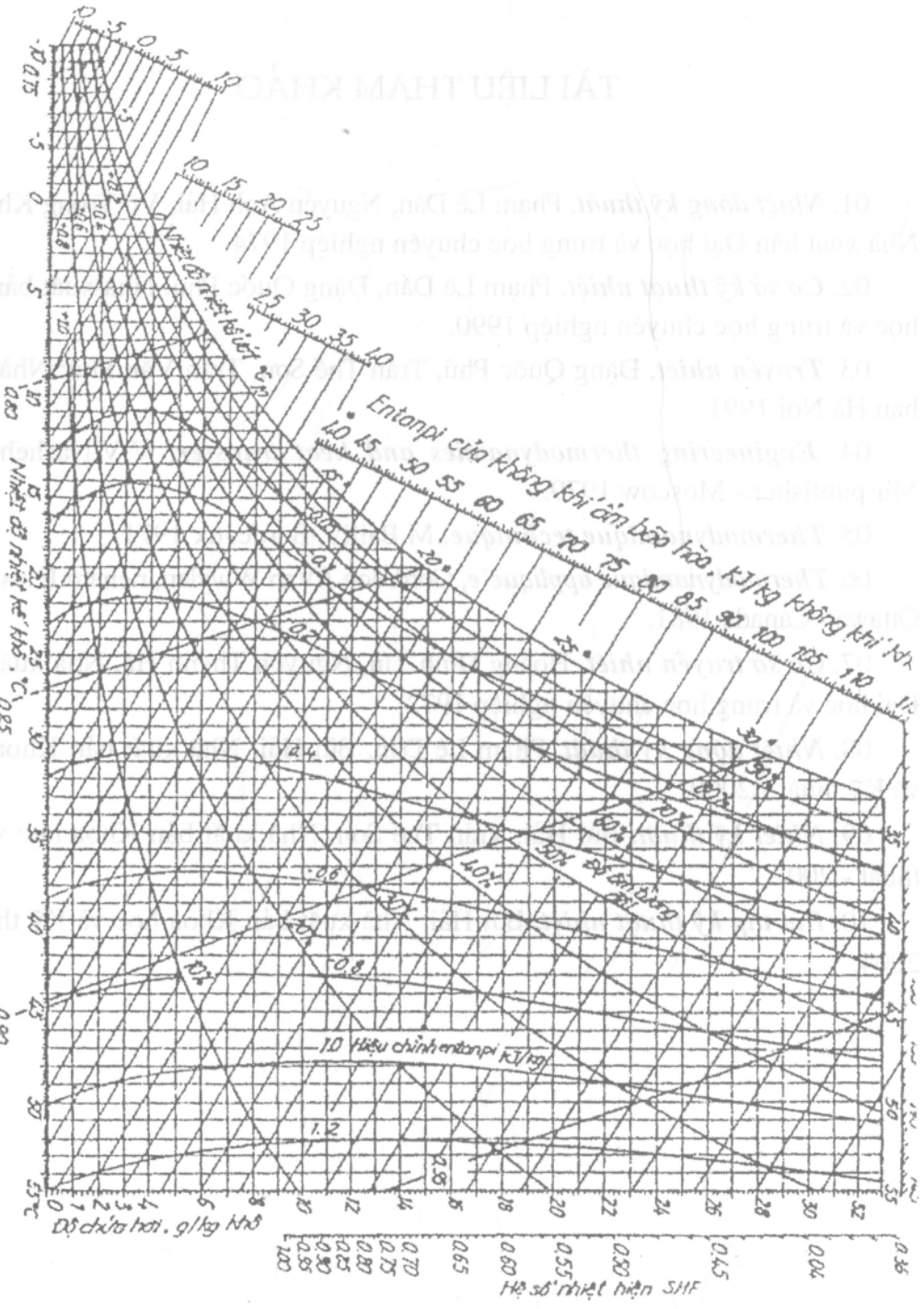
Ấm độ có tia quá trình ϵ và ϵ_p .

Dry bulb temperature ($^{\circ}\text{C}$)



Ấm độ theo Carrier.

Thế焓 năng, m³/kg không khí khô



TÀI LIỆU THAM KHẢO

01. *Nhiệt động kỹ thuật*, Phạm Lê Dân, Nguyễn Anh Hải, Vũ Trọng Khoan: Nhà xuất bản Đại học và trung học chuyên nghiệp 1974.
02. *Cơ sở kỹ thuật nhiệt*. Phạm Lê Dân, Đặng Quốc Phú. Nhà xuất bản Đại học và trung học chuyên nghiệp 1990.
03. *Truyền nhiệt*, Đặng Quốc Phú, Trần Thế Sơn, Trần Văn Phú: Nhà xuất bản Hà Nội 1991.
04. *Engineering thermodynamies and heat transfer*, V.V.Nashehokin. Mir publisher - Moscow 1979.
05. *Thermodynamique technique*, M.Bailly, Bordeaux 1971.
06. *Thermodynamique applique'e*, Gordrdon J.Van Wwylen, richard E.sountag, Ottawa - Canada 1981.
07. *Cơ sở truyền nhiệt*, Hoàng Đình Tín, Nguyễn Thanh Hà, Nhà xuất bản Đại học và trung học chuyên nghiệp 1972.
08. *Nhiệt động kỹ thuật*. Phạm Lê Dân, Bùi Hải. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật - 2000.
09. *Nhiệt kỹ thuật*. Bùi Hải, Trần Thế Sơn. Nhà xuất bản Khoa học và kỹ thuật - 2002.
10. *Bài tập kỹ thuật nhiệt*. Bùi Hải. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật - 2004.

MỤC LỤC

<i>Lời giới thiệu</i>	3
<i>Lời nói đầu</i>	5
<i>Bài mở đầu</i>	7

Phần I: NHIỆT ĐỘNG HỌC KỸ THUẬT

Chương 1: NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN VÀ CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT CƠ BẢN CỦA MÔI CHẤT

I. Sự thay đổi trạng thái và chuyển pha của đơn chất	10
II. Thông số trạng thái của môi chất.....	13
III. Phương trình trạng thái của môi chất.....	17
IV. Nhiệt, công và các phương pháp xác định.....	22
V. Định luật nhiệt động thứ nhất	26
VI. Các quá trình cơ bản của khí lý tưởng	27
VII. Các quá trình cơ bản của khí thực	34
VIII. Quá trình tiết lưu.....	36

Chương 2. KHÔNG KHÍ ẤM VÀ CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU

I. Những khái niệm cơ bản về không khí ấm.....	38
II. Đồ thị I-d, t-d và các ứng dụng	41
III. Định luật nhiệt động thứ hai và chu trình nhiệt động.....	45
IV. Chu trình ngược chiều dùng không khí	50
V. Chu trình ngược chiều dùng hơi.....	52
VI. Chu trình ngược chiều dùng phương pháp hấp thụ.....	53
VII. Chu trình ngược chiều điện nhiệt	55
VIII. Chu trình máy lạnh và bơm nhiệt nén hơi.....	56
<i>Bài tập phần I</i>	59

Phần II. TRUYỀN NHIỆT

Chương 3. DẪN NHIỆT

- I. Những khái niệm cơ bản 60
- II. Dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong qua vách phẳng 62
- III. Dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong qua vách trụ 64

Chương 4. TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU VÀ BỨC XẠ

- I. Các nhân tố ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt đối lưu..... 66
- II. Công thức Niu tơn và các tiêu chuẩn đồng dạng thường dùng 68
- III. Công thức tính trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn..... 71
- IV. Công thức tính trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi dòng chất lỏng chảy qua chùm ống..... 73
- V. Công thức trao đổi nhiệt đối lưu khi có biến đổi pha..... 75
- VI. Trao đổi nhiệt bức xạ..... 79

Chương 5. TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT - CÁCH NHIỆT

- I. Truyền nhiệt qua vách phẳng 83
- II. Truyền nhiệt qua vách trụ 85
- III. Truyền nhiệt qua vách có cánh 88
- IV. Thiết bị trao đổi nhiệt 90
- V. Tính nhiệt cho thiết bị trao đổi nhiệt ngăn cách 91
- VI. Cách nhiệt và kiểm tra đọng sương cho vách cách nhiệt..... 93

Bài tập phần II 96

Phụ lục..... 97

Tài liệu tham khảo 118

BỘ GIÁO TRÌNH XUẤT BẢN NĂM 2007
KHOẢ TRƯỜNG TRUNG HỌC ĐIỆN TỬ - ĐIỆN LẠNH

1. LÝ THUYẾT MẠNG MÁY TÍNH
2. THIẾT KẾ HỆ THỐNG LẠNH
3. THỰC HÀNH LẮP RÁP, CÀI ĐẶT VÀ BẢO TRÌ HỆ THỐNG MÁY TÍNH
4. THỰC HÀNH SỬA CHỮA MÁY LẠNH
5. BÁO HIỆU VÀ ĐỒNG BỘ TRONG MẠNG VIỄN THÔNG
6. TỔ CHỨC MẠNG VÀ DỊCH VỤ VIỄN THÔNG
7. THIẾT BỊ ĐẦU CUỐI
8. KỸ THUẬT NHIỆT
9. KỸ THUẬT MÀN HÌNH MÁY TÍNH
10. ĐO LƯỜNG KỸ THUẬT LẠNH
11. THỰC HÀNH KỸ THUẬT SỐ
12. THỰC HÀNH ĐIỆN TỬ CÔNG NGHIỆP
13. KIẾN TRÚC MÁY TÍNH
14. LÝ THUYẾT BẢO TRÌ HỆ THỐNG MÁY TÍNH
15. KỸ THUẬT VI XỬ LÝ
16. KỸ THUẬT SỐ VÀ MẠCH LOGIC
17. KỸ THUẬT THÔNG TIN QUANG
18. THỰC HÀNH LINUX
19. THỰC HÀNH MẠNG
20. KỸ THUẬT ĐIỀU HÒA KHÔNG KHÍ
21. THỰC HÀNH GIA CÔNG LẮP ĐẶT ĐƯỜNG ỐNG
22. MÁY VÀ THIẾT BỊ LẠNH
23. THỰC HÀNH SỬA CHỮA MÀN HÌNH MÁY TÍNH
24. THỰC HÀNH VIỄN THÔNG CHUYÊN NGÀNH

GT Kỹ thuật nhiệt



1011080000116

16,500

Giá: 16.500đ

