

PHẠM XUÂN TOÀN

Các quá trình, thiết bị

TRONG CÔNG NGHỆ
HÓA CHẤT VÀ
THỰC PHẨM



**TẬP 3 CÁC QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ
TRUYỀN NHIỆT**



NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

PHẠM XUÂN TOẢN

CÁC QUÁ TRÌNH, THIẾT BỊ TRONG CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT VÀ THỰC PHẨM

Tập 3

**CÁC QUÁ TRÌNH
VÀ THIẾT BỊ TRUYỀN NHIỆT**



**NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
HÀ NỘI**

LỜI NÓI ĐẦU

"Các quá trình và thiết bị truyền nhiệt" là tập 3 trong bộ giáo trình gồm năm tập với chủ đề "Các quá trình, thiết bị công nghệ hóa chất và thực phẩm" do GS Nguyễn Bin chủ biên đã và đang xuất bản. Nội dung quyển sách này dựa vào giáo trình "Cơ sở các quá trình và thiết bị công nghệ hóa học" đã được xuất bản năm 1972, được giảng dạy nhiều năm ở Trường Đại học Bách khoa Hà Nội, Trường Đại học Khoa học Tự nhiên, Trường Đại học Dược khoa Hà Nội, và Trường Đại học Quy Nhơn.

Cuốn sách này đã được biên soạn với những nội dung sát thực tế và cơ bản nhất mà công nghệ hóa chất, công nghiệp thực phẩm đang yêu cầu, nhằm giúp cho bạn đọc có khả năng tự giải quyết những vấn đề có liên quan như hiểu rõ cơ chế của các quá trình nhiệt, biết cách tính toán, thiết kế và lựa chọn các loại thiết bị truyền nhiệt.

Cuốn sách này được dùng làm giáo trình giảng dạy cho sinh viên ngành công nghệ hóa chất và thực phẩm đồng thời cũng là tài liệu tham khảo cho kỹ sư và cán bộ kỹ thuật thuộc các ngành trên.

Trong quá trình biên soạn chắc chắn không tránh khỏi những thiếu sót, chúng tôi mong nhận được những ý kiến đóng góp của bạn đọc. Ý kiến xin gửi về: Bộ môn quá trình - Thiết bị công nghệ Hóa và Thực phẩm, Trường Đại học Bách khoa Hà Nội hoặc Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, 70 Trần Hưng Đạo, Hà Nội. Xin chân thành cảm ơn.

Tác giả

PHẦN THỨ HAI

CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT

Chương 1

TRUYỀN NHIỆT

Trong công nghiệp - đặc biệt là công nghiệp hóa học và thực phẩm - nhiều quá trình cần được tiến hành ở điều kiện nhiệt độ xác định thì vận tốc của quá trình và chất lượng sản phẩm mới đảm bảo. Để giữ được nhiệt độ của quá trình theo yêu cầu, trong công nghiệp thường tiến hành các quá trình đun nóng, ngưng tụ, làm nguội. Đó là các quá trình nhiệt.

Người ta phân biệt quá trình *truyền nhiệt ổn định* và quá trình *truyền nhiệt không ổn định*. Quá trình truyền nhiệt ổn định - nhiệt độ chỉ thay đổi theo không gian mà không thay đổi theo thời gian, còn quá trình truyền nhiệt không ổn định - nhiệt độ thay đổi theo cả không gian và thời gian. Quá trình truyền nhiệt ổn định chỉ có trong thiết bị làm việc liên tục; quá trình truyền nhiệt không ổn định xảy ra trong các thiết bị làm việc gián đoạn, hoặc trong giai đoạn đầu và cuối của quá trình liên tục.

Nhiệt được truyền từ vật này đến vật khác theo các phương thức sau đây:

1. *Dẫn nhiệt*: Dẫn nhiệt là quá trình truyền nhiệt từ phần tử này đến phần tử khác của vật chất khi chúng tiếp xúc trực tiếp với nhau. Thường thì quá trình này chỉ xảy ra trong vật thể rắn. Các phần tử có nhiệt độ cao hơn, có dao động mạnh hơn va chạm vào các phần tử lân cận, truyền cho chúng một phần động năng của mình và cứ như thế nhiệt năng được truyền đi mọi phía của vật thể. Dẫn nhiệt cũng xảy ra trong môi trường khí và lỏng nếu chất khí và lỏng ở trạng thái đứng yên hay chuyển động dòng.

2. *Nhiệt đối lưu*: Nhiệt đối lưu là hiện tượng truyền nhiệt do các phần tử chất lỏng hoặc khí đổi chỗ cho nhau. Hiện tượng đổi chỗ của các phần tử khí

hoặc lỏng này xảy ra là do chúng có nhiệt độ khác nhau nên khối lượng riêng khác nhau. Các phân tử có nhiệt độ cao hơn thì khối lượng riêng bé hơn sẽ nổi lên để các phân tử có nhiệt độ thấp hơn thì khối lượng riêng lớn hơn chìm xuống.

3. **Nhiệt bức xạ:** Bức xạ nhiệt là quá trình truyền nhiệt bằng dạng sóng điện từ, nghĩa là nhiệt năng biến thành tia bức xạ truyền đi, khi gặp các vật thể nào đó thì một phần năng lượng bức xạ sẽ bị vật thể đó hấp thụ, một phần phản chiếu lại và một phần xuyên qua vật thể.

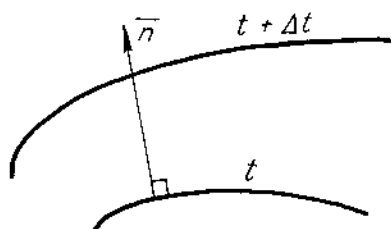
Trong thực tế nhiệt truyền từ vật này sang vật khác không phải đơn giản theo một phương thức nào đó mà thường xuyên truyền đi đồng thời theo hai, ba phương thức kể trên. Truyền nhiệt như thế gọi là truyền nhiệt phức tạp. Tùy trường hợp cụ thể ảnh hưởng của một hiện tượng nào đó không đáng kể so với toàn bộ quá trình truyền nhiệt thì có thể bỏ qua.

1.1. DẪN NHIỆT

1.1.1. Nhiệt trường và gradient nhiệt độ

Độ nóng lạnh của một vật thể, của một môi trường được đặc trưng bằng nhiệt độ. Tập hợp tất cả các giá trị của nhiệt độ trong vật thể, trong môi trường tại một thời điểm τ nào đó gọi là **nhiệt trường**. Nếu nhiệt trường chỉ phụ thuộc vào không gian: $t = f(x, y, z)$ thì gọi là **nhiệt trường ổn định**. Nếu nó phụ thuộc vào cả không gian và thời gian τ thì gọi là **nhiệt trường không ổn định**: $t = f(x, y, z, \tau)$

Tập hợp tất cả các điểm có cùng một giá trị nhiệt độ tại một thời điểm τ gọi là **mặt đẳng nhiệt**. 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 với bề mặt đẳng nhiệt là lớn nhất và gọi là gradient nhiệt độ - ký hiệu là $\text{grad } t$



Hình 1.1.
Phương và chiều của $\text{grad } t$

$$\lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{dt}{dn} = \text{grad } t \quad (1.1)$$

$\text{Grad } t$ là một vectơ, có phương trùng với phương pháp tuyến của

bề mặt đẳng nhiệt, có chiều là chiều tăng nhiệt độ - ngược chiều với chiều của dòng nhiệt, có độ lớn bằng đạo hàm của nhiệt độ theo phương pháp tuyến.

1.1.2. Định luật dẫn nhiệt Fourier (Phurie) và độ dẫn nhiệt

1.1.2.1. Định luật Fourier

Một nguyên tố nhiệt lượng dQ dẫn qua một đơn vị bề mặt dF trong một đơn vị thời gian $d\tau$ thì tỷ lệ với grad t , với bề mặt dF và thời gian $d\tau$:

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dn} dF \cdot d\tau, \quad J \quad (1.2)$$

Nếu quá trình là ổn định:

$$Q = -\lambda \frac{dt}{dn} F \quad (1.2a)$$

trong đó: Q - nhiệt lượng, W;

F - bề mặt vuông góc với phương dẫn nhiệt, m^2 ;

$\frac{dt}{dn}$ - grad t , $^{\circ}C/m$;

τ - thời gian, s;

λ - hệ số tỷ lệ, còn gọi là độ dẫn nhiệt. Thứ nguyên của nó và ý nghĩa vật lý xuất phát từ công thức (1.2):

$$[\lambda] = \left[\frac{dQ dn}{dF dt d\tau} \right] = \frac{J \cdot m}{m^2 \cdot s \cdot ^{\circ}C} = \frac{W}{m \cdot ^{\circ}C}$$

Nếu $F = 1 m^2$, $\tau = 1 s$; $\frac{dt}{dn} = 1 \frac{^{\circ}C}{m}$, thì ta có: $Q = \lambda$.

Vậy λ chính là lượng nhiệt tính bằng Jun dẫn qua $1 m^2$ bề mặt vuông góc với phương dẫn nhiệt trong đơn vị thời gian là 1 giây khi chênh lệch nhiệt độ trên một đơn vị chiều dài theo phương pháp tuyến với bề mặt đẳng nhiệt là $1 \frac{^{\circ}C}{m}$.

Độ dẫn nhiệt λ biểu thị khả năng dẫn nhiệt của vật chất nên nó là đặc trưng cho tính chất vật lý của vật chất.

Dấu "-" của phương trình (1.2) chứng tỏ dòng nhiệt ngược chiều với grad t .

1.1.2.2. Độ dẫn nhiệt λ của các vật thể rắn, lỏng, khí

Độ dẫn nhiệt của các vật thể rất khác nhau và phụ thuộc vào cấu trúc, khối lượng riêng hàm ẩm, áp suất và nhiệt độ của vật thể; nó thường được xác định bằng thực nghiệm.

Đối với các vật rắn, độ dẫn nhiệt của các chất khác nhau thì rất khác nhau. Trong bảng 1.1 là một vài trị số trung bình về độ dẫn nhiệt của các kim loại thường dùng.

Bảng 1.1

Tên chất	$\lambda, W/m.^{\circ}C$
Đồng	384
Nhôm	203,5
Thép cacbon	46,5
Chi	34,9
Thép không gỉ	23,2

Độ dẫn nhiệt λ của kim loại phụ thuộc rất nhiều vào thành phần của kim loại và cấu trúc của hợp kim. Nói chung, độ dẫn nhiệt của các vật thể rắn đều phụ thuộc vào nhiệt độ, phần lớn độ dẫn nhiệt tăng khi nhiệt độ tăng. Đối với vật thể rắn đồng chất, quan hệ giữa dẫn nhiệt λ và nhiệt độ gần như theo đường thẳng, do đó có thể biểu diễn theo công thức:

$$\lambda = \lambda_0(1 + bt) \quad (1.3)$$

trong đó: λ - độ dẫn nhiệt của vật thể ở nhiệt độ t ;

λ_0 - độ dẫn nhiệt của vật thể ở $0^{\circ}C$;

b - hệ số nhiệt độ, đối với đa số vật thể rắn nó là một số dương và thường xác định bằng thực nghiệm;

t - nhiệt độ làm việc, $^{\circ}C$.

Độ dẫn nhiệt λ của chất lỏng và chất khí nhỏ hơn chất rắn rất nhiều. Ở nhiệt độ bình thường, độ dẫn nhiệt λ của nước là $0,593 W/m.^{\circ}đ$; của không khí đứng yên khoảng $0,023 W/m.^{\circ}đ$; trong khi đó thì độ dẫn nhiệt λ của thép cacbon là $46,5 W/m.^{\circ}đ$.

Khác với vật thể rắn, hầu hết các chất lỏng đều có độ dẫn nhiệt λ giảm

khi nhiệt độ tăng, chỉ trừ nước và glycerin thì độ dẫn nhiệt λ tăng khi nhiệt độ tăng.

Đối với chất lỏng, độ dẫn nhiệt λ có thể tính theo công thức gần đúng:

$$\lambda = \varepsilon C_p \rho \sqrt{\frac{\rho}{M}}, \text{ W/m.độ} \quad (1.4)$$

trong đó: C_p - nhiệt dung riêng của chất lỏng, J/kg.độ;

ρ - khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m³;

M - khối lượng mol của chất lỏng;

ε - hệ số tỷ lệ phụ thuộc vào tính chất của chất lỏng, có trị số cụ thể như sau:

- đối với chất lỏng không kết hợp (benzen, toluen, các hydrocacbon khác) $\varepsilon = 4,22 \cdot 10^{-8}$.
- đối với chất lỏng kết hợp (rượu, nước...) $\varepsilon = 3,58 \cdot 10^{-8}$.

Độ dẫn nhiệt λ của các chất khí chủ yếu là phụ thuộc vào nhiệt độ (tăng khi nhiệt độ tăng) và ít phụ thuộc vào áp suất. Ta có thể xác định hệ số dẫn nhiệt của khí trong khoảng áp suất không cao lắm theo công thức sau:

$$\lambda = BC_v \mu \quad (1.5)$$

trong đó: C_v - nhiệt dung riêng của khí khi thể tích không đổi, J/kg.độ;

μ - độ nhớt của khí, Ns/m²;

$$B = \frac{9k-5}{4};$$

k - chỉ số đoạn nhiệt.

Vì rằng chỉ số đoạn nhiệt $k = \frac{C_p}{C_v}$ của khí với số nguyên tử khác nhau

hầu như không khác nhau mấy, cho nên ta có thể lấy giá trị B như sau:

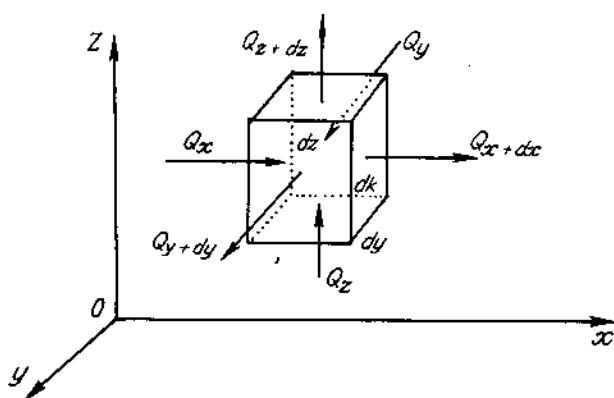
- Đối với khí một nguyên tử $B = 2,5$;
- Đối với khí hai nguyên tử $B = 1,9$;
- Đối với khí ba nguyên tử $B = 1,72$.

Hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp khí thường được xác định bằng thực nghiệm vì định luật kết hợp (cộng) không thể ứng dụng được cho các chất khí.

1.1.3. Phương trình vi phân dẫn nhiệt

Quá trình dẫn nhiệt còn có thể biểu diễn dưới dạng phương trình vi phân. Phương trình này được thiết lập theo định luật bảo toàn năng lượng, trong đó người ta giả thiết rằng khi nhiệt được dẫn đi trong vật thể thì các tính chất vật lý của vật thể như khối lượng riêng, nhiệt dung riêng và độ dẫn nhiệt λ không biến đổi theo không gian và thời gian.

Để thành lập phương trình vi phân dẫn nhiệt, ta tách ra khỏi vật thể một nguyên tố hình hộp có các cạnh dx , dy , dz (hình 1.2).



Hình 1.2. Chứng minh phương trình vi phân dẫn nhiệt

Lượng nhiệt dẫn qua các mặt đi vào hình hộp trong khoảng thời gian $d\tau$ được xác định bằng các phương trình dẫn nhiệt Fourier:

- Theo trục x - đi qua mặt $dydz$:

$$Q_x = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydz d\tau$$

- Theo trục y - đi qua mặt $dx dz$:

$$Q_y = -\lambda \frac{\partial t}{\partial y} dydz d\tau$$

- Theo trục z - đi qua mặt $dx dy$:

$$Q_z = -\lambda \frac{\partial t}{\partial z} dydz d\tau$$

Cũng trong khoảng thời gian đó, lượng nhiệt dẫn qua các mặt đối diện để ra khỏi hình hộp cũng được tính theo phương trình tương ứng sau:

- Theo trục ox :

$$Q_{x+dx} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau - \lambda \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\partial t}{\partial x} \right) dx dydzd\tau$$

- Theo trục oy :

$$Q_{y+dy} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial y} dx dz d\tau - \lambda \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{\partial t}{\partial y} \right) dx dy dz d\tau$$

- Theo trục oz :

$$Q_{z+dz} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial z} dx dy d\tau - \lambda \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\partial t}{\partial z} \right) dx dy dz d\tau$$

Vậy trong khoảng thời gian $d\tau$, hiệu số giữa lượng nhiệt đi vào và đi ra khỏi các mặt của hình hộp xác định như sau:

- Theo trục x :

$$dQ_x = Q_x - Q_{x+dx} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx dy dz d\tau$$

- Theo trục y :

$$dQ_y = Q_y - Q_{y+dy} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dx dy dz d\tau$$

- Theo trục z :

$$dQ_z = Q_z - Q_{z+dz} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dx dy dz d\tau$$

Nếu gọi lượng nhiệt được tăng lên trong hình hộp sau khoảng thời gian $d\tau$ là dQ thì ta có:

$$dQ = dQ_x + dQ_y + dQ_z$$

$$\text{hoặc là : } dQ = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx dy dz d\tau + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dx dy dz d\tau + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dx dy dz d\tau \right)$$

$$\text{hay: } dQ = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) dx dy dz d\tau$$

Ở đây $dx dy dz = dV$; trong ngoặc nhọn là toán tử Laplace $\nabla^2 t$, do vậy:

$$dQ = \lambda \nabla^2 t \cdot dV \cdot d\tau \quad (1.6)$$

Cũng trong khoảng thời gian $d\tau$ ấy vì có lượng nhiệt dQ tăng lên trong hình hộp nên nhiệt lượng riêng của hình hộp có thay đổi. Theo định luật bảo

toàn năng lượng thì lượng nhiệt tăng lên trong hình hộp phải bằng lượng nhiệt tiêu hao để làm biến đổi nhiệt lượng riêng trong hình hộp, nghĩa là:

$$dQ = C\rho.dV \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau, \quad (1.7)$$

trong đó: C - nhiệt dung riêng của vật thể, J/kg.độ;

ρ - khối lượng riêng của vật thể, kg/m³;

$\frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau$ - biến thiên nhiệt độ của hình hộp trong khoảng thời gian $d\tau$.

Cân bằng phương trình (1.6) và (1.7) ta có:

$$dQ = C\rho.dV \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau = \lambda \nabla^2 t.dV.d\tau,$$

sau khi đơn giản, ta có: $C\rho \frac{\partial t}{\partial \tau} = \lambda \nabla^2 t$

đặt: $\frac{\lambda}{C\rho} = a$; thì: $\frac{\partial t}{\partial \tau} = a.\nabla^2 t$ (1.8)

Đây là phương trình vi phân dẫn nhiệt trong môi trường đồng nhất, tĩnh, còn gọi là phương trình vi phân dẫn nhiệt Fourier. Trong đó hệ số " a " là hệ số dẫn nhiệt độ.

Nếu trong quá trình dẫn nhiệt mà nhiệt độ không biến đổi theo thời gian, tức $\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$ hay quá trình là ổn định thì phương trình Fourier có dạng: $a.\nabla^2 t = 0$.

Vì hệ số a không bằng "0" nên ta có:

$$\nabla^2 t = 0 \quad \text{hay} \quad \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} = 0 \quad (1.9)$$

Đây là phương trình vi phân dẫn nhiệt ở trạng thái tĩnh và quá trình ổn định.

1.1.4. Dẫn nhiệt ổn định qua tường phẳng một lớp và nhiều lớp

1.1.4.1. Tường phẳng một lớp

Ta nghiên cứu hiện tượng dẫn nhiệt qua tường phẳng có chiều dày δ bằng một loại vật liệu đồng chất, có hệ dẫn nhiệt λ . Giả sử tường có chiều

dài và chiều rộng rất lớn so với bề dày, đặt tường vào hệ trục tọa độ vuông góc *xoy*, trục *x* vuông góc với tường, nhiệt độ chỉ biến thiên theo phương *x*.

Ta ký hiệu : t_{T_1} - nhiệt độ ở mặt ngoài của tường; t_{T_2} - nhiệt độ mặt trong của tường. Trong đó $t_{T_1} > t_{T_2}$.

Trong trạng thái nhiệt độ ổn định thì lượng nhiệt dẫn vào tường và ra khỏi tường là bằng nhau và không thay đổi theo thời gian.

Vì nhiệt độ chỉ biến thiên theo phương *x*, nên phương trình vi phân (1.9) trong trường hợp này có dạng sau:

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} = 0 \quad (1.10)$$

Lấy tích phân phương trình (1.10) ta sẽ có:

$$\frac{\partial t}{\partial x} = C_1$$

và tiếp tục lấy tích phân lần nữa, ta có:

$$t = C_1 x + C_2 \quad (1.11)$$

Từ phương trình (1.11) ta thấy khi dẫn nhiệt qua tường phẳng một lớp thì nhiệt độ biến thiên theo đường thẳng.

Ta xác định các hằng số tích phân bằng cách chọn một số điều kiện giới hạn. Ở đây ta chọn $x = 0$ và $x = \delta$:

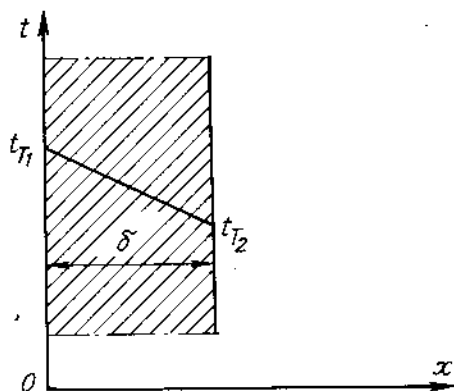
- Nếu $x = 0$ thì $t = t_{T_1}$, ta có $t_{T_1} = C_2$
- Nếu $x = \delta$ thì $t = t_{T_2}$, ta có $t_{T_2} = C_1 \delta + t_{T_1}$; hay: $C_1 = \frac{t_{T_2} - t_{T_1}}{\delta}$

Thay các trị số của C_1 và C_2 vào phương trình (1.11) ta có:

$$t = \frac{t_{T_2} - t_{T_1}}{\delta} x + t_{T_1} \quad (1.12)$$

Từ phương trình này ta có thể rút ra trị số của grad *t*:

$$\frac{\partial t}{\partial x} = \frac{t_{T_2} - t_{T_1}}{\delta}$$



Hình 1.3. Dẫn nhiệt qua tường một lớp

Thay trị số của gradient nhiệt độ và phương trình dẫn nhiệt (1.2) ta có:

$$dQ = -\lambda \frac{t_{T_2} - t_{T_1}}{\delta} dF d\tau, \quad J$$

Vì quá trình là ổn định nên ta có:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{T_1} - t_{T_2}) F, \quad W \quad (1.13)$$

Đây là phương trình dẫn nhiệt ổn định qua tường phẳng một lớp.

1.1.4.2. Tường phẳng nhiều lớp

Ta nghiên cứu hiện tượng dẫn nhiệt qua tường phẳng có n lớp khác nhau về chiều dày và độ dẫn nhiệt. Giả sử các lớp tường có chiều dày theo thứ tự là $\delta_1, \delta_2, \delta_3 \dots \delta_n$ và độ dẫn nhiệt tương ứng là $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3 \dots \lambda_n$, (hình 1.4). Nhiệt độ ở hai mặt ngoài tường là t_{T_1} và t_{T_2} ($t_{T_1} > t_{T_2}$) và nhiệt độ trên bề mặt các lớp trong theo thứ tự tương ứng là $t_1, t_2, t_3 \dots t_n$.

Quá trình tiến hành trong trạng thái nhiệt ổn định, do đó nhiệt lượng dẫn qua mỗi lớp đều như nhau. Vậy ta có thể ứng dụng phương trình (1.13) để thành lập phương trình dẫn nhiệt qua tường phẳng như sau:

• Lớp 1: $Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} (t_{T_1} - t_1) F$

Hay: $Q \frac{\lambda_1}{\delta_1} = F (t_{T_1} - t_1)$

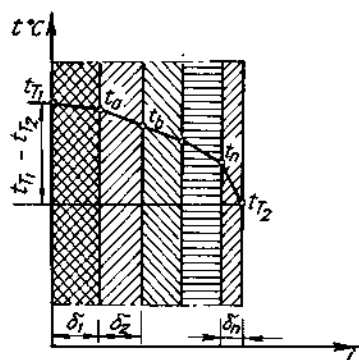
• Lớp 2: $Q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} (t_1 - t_2) F$

Hay: $Q \frac{\lambda_2}{\delta_2} = F (t_1 - t_2)$

.....

• Lớp n : $Q = \frac{\lambda_n}{\delta_n} (t_n - t_{T_2}) F$

Hay: $Q \frac{\lambda_n}{\delta_n} = F (t_n - t_{T_2})$



Hình 1.4. Dẫn nhiệt qua tường phẳng nhiều lớp

Cộng các phương trình trên lại, ta có:

$$Q\left(\frac{\lambda_1}{\delta_1} + \frac{\lambda_2}{\delta_2} + \dots + \frac{\lambda_n}{\delta_n}\right) = (t_{T_1} - t_{T_2})F;$$

$$\text{Hay: } Q = \frac{(t_{T_1} - t_{T_2})F}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{\delta_i}{\lambda_i}}, \quad W \quad (1.14)$$

trong đó: i - số thứ tự lớp tường;

n - số lớp tường.

Đây là phương trình dẫn nhiệt ổn định qua tường phẳng nhiều lớp.

1.1.5. Dẫn nhiệt ổn định qua tường ống một lớp và nhiều lớp

Ta nghiên cứu hiện tượng dẫn nhiệt qua tường ống một lớp có bán kính trong là r_1 và bán kính ngoài là r_2 , độ dẫn nhiệt là λ .

Vì dẫn nhiệt là ổn định nên nhiệt độ mặt trong t_{T_1} và mặt ngoài t_{T_2} không thay đổi theo thời gian.

Do tường có dạng hình ống nên bề mặt dẫn nhiệt của nó thay đổi từ trong ra ngoài, bề mặt trong nhỏ hơn bề mặt ngoài nên ta không thể áp dụng phương trình (1.13) như tường phẳng được. Vậy để cho bề mặt dẫn nhiệt thay đổi không đáng kể, ta sẽ nghiên cứu hiện tượng dẫn nhiệt qua một lớp tường có bán kính r bất kỳ và chiều dày dr rất nhỏ (hình 1.5). Theo định luật Fourier lượng nhiệt dẫn qua lớp tường này sẽ là:

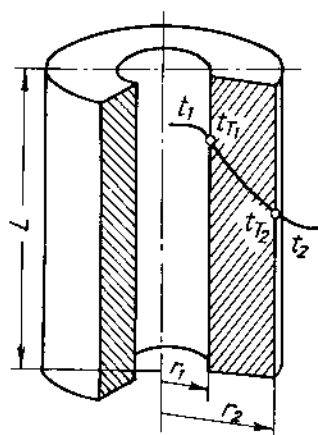
$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dr} 2\pi r L d\tau, \quad J \quad (1.15)$$

trong đó: L - chiều dài của tường, m.

Vì dẫn nhiệt ổn định nên lượng nhiệt dẫn đi không thay đổi theo thời gian, do đó phương trình (1.15) có thể viết dưới dạng:

$$Q = -\lambda \frac{dt}{dr} 2\pi r L, \quad W$$

hoặc biến đổi như sau:



Hình 1.5. Dẫn nhiệt qua tường ống

$$\frac{dr}{r} = -\lambda \frac{2\pi L}{Q} dt$$

Lấy tích phân trong giới hạn từ r_1 tới r_2 và nhiệt độ từ t_{T_1} tới t_{T_2} ta có:

$$\int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = -\lambda \frac{2\pi L}{Q} \int_{t_{T_1}}^{t_{T_2}} dt$$

kết quả ta được là:

$$\ln \frac{r_2}{r_1} = 2\lambda\pi \frac{L}{Q} (t_{T_1} - t_{T_2})$$

hoặc

$$Q = \frac{2\pi L(t_{T_1} - t_{T_2})}{\frac{1}{\lambda} 2,3 \cdot \lg \frac{r_2}{r_1}}, \quad W \quad (1.16)$$

Đây là phương trình dẫn nhiệt qua tường hình ống một lớp trong trạng thái nhiệt ổn định.

Đối với tường hình ống nhiều lớp, cách chứng minh để rút ra phương trình cũng giống như trong trường hợp tường phẳng nhiều lớp, cuối cùng ta sẽ có phương trình dẫn nhiệt cho tường hình ống nhiều lớp như sau:

$$Q = \frac{2\pi \cdot L(t_{T_1} - t_{T_2})}{\frac{1}{\lambda_i} 2,3 \cdot \lg \frac{r_{i+1}}{r_i}}, \quad W \quad (1.17)$$

trong đó: i - số thứ tự của lớp tường;

n - số lớp tường.

Nếu tỷ số $\frac{r_2}{r_1} \leq 2$ có thể dùng phương trình (1.13), vì coi như là lớp tường phẳng.

1.2. NHIỆT ĐỐI LƯU

Quá trình vận chuyển nhiệt lượng do các phần tử chất lỏng, khí có nhiệt độ khác nhau (khối lượng riêng khác nhau) đổi chỗ cho nhau. Các phần tử có nhiệt độ cao hơn (có khối lượng riêng bé hơn) sẽ nổi lên nhường chỗ cho các phần tử có nhiệt độ thấp hơn (khối lượng riêng lớn hơn) chìm xuống chiếm

chỗ. Đó chính là quá trình vận chuyển nhiệt lượng do đối lưu tự nhiên.

Trong thực tế có quá trình vận chuyển nhiệt do đối lưu cưỡng bức là do con người bắt các phân tử của môi trường có nhiệt độ khác nhau đối chỗ cho nhau bằng cách dùng quạt, máy nén, bơm, khuấy trộn... Vận tốc của quá trình đối lưu cưỡng bức lớn hơn rất nhiều lần so với đối lưu tự nhiên.

Như vậy nhiệt đối lưu chỉ xảy ra trong môi trường lỏng hay khí. Còn quá trình trao đổi nhiệt giữa các bề mặt vật thể rắn với môi trường xung quanh (lỏng, khí, hơi) là quá trình cấp nhiệt.

1.2.1. Định luật cấp nhiệt Newton

Lượng nhiệt dQ do một phân tử bề mặt của vật thể rắn dF cấp cho môi trường xung quanh (hay ngược lại) thì tỷ lệ chênh lệch nhiệt độ giữa nhiệt độ bề mặt vật thể rắn tiếp xúc với môi trường và nhiệt độ của môi trường (hay ngược lại) với diện tích bề mặt trao đổi nhiệt dF , thời gian $d\tau$:

$$dQ = \alpha (t_T - t) dF d\tau, \text{ J} \quad (1.18)$$

trong đó: t_T - nhiệt độ của vật thể rắn tiếp xúc với môi trường, °C;

t - nhiệt độ của môi trường, °C;

α - hệ số tỷ lệ, gọi là hệ số cấp nhiệt.

Nếu quá trình cấp nhiệt là ổn định thì phương trình (1.18) có dạng:

$$Q = \alpha (t_T - t) F, \text{ W} \quad (1.18a)$$

Khi: $F = 1 \text{ m}^2$; $t_T - t = 1^\circ\text{C}$ thì: $Q = \alpha$

Vậy hệ số cấp nhiệt α là lượng nhiệt do một đơn vị bề mặt của tường cấp cho môi trường xung quanh (hay ngược lại, nhận từ môi trường xung quanh) trong khoảng thời gian 1 giây khi hiệu số nhiệt độ giữa tường và môi trường (hay ngược lại) là 1 độ. Từ đây ta có thứ nguyên của α là:

$$[\alpha] = \left[\frac{Q}{(t_T - t)F\tau} \right] = \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \right]$$

Hệ số cấp nhiệt α là một đại lượng rất phức tạp, nó phụ thuộc vào rất nhiều yếu tố. Cụ thể nó phụ thuộc vào một số yếu tố chủ yếu sau đây:

- Loại chất tải nhiệt (khí, lỏng, hơi);
- Chế độ chuyển động của chất tải nhiệt (dòng hay xoáy). Nếu vận tốc của chất tải nhiệt tăng thì chiều dày δ của lớp màng chảy dòng ở sát thành

thiết bị sẽ giảm, do đó nhiệt trở cũng giảm nên hệ số cấp nhiệt tăng.

- Tính chất vật lý của chất tải nhiệt (độ nhớt, độ dẫn nhiệt, khối lượng riêng, nhiệt dung riêng, áp suất...). Nếu độ nhớt giảm; độ dẫn nhiệt, khối lượng riêng tăng thì hệ số cấp nhiệt cũng tăng. Vì các tính chất vật lý biến đổi theo nhiệt độ, do đó hệ số cấp nhiệt cũng phụ thuộc vào nhiệt độ của chất tải nhiệt.

- Kích thước, hình dạng, vị trí và trạng thái của bề mặt trao đổi nhiệt, v.v.

Bởi vậy, hệ số cấp nhiệt được xác định bằng các yếu tố thủy động lực học, vật lý học và hình học. Quan hệ giữa hệ số cấp nhiệt với các yếu tố này rất phức tạp, do đó không thể lập thành một công thức lý thuyết chung để xác định hệ số cấp nhiệt α được mà chỉ có những công thức thực nghiệm cho từng trường hợp riêng.

1.2.2. Phương trình vi phân của nhiệt đối lưu

Phương trình này được thiết lập trên cơ sở định luật cân bằng nhiệt. Ta tách trong dòng một phần tử thể tích $dV = dx dy dz$; chỉ xét trong trường hợp trao đổi nhiệt ổn định và thiết lập phương trình cân bằng nhiệt cho nguyên tố thể tích dV này. Ở đây lượng nhiệt đi vào và đi ra khỏi nguyên tố thể tích dV là do các phần tử của môi trường mang vào theo trục ox trong một đơn vị thời gian là:

$$Q_x = C_p \cdot t \cdot \rho \cdot W_x \cdot dy dz$$

Trong cùng một khoảng thời gian đó thì lượng nhiệt mang ra khỏi mặt đối diện là:

$$Q_{x+dx} = Q_x + dQ_x = C_p \cdot t \cdot \rho \cdot W_x \cdot dy dz + \frac{\partial(C_p \cdot t \cdot \rho \cdot W_x)}{\partial x} dx dy dz$$

trong đó: C_p - nhiệt dung riêng đẳng áp của môi trường (lỏng, khí, hơi...), $J/kg^\circ C$;

ρ - khối lượng riêng của môi trường, kg/m^3 ;

t - nhiệt độ, $^\circ C$;

W_x - vận tốc của môi trường theo hướng ox , m/s .

Khai triển phương trình trên ta có:

$$Q_{x+dx} = C_p \cdot t \cdot \rho \cdot W_x \cdot dy dz + C_p \left[t \frac{\partial(W_x \cdot \rho)}{\partial x} + W_x \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial x} \right] dx dy dz$$

Lượng nhiệt do đối lưu tích lại trong phần thể tích dV là:

$$dQ_x = Q_{x+dx} - Q_x = C_p \left[t \frac{\partial(W_x \cdot \rho)}{\partial x} + W_x \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial x} \right] dx dy dz$$

Hoàn toàn tương tự đối với các trục oy và oz :

$$dQ_y = C_p \left[t \frac{\partial(W_y \cdot \rho)}{\partial y} + W_y \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial y} \right] dx dy dz$$

$$dQ_z = C_p \left[t \frac{\partial(W_z \cdot \rho)}{\partial z} + W_z \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial z} \right] dx dy dz$$

Tổng lượng nhiệt được tích lại trong phần thể tích $dV = dx dy dz$ do đối lưu là:

$$dQ = dQ_x + dQ_y + dQ_z$$

Hay:

$$dQ = C_p \left\{ t \left[\frac{\partial(W_x \cdot \rho)}{\partial x} + \frac{\partial(W_y \cdot \rho)}{\partial y} + \frac{\partial(W_z \cdot \rho)}{\partial z} \right] + W_x \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial x} + W_y \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial y} + W_z \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial z} \right\} dV$$

Đối với dòng liên tục thì:

$$\left[\frac{\partial(W_x \cdot \rho)}{\partial x} + \frac{\partial(W_y \cdot \rho)}{\partial y} + \frac{\partial(W_z \cdot \rho)}{\partial z} \right] = 0 \text{ (theo phương trình dòng liên tục)}$$

Nên:

$$dQ = C_p \left\{ W_x \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial x} + W_y \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial y} + W_z \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial z} \right\} dV$$

Với quá trình nhiệt ổn định, lượng nhiệt ở trong nguyên tố dV là không đổi. Lượng nhiệt này phải bằng lượng nhiệt dẫn qua các mặt của dV là dQ nên:

$$\lambda(\nabla^2 t) dV = C_p \left\{ W_x \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial x} + W_y \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial y} + W_z \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial z} \right\} dV$$

Hay:

$$\left\{ W_x \cdot \frac{\partial t}{\partial x} + W_y \cdot \frac{\partial t}{\partial y} + W_z \cdot \frac{\partial t}{\partial z} \right\} = \frac{\lambda}{C_p \rho} (\nabla^2 t) = a \nabla^2 t \quad (1.19)$$

Phương trình (1.19) gọi là phương trình vi phân dẫn nhiệt đối lưu Fourier - Kirchhoff. Trong phương trình trên ngoài nhiệt độ t , còn có các đại lượng biến đổi khác như: vận tốc, khối lượng riêng v.v., ảnh hưởng lên quá trình, do đó phải khảo sát đồng thời với phương trình Euler và phương trình dòng liên tục.

1.2.3. Đồng dạng nhiệt. Phương trình chuẩn số về cấp nhiệt

Như chúng ta đã nói ở trên, nhiệt đối lưu được đặc trưng bằng một hệ phương trình gồm phương trình vi phân chuyển động Euler phương trình dòng liên tục và phương trình vi phân cấp nhiệt Fourier - Kirchhof cho nên nó rất phức tạp. Để giải được hệ phương trình đó chúng ta không thể dùng trực tiếp phương pháp toán học được mà ta phải dựa vào lý thuyết đồng dạng và phương pháp phân tích thứ nguyên để biến đổi phương trình vi phân nhiệt đối lưu thành các phương trình chuẩn số đặc trưng cho các quá trình nhiệt đối lưu riêng.

1.2.3.1. Chuẩn số Nusselt

Chuẩn số Nusselt đặc trưng cho quá trình cấp nhiệt ở bề mặt phân giới. Nó được rút ra từ phương trình dẫn nhiệt Fourier và phương trình cấp nhiệt Nusselt. Trong quá trình truyền nhiệt ổn định lượng nhiệt truyền đi do dẫn nhiệt phải bằng lượng nhiệt truyền đi do cấp nhiệt, do đó ta có:

$$\alpha(t_T - t_1) = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n}.$$

Đưa vào phương trình này các hằng số đồng dạng, ta có:

$$\alpha_\alpha \cdot \alpha_t [\alpha(t_T - t_1)] = -\alpha_\lambda \frac{\alpha_t}{\alpha_1} \left(\lambda \cdot \frac{\partial t}{\partial n} \right).$$

Từ đó:

$$\alpha_\alpha \cdot \alpha_t = \alpha_\lambda \frac{\alpha_t}{\alpha_1}$$

Thay các biểu thức tương ứng của các thừa số đồng dạng ta có:

$$\frac{\alpha_1 l_1}{\lambda_1} = \frac{\alpha_2 l_2}{\lambda_2} = \text{idem}$$

trong đó: l - kích thước hình học đặc trưng.

Nhóm $\frac{\alpha \cdot l}{\lambda}$ là một đại lượng không thứ nguyên gọi là chuẩn số Nusselt đó là một chuẩn số không xác định, ký hiệu là Nu

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} \quad (1.20)$$

1.2.3.2. Chuẩn số Pecler

Chuẩn số Pecler được rút ra từ phương trình vi phân nhiệt đối lưu Fourier - Kirchhoff, ví dụ chúng ta viết cho trục x:

$$w_x \frac{\partial t}{\partial x} = a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}$$

Tương tự như trên, ta rút ra:

$$\frac{w_1 l_1}{a_1} = \frac{w_2 l_2}{a_2} = \text{idem.}$$

Nhóm $\frac{w.l}{a}$ là một đại lượng không thứ nguyên, gọi là chuẩn số Pecler, ký hiệu là Pe .

$$Pe = \frac{w.l}{a} \quad (1.21)$$

Ngoài các chuẩn số trên, từ phương trình chuyển động ta có các chuẩn số Eu , Fr , Re . Vì thế, chúng ta có thể biểu diễn mối quan hệ các chuẩn số như sau:

$$F(Nu, Pe, Eu, Fr, Re) = 0$$

Ta chú ý những điểm sau đây:

- Khi nghiên cứu thủy động lực học. Eu là một hàm số của Re , nên ta có thể biểu thị Eu qua Re .

- Kết hợp chuẩn số Pe và Re ta có một chuẩn số mới có giá trị thực tế lớn trong truyền nhiệt gọi là chuẩn số Prandtl ký hiệu là Pr :

$$Pr = \frac{Pe}{Re} = \frac{\frac{w.l}{a}}{\frac{w.l}{\rho}} = \frac{\mu}{a\rho} = \frac{\mu}{\frac{\lambda\rho}{C_p}} = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} \quad (1.22)$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda}$$

Chuẩn Prandtl đặc trưng cho tính chất vật lý của môi trường.

- Kết hợp chuẩn số Re và Fr ta sẽ có chuẩn số Galile, ký hiệu là Ga :

$$Ga = Fr.Re^2 = \frac{g.l}{w^2} \left(\frac{w.l}{\nu} \right)^2 = \frac{g.l^3}{\nu^2}$$

trong đó γ - độ nhớt động lực học, m^2/s .

Nếu nhân chuẩn số Galile với nhóm $\beta\Delta t$ ta có chuẩn số mới gọi là chuẩn số Gratkov, ký hiệu Gr :

$$Gr = \frac{g \cdot l^3}{\gamma^2} \beta \Delta t \quad (1.23)$$

Chuẩn số Gr đặc trưng cho truyền nhiệt khi đối lưu tự nhiên. Cuối cùng chúng ta có thể biểu diễn phương trình chuẩn số của quá trình cấp nhiệt như sau:

$$f(Nu, Re, Pr, Gr) = 0$$

Hay là:

$$Nu = f(Re, Pr, Gr) = 0 \quad (1.24)$$

Phương trình (1.24) là phương trình tổng quát của quá trình cấp nhiệt.

Nếu như quá trình cấp nhiệt xảy ra trong dòng đối lưu cưỡng bức thì ta có thể bỏ qua chuẩn số Gr và có:

$$Nu = f(Re, Pr) \quad (1.24a)$$

Nếu như quá trình cấp nhiệt xảy ra trong dòng đối lưu tự nhiên ta có thể bỏ qua chuẩn số Re và có:

$$Nu = f_2(Pr, Gr) \quad (1.24b)$$

Đối với các chất khí, sự biến đổi chuẩn số Pr theo nhiệt độ rất ít, có nghĩa là: $Pr = \text{const}$ và ta có:

- Khi chuyển động cưỡng bức:

$$Nu = f_3(Re) \quad (1.24c)$$

- Khi đối lưu tự nhiên:

$$Nu = f_4(Gr) \quad (1.24d)$$

Dạng cụ thể của các phương trình (1.24) + (1.24d) được xác định bằng thực nghiệm và người ta biểu thị chúng ở dạng hàm số mũ:

$$Nu = C Re^k Pr^m Gr^n \quad (1.25)$$

trong đó hệ số C và các số mũ k, m, n là các hằng số được xác định bằng thực nghiệm.

Từ phương trình (1.25) ta xác định được hệ số cấp nhiệt như sau:

$$\alpha = C \frac{\lambda}{\ell} (Re^k Pr^m Gr^n) \quad (1.26)$$

Vì hệ số cấp nhiệt α là một đại lượng rất phức tạp nên ta không thể tiến hành thí nghiệm để thiết lập một công thức tổng quát được mà chỉ xác định hệ số cấp nhiệt α đối với từng trường hợp cụ thể riêng biệt đối với mỗi thiết bị riêng biệt. Sau đây là một số công thức thực nghiệm phổ biến dùng để xác định hệ số cấp nhiệt α .

1.2.4. Các công thức thực nghiệm về cấp nhiệt

1.2.4.1. Cấp nhiệt khi lưu thể chuyển động tự do

Hiện tượng chuyển động tự do xảy ra khi giữa các phần tử chất lỏng có sự chênh lệch nhau về nhiệt độ, các phần tử nóng nhẹ hơn di chuyển lên phía trên, các phần tử nguội nặng hơn di chuyển xuống phía dưới, gây ra sự xáo trộn trong toàn bộ khối chất lỏng, chất khí.

Đối với những chất lỏng có tính thấm ướt thành bình và chuẩn số $Pr > 0,7$ Mikheev đã nghiên cứu và thiết lập được phương trình ở dạng sau:

$$Nu = C(Gr.Pr)^n \quad (1.27)$$

Quá trình nghiên cứu chứng tỏ rằng chuyển động tự do cũng có ba chế độ: dòng, quá độ và xoáy. Sự xuất hiện chế độ này hay chế độ khác phụ thuộc vào hệ số nhiệt độ giữa bề mặt trao đổi nhiệt và chất lỏng, phụ thuộc vào hình dạng và đại lượng bề mặt.

Các giá trị của hệ số C và số mũ n phụ thuộc vào chế độ chuyển động tự do của chất lỏng ở bảng 1.2.

Bảng 1.2. Trị số các đại lượng C và n cho công thức (1.27)

Chế độ chuyển động	Trị số của tích số $Pr.Gr$	C	n
Chảy dòng	$1.10^2 - 5.10^2$	1,18	1/8
Chảy quá độ	$5.10^2 - 2.10^7$	0,54	1/4
Chảy xoáy	$2.10^7 - 1.10^{10}$	0,135	1/3

Các thông số vật lý trong các chuẩn số của phương trình (1.27) đều tính ở nhiệt độ trung bình:

$$t_{tb} = \frac{t_T - t_L}{2}$$

trong đó: t_T - nhiệt độ trung bình của bề mặt thành tiếp xúc với chất lỏng;
 t_L - nhiệt độ trung bình của chất lỏng.

Cần chú ý thêm là các kích thước hình học trong các chuẩn số trên thay đổi tùy theo cấu tạo thiết bị. Nếu là ống thẳng đứng hay nằm ngang thì kích thước thiết bị chính là đường kính ống. Nhưng riêng đối với ống nằm ngang không thể dùng phương trình (1.27) mà phải tính theo phương trình sau:

$$Nu = 0,51(Gr.Pr)^{0,23} \left(\frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} \quad (1.28)$$

trong đó: Pr_T - chuẩn số Prandtl tính theo nhiệt độ thành tiếp xúc với chất lỏng.

Nếu cấu tạo thiết bị là các tấm thẳng đứng thì kích thước hình học trong các chuẩn số trên đều là chiều cao của tấm, nếu tấm nằm ngang thì tính theo kích thước cạnh nhỏ. Trong trường hợp này, nếu bề mặt hướng lên trên thì hệ số cấp nhiệt α sẽ tăng lên 30%, α tính theo phương trình (1.26). Nếu bề mặt cấp nhiệt hướng xuống dưới thì hệ số α sẽ giảm xuống 30%.

Đối với không khí, phương trình tính toán sẽ đơn giản hơn và có dạng:

$$Nu = 0,47Gr^{0,25} \quad (1.29)$$

Trên đây là nêu lên trường hợp cấp nhiệt khi lưu thể chuyển động tự do, trong thể tích rộng. Trường hợp lưu thể chuyển động trong thể tích hẹp, ví dụ trong các rãnh, các thiết bị có vỏ bọc ngoài v.v..., thì quá trình cấp nhiệt trở nên phức tạp hơn vì độ lớn và hình dạng của khoảng không gian chứa lưu thể có ảnh hưởng đến quá trình. Để đơn giản hóa việc tính toán, người ta xem như quá trình trao đổi nhiệt ở đây chủ yếu là do dẫn nhiệt, do đó người ta đưa vào khái niệm hệ số dẫn nhiệt tương đương λ_{td} .

$$\lambda_{td} = \lambda \cdot \epsilon_k \quad (1.30)$$

trong đó: λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng, W/m.độ;

ϵ_k - hệ số tính đến ảnh hưởng của đối lưu. Hệ số ϵ_k có thể tính gần đúng theo công thức sau:

$$\epsilon_k = 0,18(Gr.Pr)^{1/4} \quad (1.31)$$

Các thông số vật lý tính theo công thức (1.30) và (1.31) đều lấy theo

nhệt độ trung bình của hai phía thành thiết bị:

$$t_{td} = 0,5(t_{T_1} + t_{T_2}).$$

Chú ý: Các phương trình trên chỉ dùng đối với chất tải nhiệt là chất lỏng giọt hay chất khí, đối với các chất tải đặc biệt không dùng được.

1.2.4.2. Cấp nhiệt khi lưu thể chuyển động cưỡng bức

a) Lưu thể chuyển động trong ống thẳng

Khi lưu thể chảy xoáy trong ống thẳng $Re > 10000$) chuẩn số Nu tính theo công thức thực nghiệm sau:

$$Nu = 0,021 \varepsilon_k Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} \quad (1.32)$$

Nếu ống có tiết diện bất kỳ, không phải tiết diện tròn thì tính các chuẩn số theo đường kính tương đương d_{td} .

Hệ số ε_k trong phương trình (1.32) gọi là hệ số điều chỉnh, nói lên ảnh hưởng của tỷ số giữa chiều ống L và đường kính ống đến hệ số cấp nhiệt. Trị số của ε_k nêu lên trong bảng 1.3.

Bảng 1.3. Trị số của ε_k

$Re \backslash L/d$	10	20	30	40	50 và lớn hơn
$1 \cdot 10^4$	1,23	1,13	1,07	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,18	1,10	1,05	1,02	1
$5 \cdot 10^4$	1,13	1,08	1,04	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,10	1,06	1,03	1,02	1
$1 \cdot 10^6$	1,05	1,03	1,02	1,01	1

Các đại lượng vật lý tính toán trong chuẩn số Pr_T lấy theo nhiệt độ của thành tiếp xúc với lưu thể, còn trong các chuẩn số Nu , Re và Pr lấy theo nhiệt độ trung bình của lưu thể:

$$t_{tb} = \frac{t_d - t_c}{2}$$

trong đó: t_d và t_c là nhiệt độ đầu cuối của lưu thể.

Đối với các chất khí phương trình (1.32) sẽ đơn giản hơn nhiều, vì trong

trường hợp các nguyên tử khí đồng nhất thì chuẩn số Pr là một đại lượng không đổi, không phụ thuộc vào nhiệt độ và áp suất (khi áp suất không cao lắm). Do đó: $\left(\frac{Pr}{Pr_T}\right) = 1$.

Trị số gần đúng của chuẩn số Pr đối với một số chất khí như sau:

- Khí đơn nguyên tử: $Pr = 0,67$;
- Khí hai nguyên tử: $Pr = 0,72$;
- Khí ba nguyên tử: $Pr = 0,80$;
- Khí nhiều nguyên tử: $Pr = 1,00$.

Vậy phương trình tính chuẩn số Nu với các chất khí có dạng đơn giản sau:

$$Nu = C \varepsilon_k Re^{0,8} \quad (1.33)$$

Cụ thể đối với không khí:

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43} \quad (1.34)$$

• **Khi lưu thể chảy quá độ trong ống thẳng ($2300 < Re < 1.10^4$)**

Việc tính toán hệ số cấp nhiệt chưa có phương trình cụ thể chính xác. Nhưng khi tính toán không cần mức độ chính xác cao có thể dùng phương trình gần đúng:

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43}; \quad (1.35)$$

Các chuẩn số trong phương trình (1.35) tính theo đường kính tương đương nếu ống không phải là tiết diện tròn. Các thông số vật lý tính theo nhiệt độ trung bình của lưu thể.

• **Trường hợp lưu thể chảy dòng trong ống thẳng ($Re < 2300$)**

Vì nhiệt độ ở các điểm của lưu thể chuyển động không bằng nhau, do đó xuất hiện dòng đối lưu, gây ra hiện tượng chảy xoáy trong lưu thể làm mất hiện tượng chuyển động dòng song song nhau. Chuyển động xoáy này phụ thuộc vào vị trí nằm ngang hay thẳng đứng của ống, vào chiều chuyển động, vào đặc tính chuyển động tự nhiên hay cưỡng bức của chất lỏng v.v... Tính toán chính xác ảnh hưởng của các yếu tố này rất khó. Với mức độ gần đúng, khi $10 < Re < 2000$ có thể sử dụng phương trình thực nghiệm sau:

$$Nu = 0,15 \cdot \varepsilon_d Re^{0,33} \cdot Pr^{0,43} \cdot Gr^{0,4} \left(\frac{Pr}{Pr_T}\right)^{0,25} \quad (1.36)$$

Trị số của ε_d trong phương trình trên cho ở bảng 1.4.

Bảng 1.4. Trị số của ε_d

L/d_{td}	10	15	20	30	40	50 và lớn hơn
ε_d	1,28	1,18	1,12	1,05	1,2	1,0

Các đại lượng vật lý tính cho chuẩn số Pr_T lấy theo nhiệt độ phía thành tiếp xúc với lưu thể, các chuẩn số khác lấy theo nhiệt độ trung bình của lưu thể:

Đối với phương trình (1.36) có thể biến đổi dưới dạng sau:

$$\alpha = A \cdot \varepsilon_d \frac{w^{0,33} \Delta t^{0,1}}{d_{td}^{0,37}} \left(\frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} \quad (1.37)$$

Trị số của hệ số A phụ thuộc vào nhiệt độ trung bình của nước cho trong bảng 1.5.

Bảng 1.5. Trị số của hệ số A trong công thức (1.37)

$T_{nước} \text{ } ^\circ C$	10	20	30	40	60	80	100	200
A	144	166	183	193	208	221	230	251

b) Lưu thể chuyển động trong ống cong

Khi lưu thể chuyển động trong ống cong, ví dụ, ống xoắn, do tác dụng của lực ly tâm nên độ xoáy của lưu thể sẽ tăng lên, do đó cường độ trao đổi nhiệt cũng có tăng lên một ít.

Trong trường hợp này hệ số cấp nhiệt có thể tính theo công thức sau:

$$\alpha_c = \alpha \left(1 + 1,77 \frac{d}{R} \right) \quad (1.38)$$

trong đó: α - hệ số cấp nhiệt của lưu thể trong ống thẳng;

d - đường kính trong của ống xoắn;

R - bán kính cong của vòng xoắn.

Chiều dài ống xoắn trong các thiết bị trao đổi nhiệt thường rất lớn, do đó trở lực thủy lực cao. Thường người ta lấy vận tốc của chất tải nhiệt lỏng vào khoảng từ 0,3 đến 0,8 m/s và vận tốc của chất khí ở áp suất thường lấy từ khoảng từ 3 đến 10 m/s.

c) Lưu thể chuyển động trong ống có tiết diện hình vành khăn

Khi lưu thể chuyển động trong ống có tiết diện hình vành khăn, giữa hai ống lồng vào nhau thì hệ số cấp nhiệt có thể xác định theo phương trình:

$$Nu = 0,23 Re^{0,8} Pr^{0,4} \left(\frac{d_{tn}}{d_{nt}} \right)^{0,45} \quad (1.39)$$

trong đó: d_{tn} - đường kính trong của ống ngoài, m;

d_{nt} - đường kính ngoài của ống trong, m.

d) Lưu thể chuyển động ngang vuông góc bên ngoài một ống

Đối với chất lỏng giọt hệ số cấp nhiệt có thể xác định theo phương trình:

$$Nu = C \cdot Re^n Pr^{0,4} \quad (1.40)$$

hoặc: $\alpha = C \cdot \frac{\lambda}{d_n} Re^n Pr^{0,4} \quad (1.41)$

trong đó: d_n - đường kính ngoài của ống, m;

C, n - hệ số phụ thuộc vào chuẩn số Re (bảng 1.6).

Bảng 1.6. Trị số của C và n trong công thức (1.41)

Chuẩn số Re	Các hệ số	
	C	n
5 - 80	0,93 (0,81)	0,40
80 - 5000	0,715 (0,625)	0,46
> 5000	0,226 (0,197)	0,60

Các thông số vật lý trong phương trình (1.41) tính theo nhiệt độ trung bình của chất lỏng. Ở đây kích thước hình học trong các chuẩn số là đường kính ngoài d_n của ống.

Đối với các chất khí đơn nguyên tử, chuẩn số Pr là đại lượng không đổi, do đó các phương trình (1.40) và (1.41) có thể đơn giản hơn bằng cách bỏ bớt đi thừa số Pr . Trị số của C và n trong dấu ngoặc ở bảng trên là để tính cho các chất khí.

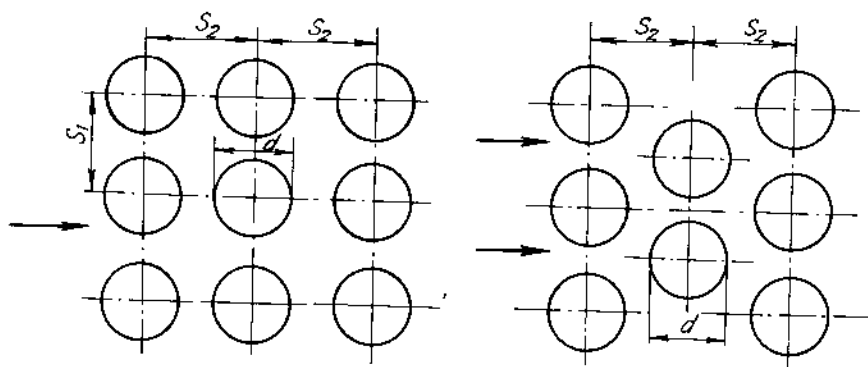
e) Lưu thể chảy ngang bên ngoài một chùm ống

Quá trình cấp nhiệt khi lưu thể chảy ngang bên ngoài một chùm ống nói chung rất phức tạp. Trong các thiết bị trao đổi nhiệt thường các ống được bố

trí theo thẳng hàng hoặc xen kẽ (hình 1.6). Theo thực nghiệm, tùy theo cách bố trí ống mà hệ số cấp nhiệt có trị số khác nhau.

Trường hợp bố trí ống thẳng hàng, từ dãy ống thứ ba trở đi hệ số cấp nhiệt khi lưu thể chảy ngang qua bên ngoài chùm ống có thể tính theo phương trình:

$$Nu = 0,23 \cdot \varepsilon_{\varphi} Re^{0,65} Pr^{0,33} \left(\frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} \quad (1.42)$$

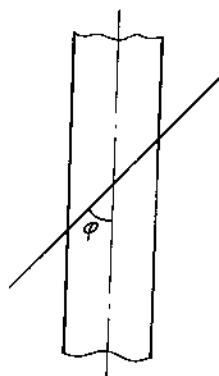


Hình 1.6. Cách sắp xếp trên lưới đỡ ống

Trường hợp bố trí ống xen kẽ, cũng từ dãy ống thứ ba trở đi hệ số cấp nhiệt được tính theo phương trình có dạng sau:

$$Nu = 0,41 \cdot \varepsilon_{\varphi} Re^{0,60} Pr^{0,35} \left(\frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} \quad (1.43)$$

Các đại lượng vật lý trong các chuẩn số của phương trình (1.42) và (1.43) đều lấy theo nhiệt độ trung bình của lưu thể, riêng chuẩn số Pr_T lấy theo nhiệt độ thành ống tiếp xúc với lưu thể. Các kích thước hình học lấy theo đường kính ngoài của ống. Vận tốc của lưu thể trong chuẩn số Re lấy ở chỗ hẹp nhất của tiết diện ống.



Hình 1.7. Góc tới

Hệ số ε_φ tính đến ảnh hưởng của góc φ và trị số cụ thể phụ thuộc vào góc φ như sau:

φ° :	90	80	70	60	50	40	30	20	10
ε_φ :	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

Phương trình (1.42) và (1.43) có thể sử dụng cho bất kỳ chất lỏng nào khi trị số của Re trong khoảng từ 200 đến $2 \cdot 10^6$, nhưng riêng đối với các chất khí phương trình sẽ đơn giản hơn. Cụ thể đối với không khí thì có dạng sau:

– khi các ống xếp thẳng hàng:

$$Nu = 0,21 \cdot \varepsilon_\varphi Re^{0,65} \quad (1.44)$$

– khi các ống xếp xen kẽ:

$$Nu = 0,37 \varepsilon_\varphi Re^{0,60} \quad (1.45)$$

Tất cả các phương trình trên chỉ cho phép ta tính hệ số cấp nhiệt của lưu thể ở dây ống thứ ba và các dây ống sau. Muốn tính hệ số cấp nhiệt cho lưu thể ở dây ống thứ nhất và dây ống thứ hai có thể lấy hệ số cấp nhiệt α tính theo phương trình (1.42) hoặc (1.43) nhân thêm với hệ số ε_α :

Hệ số ε_α có trị số cụ thể như sau:

– Đối với ống xếp thẳng hàng:

dây ống thứ nhất: $\varepsilon_\alpha = 0,60$;

dây ống thứ hai: $\varepsilon_\alpha = 0,90$.

– Đối với ống xếp xen kẽ:

dây ống thứ nhất: $\varepsilon_\alpha = 0,60$;

dây ống thứ hai: $\varepsilon_\alpha = 0,70$.

Hệ số cấp nhiệt ở từng dây ống đều có trị số khác nhau. Vậy khi cần thiết tính hệ số cấp nhiệt trung bình cho toàn bộ chùm ống ta có thể tính theo công thức sau:

$$\alpha_{tb} = \frac{\alpha_1 F_1 + \alpha_2 F_2 + \alpha_3 F_3 + \dots}{F_1 + F_2 + F_3 + \dots} \quad (1.46)$$

trong đó: $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3, \dots$ - hệ số cấp nhiệt độ tương ứng với từng dây ống 1, 2, 3, ...;

$F_1, F_2, F_3, \dots$ - bề mặt trao đổi nhiệt tương ứng trong từng dây ống tương ứng 1, 2, 3, ...

Khi số dây ống khá lớn ta có thể lấy gần đúng: $\alpha_{tb} = \alpha_3$.

g) Lưu thể chảy dọc bên ngoài một chùm ống

Trong trường hợp lưu thể chảy dọc bên ngoài một chùm ống trong khoảng không gian giữa các ống, hệ số cấp nhiệt có thể tính theo công thức sau:

$$Nu = 1,16 \cdot D_{td}^{0,6} Re^{0,8} Pr^{0,23} \quad (1.47)$$

hoặc là:

$$\alpha = 1,16 \frac{\lambda}{d_n} D_{td}^{0,6} Re^{0,8} Pr^{0,23} \quad (1.48)$$

trong đó: D_{td} - đường kính tương đương của khoảng không gian giữa các ống mà lưu thể đi qua, m;

d_n - đường kính ngoài của một ống, m.

h) Lưu thể chảy bên ngoài ống có tấm chắn chia ngăn

Các tấm chắn ngang trong khoảng không gian giữa các ống có thể là hình viên phân, hình tròn hay vành khăn nằm xen kẽ nhau (hình 1.8). Trong trường hợp này, hệ số cấp nhiệt tính theo phương trình:

$$Nu = C D_{td}^{0,6} Re^{0,6} Pr^{0,23} \left(\frac{\mu}{\mu_T} \right)^{0,14} \quad (1.49)$$

$$\alpha = \frac{\lambda}{d_n} C D_{td}^{0,6} Re^{0,6} Pr^{0,23} \left(\frac{\mu}{\mu_T} \right)^{0,14} \quad (1.50)$$

trong đó: C - hệ số phụ thuộc tấm chắn:

tấm chắn hình viên phân $C = 1,72$;

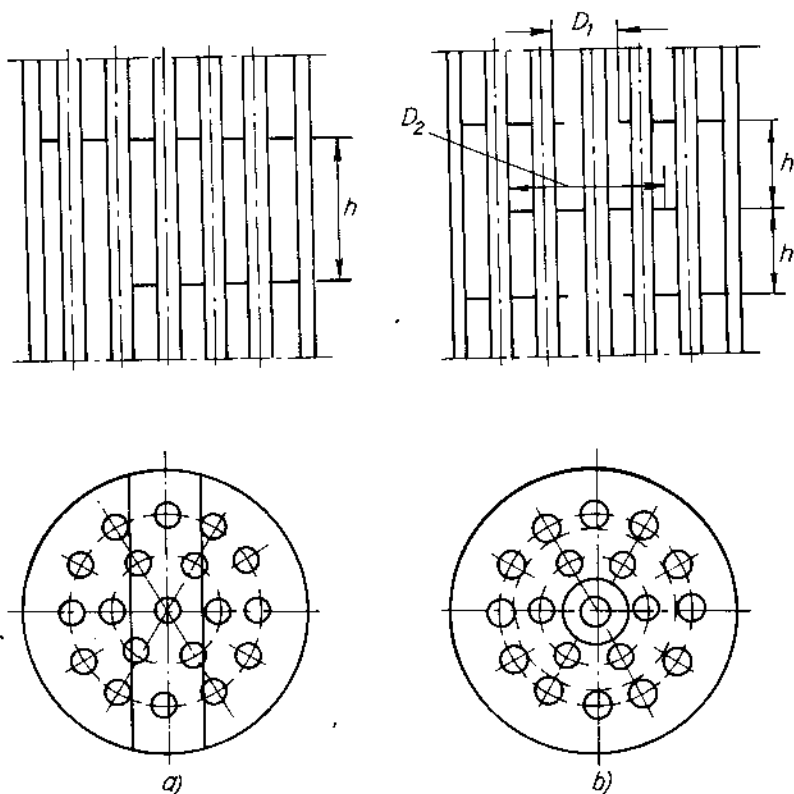
tấm chắn hình vành khăn $C = 2,08$.

Vận tốc w trong chuẩn số Re sẽ tính theo tiết diện hữu ích. Tiết diện hữu ích có thể xác định theo công thức:

$$F = \sqrt{f_1 \cdot f_2} \quad (1.51)$$

trong đó: f_1 - diện tích tiết diện tự do để chất lỏng chảy qua khi chất lỏng chảy vuông góc với chùm ống, m^2 ;

f_2 - diện tích tiết diện tự do ở lỗ tấm ngăn trừ cho tổng số diện tích các ống đi qua lỗ đó, m^2 .



Hình 1.8. Chùm ống trong thiết bị:

a) tấm ngăn hình viên phân ;

b) tấm ngăn hình vành khăn

Đối với tấm ngăn có dạng hình tròn và hình vành khăn xen kẽ nhau thì:

$$f_1 = hD \left(1 - \frac{d_n}{t} \right) \quad (1.52)$$

trong đó: h - khoảng cách giữa các tấm ngăn, m;

t - bước của ống theo hướng vuông góc với dòng, m.

Đối với tấm ngăn có dạng hình tròn và hình vành khăn xen kẽ nhau thì:

$$t_1 = \pi D_{td} h \left(1 - \frac{d_n}{t} \right) \quad (1.53)$$

trong đó: $D_{td} = \frac{D_k \cdot D_d}{2}$, m

D_k - đường kính của lỗ tấm chắn vành khăn, m;

D_d - đường tấm chắn tròn, m.

Các đại lượng vật lý trong các phương trình trên đều lấy ở nhiệt độ trung bình của lưu thể.

i) Lưu thể chảy ngang bên ngoài chùm ống có gân (hình 1.9)

Trong trường hợp này, phương trình chuẩn số có dạng:

$$Nu = C \left(\frac{d_n}{t} \right)^{-0,54} \left(\frac{h}{t} \right)^{-0,14} Re^n \cdot Pr^{0,4} \quad (1.54)$$

trong đó: d - đường kính ngoài của ống, m;

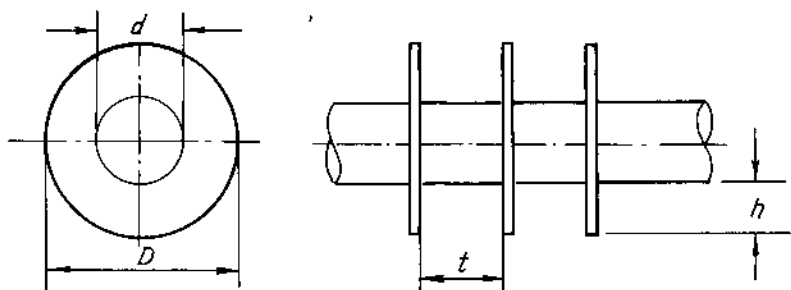
t - bước của gân, m;

D - đường kính của gân; m;

C và n - các đại lượng phụ thuộc vào cách sắp xếp ống:

đối với ống sắp thẳng hàng $C = 0,116$; $n = 0,72$;

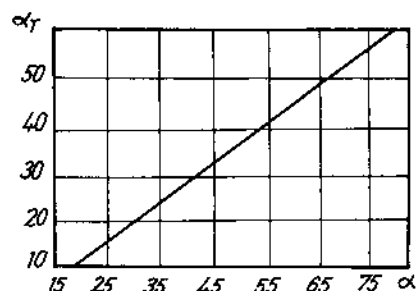
đối với ống xếp xen kẽ: $C = 0,25$; $n = 0,65$.



Hình 1.9. Ống có gân

Trong các chuẩn số Nu và Re , người ta lấy bước gân t làm kích thước hình học. Vận tốc của lưu thể được tính theo tiết diện hẹp nhất. Các đại lượng vật lý lấy theo nhiệt độ trung bình của lưu thể.

Phương trình (1.54) được sử dụng khi chuẩn số Re lấy giá trị từ khoảng 3000 đến 25000 và khi $3 < (d/t) < 4,8$.



Hình 1.10. Sự phụ thuộc của α_T và α

Hệ số cấp nhiệt đối lưu α tính được từ phương trình (1.54) phải hiệu chỉnh lại bằng đồ thị (hình 1.10) để tra hệ số cấp nhiệt thực tế α_T , khi tính toán hệ số truyền nhiệt k (tương ứng với bề mặt toàn phần F_n) ta dùng hệ số cấp nhiệt thực tế α_T :

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{F_n}{F_1}} \quad (1.55)$$

trong đó: F_n - diện tích mặt ngoài toàn phần của ống gân trên một đơn vị chiều dài, kể cả bề mặt của gân, m^2 ;

F_1 - diện tích bề mặt trong của ống, m^2 ;

α_2 - hệ số cấp nhiệt phía trong ống, W/m^2 độ.

k) Lưu thể chuyển động dọc theo tường phẳng

Trường hợp $Re > 10^4$ có thể dùng phương trình gần đúng:

$$Nu = 0,037 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{d_{tn}}{d_{nt}} \right)^{0,25} \quad (1.56)$$

Đối với không khí phương trình tính toán có dạng sau:

$$Nu = 0,032 Re^{0,2} \quad (1.57)$$

Các chuẩn số Nu , Re đều tính theo chiều dài l của tường cấp nhiệt theo phương chuyển động của lưu thể:

Các đại lượng vật lý tính toán cho các phương trình chuẩn số (1.56) và (1.57) đều phải tính theo nhiệt độ ban đầu của lưu thể.

Trường hợp $Re < 10^5$ hệ số cấp nhiệt có thể tính theo công thức gần đúng:

$$Nu = 0,76 Re^{0,5} Pr^{0,63} \left(\frac{d_{tn}}{d_{nt}} \right)^{0,25} \quad (1.58)$$

Đối với không khí:

$$Nu = 0,66 Re^{0,5} \quad (1.59)$$

Trong các phương trình (1.56) và (1.58) ta không tính đến độ xoáy ban đầu của lưu thể và khi vận tốc còn nhỏ cũng không tính đến ảnh hưởng của đối lưu tự nhiên.

Trong trường hợp có dòng đối lưu tự nhiên thì phải tính thêm hệ số α

cho trường hợp chuyển động tự do để kiểm tra lại và lấy hệ số cấp nhiệt nào có trị số lớn hơn.

1) Lưu thể chảy thành màng theo tường thẳng đứng

Khi màng chảy xoáy ($Re > 2000$) tính hệ số cấp nhiệt theo công thức:

$$Nu = 0,01 Ga \cdot Pr \cdot Re^{1/3} \quad (1.60)$$

Khi màng chảy dòng ($Re < 2000$) tính theo công thức:

$$Nu = 0,67 Ga^2 \cdot Pr^3 \cdot Re^{1/9} \quad (1.61)$$

trong đó: $nu = \frac{\alpha \cdot H}{\lambda}$

$$Re = \frac{w \cdot d_{td} \cdot H}{\mu} = \frac{4G}{\mu \cdot d \cdot \pi \cdot \Pi}$$

$$Ga = \left(\frac{w \cdot H \cdot \rho}{\mu} \right)^2 \left(\frac{H \cdot g}{w^2} \right) = \frac{H^2 \cdot \rho^2 g}{\mu^2}$$

ở đây: α - hệ số cấp nhiệt, W/m^2 độ;

λ - hệ số dẫn nhiệt của dòng, W/m độ;

μ - độ nhớt của dòng, Ns/m^2 ;

ρ - khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3 ;

H - chiều cao của mặt tường, m ;

$d_{td} = 4f/\Pi$ - đường kính tương đương của màng, m ;

Π - chu vi màng thấm ướt, m ;

f - bề mặt tiết diện cắt ngang của màng, m^2 .

Các đại lượng vật lý lấy ở nhiệt độ trung bình của màng:

$$t_{td} = \frac{t_1 + t_T}{2}$$

trong đó: t_1 - nhiệt độ của lưu thể;

t_T - nhiệt độ của tường.

Trường hợp lưu thể chảy thành màng theo bề mặt bên trong của ống thẳng đứng (thiết bị trao đổi nhiệt loại màng) ta có:

$$f = \pi(d - b)b$$

$$\Pi = \pi d$$

do đó:
$$d_{td} = \frac{4(d-b)b}{d}$$

trong đó d - đường kính của ống, m;

b - chiều dày của màng, m.

Nếu như thiết bị trao đổi nhiệt loại màng có n ống, chất lỏng chảy theo ống trong 1 giây là G (kg) thì ta có phương trình lưu lượng sau:

$$w\rho = \frac{G_s}{f.n} = \frac{G_s}{\pi(d-b)bn}$$

do đó:
$$Re = \frac{w.d_{td}.\rho}{\mu} = \frac{4G_s}{\pi d n . \mu}$$

Khi $Re \leq 1500$, chiều dày lớp màng b có thể xác định theo phương trình lý thuyết:

$$b = \sqrt[6]{\frac{3G_s \cdot \mu}{\Pi \cdot \rho^2 g}}, \text{ m}$$

1.2.4.3. Cấp nhiệt khi lưu thể bị khuấy trộn bằng cánh khuấy

Để xác định hệ số cấp nhiệt trong các thiết bị có ống xoắn hoặc loại có vỏ bọc ngoài có cánh khuấy, ta có thể dùng phương trình sau:

$$Nu = C Re^m Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_T} \right)^{0.14} \quad (1.62)$$

trong đó:
$$Nu = \frac{\alpha.D}{\lambda}$$

$$Re = \frac{\pi.\rho.d^2}{\mu}$$

$$Pr = \frac{C_p.\mu}{\lambda}$$

trong đó: α - hệ số cấp nhiệt, $W/m^2 \cdot ^\circ C$;

D - đường kính của thiết bị, m;

λ - độ dẫn nhiệt của chất lỏng, $W/m \cdot ^\circ C$;

ρ - khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3 ;

n - số vòng quay của cánh khuấy trong một giây, vòng/s ;

d - đường kính của cánh khuấy mái chèo, m ;

C_p - nhiệt dung riêng đẳng áp, J/kg độ;

μ_T - độ nhớt của chất lỏng ở nhiệt độ của thành thiết bị hoặc thành ống xoắn tiếp xúc với chất lỏng, Ns/m^2 ;

μ - độ nhớt của chất lỏng ở nhiệt độ trung bình, Ns/m^2 .

t_{tb} - nhiệt độ trung bình của chất lỏng, $^{\circ}\text{C}$:

$$t_{tb} = \frac{t_T + t_d}{2}$$

t_T - nhiệt độ thành tiếp xúc với chất lỏng, $^{\circ}\text{C}$;

t_d - nhiệt độ trung bình của dòng, $^{\circ}\text{C}$.

Các đại lượng C và m phụ thuộc vào cấu tạo thiết bị như sau:

- Đối với thiết bị có vỏ bọc ngoài: $C = 0,36$; $m = 0,67$.

- Đối với thiết bị có ống xoắn: $C = 0,87$; $m = 0,62$.

Các đại lượng vật lý phải lấy theo giá trị trung bình của chất lỏng trong thiết bị.

Phương trình (1.62) tìm được bằng thực nghiệm trong trường hợp $d = 0,6 D$, $D_x = 0,8D$; $H_x = 0,48D$ và đường kính thiết bị nhỏ hơn 300 mm (D_x - đường kính vòng xoắn; H_x - chiều cao ống xoắn).

1.2.4.4. Cấp nhiệt khi hơi ngưng tụ

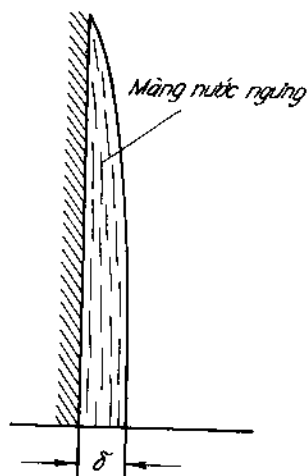
Nếu dùng hơi nước bão hòa để đun nóng thiết bị thì quá trình cấp nhiệt hơi sẽ ngưng tụ lại trên bề mặt truyền nhiệt, nếu nước ngưng đọng lại thành giọt trên thành thiết bị thì gọi là ngưng tụ giọt, nếu tạo thành lớp chảy màng dọc theo thành thiết bị từ trên xuống gọi là ngưng tụ màng.

Hiện tượng ngưng tụ giọt xảy ra trong trường hợp bề mặt thành thiết bị hoặc thành ống không thấm ướt nước ngưng, tức là khi bề mặt thành thiết bị bao phủ một lớp dầu mỡ. Hoặc cũng có thể có trường hợp bề mặt rất nhẵn, rất sạch, nhưng nước ngưng có lẫn dầu, mỡ thành ống cũng không thấm ướt và cũng xảy ra hiện tượng ngưng tụ giọt.

Hiện tượng ngưng tụ màng xảy ra trong trường hợp bề mặt thiết bị hoàn toàn bị thấm ướt nước ngưng tức là trong trường hợp hơi hoàn toàn đồng nhất và bề mặt ngưng tụ rất sạch.

Khi hơi ngưng tụ trên thành ống thẳng đứng, nước ngưng tạo ra một màng chất lỏng bao phủ trên thành và chảy dọc từ trên xuống. Chiều dày của màng nước ngưng tăng dần từ trên xuống do lượng nước ngưng mới bổ sung vào (hình 1.11).

Hệ số cấp nhiệt khi ngưng tụ màng có trị số nhỏ hơn ngưng tụ giọt rất nhiều. Trên thực tế thường người ta tính theo ngưng tụ màng.



Hình 1.11.
Ngưng tụ thành màng

Lượng nhiệt truyền từ hơi đến thành thiết bị, khi qua lớp màng nước ngưng có thể xem như dẫn nhiệt, do đó có thể xác định theo phương trình dẫn nhiệt:

$$Q = \lambda \frac{t_{bh} - t_T}{\delta} F \tau, J$$

trong đó: t_{bh} - nhiệt độ của hơi bão hòa; °C;

t_T - nhiệt độ của thành; °C;

δ - chiều dày của màng nước ngưng, m.

Nhưng lượng nhiệt đó cũng có thể được tính theo phương trình cấp nhiệt tổng quát sau:

$$Q = \alpha(t_{bh} - t_T)F\tau$$

Khi cân bằng hai phương trình này ta có:

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta}$$

Vậy hệ số cấp nhiệt α hoàn toàn phụ thuộc vào chiều dày δ của màng nước ngưng. δ càng lớn thì hệ số cấp nhiệt càng giảm.

Mặt khác sự cấp nhiệt khi hơi ngưng tụ còn phụ thuộc vào vận tốc và chiều chuyển động của hơi, phụ thuộc vào trạng thái bề mặt ngưng tụ, thành phần hơi v.v.

Đối với hơi chuyển động, hệ số cấp nhiệt có thể có trị số lớn hơn hoặc nhỏ hơn so với trường hợp hơi đứng yên. Nếu như hơi chuyển động cùng chiều với màng nước ngưng thì do độ ma sát nên vận tốc chảy của màng nước ngưng tăng lên, chiều dày lớp màng giảm, hệ số cấp nhiệt tăng; nếu hơi chuyển động ngược chiều với chiều chuyển động của màng nước ngưng thì sẽ ngăn cản phần nào sự chuyển động của màng nước, do đó chiều dày của màng nước tăng lên, hệ số cấp nhiệt sẽ giảm đi một ít.

Trạng thái bề mặt ngưng tụ cũng ảnh hưởng nhiều tới quá trình cấp nhiệt. Nếu bề mặt xù xì thì hệ số cấp nhiệt sẽ nhỏ hơn bề mặt nhẵn vì nó làm tăng trở lực chuyển động của màng nước ngưng, do đó vận tốc chảy sẽ giảm và chiều dày lớp màng nước ngưng sẽ tăng.

Thành phần không khí và các chất khí không ngưng ở trong hơi cũng ảnh hưởng đến quá trình cấp nhiệt. Lượng khí càng nhiều hệ số cấp nhiệt càng giảm vì nó sẽ tập trung ở cạnh hoặc thành thiết bị tạo thành một lớp đệm không khí (hoặc khí không ngưng), làm tăng nhiệt trở cho quá trình cấp nhiệt đồng thời cũng ngăn cản hơi đến sát thành thiết bị để ngưng tụ. Do đó trong các thiết bị đun nóng bằng hơi nước hoặc bão hòa đều có đường ống tháo khí không ngưng.

Tùy trường hợp cụ thể mà người ta tìm ra công thức thực nghiệm để tính hệ số cấp nhiệt khi hơi ngưng tụ. Sau đây là một số công thức thực nghiệm để tính hệ số cấp nhiệt khi hơi ngưng tụ màng:

a) Trong trường hợp hơi ngưng tụ bên ngoài thành ống thẳng đứng hoặc trên mặt tường thẳng đứng

Hơi bão hòa không chứa khí không ngưng, màng nước ngưng chảy dòng, khi đó hệ số cấp nhiệt có thể tính theo công thức Nusselt:

$$\alpha = 1,15 \sqrt[4]{\frac{r \rho^2 \lambda^3 g}{\mu \Delta t H}} = 2,04 \sqrt[4]{\frac{r \rho^2 \lambda^3}{\mu \Delta t H}}, \text{ W/m}^2 \text{ độ} \quad (1.63)$$

trong đó: r - nhiệt ngưng tụ của hơi, J/kg;

ρ - khối lượng riêng của nước ngưng, kg/m³;

λ - độ dẫn nhiệt của nước ngưng, W/m độ;

μ - độ nhớt của nước ngưng, Ns/m²;

Δt - hiệu số nhiệt độ giữa nhiệt độ của hơi ngưng tụ nhiệt độ thành, $\Delta t = t_{bh} - t_T$;

H - chiều cao ống đứng hoặc tường, m.

Đại lượng r phải lấy ở nhiệt độ hơi ngưng tụ t_{bh} , còn μ , λ , ρ lấy ở nhiệt độ trung bình của màng nước ngưng:

$$t_m = \frac{t_T + t_{bh}}{2}$$

trong đó: t_T - nhiệt độ thành phía hơi ngưng tụ.

Công thức (1.63) khi áp dụng để tính cho hơi nước ngưng tụ có thể rút gọn như sau:

$$\alpha = 2,04A \sqrt{\frac{r}{\Delta t.H}}, \text{ W/m}^2 \text{ độ} \quad (1.64)$$

Đối với nước hệ số A có trị số phụ thuộc vào nhiệt độ màng (t_m) như sau:

$t_m, ^\circ\text{C}$:	0	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200
A :	104	120	139	155	169	179	188	194	197	199	199

b) Ngưng tụ trên bề mặt ngoài của một ống đơn độc nằm ngang

Hệ số cấp nhiệt được tính theo công thức:

$$\alpha = 0,72 \sqrt{\frac{r\rho^2\lambda^3 g}{\mu.\Delta t.d}} = 1,28 \sqrt{\frac{r\rho^2\lambda^3}{\mu.\Delta t.d}}, \text{ W/m}^2 \text{ độ} \quad (1.65)$$

trong đó: d - đường kính ngoài của ống, m.

So sánh hai công thức (1.62) và (1.65) ta sẽ thấy nếu trong cùng điều kiện nhiệt độ làm việc như nhau thì ngưng tụ hơi trên mặt ống nằm ngang sẽ có hệ số cấp nhiệt lớn hơn khi ngưng tụ hơi trên mặt ống thẳng đứng rất nhiều (vì đường kính d nhỏ hơn chiều cao H nhiều).

Nếu ngưng tụ hơi nước thì công thức (1.65) sẽ có dạng rút gọn sau:

$$\alpha = 1,28 \sqrt{\frac{r}{\Delta t.d}}, \text{ W/m}^2 \text{ độ} \quad (1.66)$$

Trị số A xem ở công thức (1.64).

c) Ngưng tụ hơi trên mặt ngoài của một chùm ống nằm ngang

Trong trường hợp này những dây ống phía dưới sẽ bị phủ lên một lớp nước ngưng dày hơn các dây ống phía trên, đồng thời vận tốc hơi cũng bị

giảm từ trên xuống dưới do một phần hơi đã bị ngưng tụ. Do đó hệ số cấp nhiệt sẽ bị giảm dần đối với các dây phía dưới.

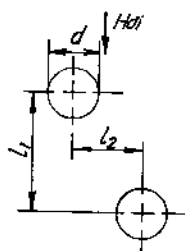
Trên hình 1.12 vẽ sơ đồ cách bố trí ống xen kẽ, nếu bố trí thẳng hàng thì $l_2 = 0$. Trong thực tế khoảng cách l_1 không ảnh hưởng tới hệ số cấp nhiệt.

Trong trường hợp ngưng tụ trên chùm ống nằm ngang, hệ số cấp nhiệt có phụ thuộc vào số ống n tính theo từng dây đứng. Khi không có khí trơ lẫn trong hơi, hệ số cấp nhiệt trung bình của hơi ngưng tụ trên chùm ống nằm ngang có thể được xác định theo công thức:

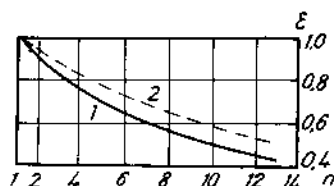
$$\alpha_{td} = \varepsilon_{tb} \alpha, \quad (1.67)$$

trong đó: α - hệ số cấp nhiệt của hơi ngưng tụ trên một ống nằm ngang, tính theo công thức (1.65);

ε_{tb} - hệ số, phụ thuộc vào cách sắp xếp ống và số ống trên mỗi dây đứng, trị số của ε_{tb} tra theo đồ thị trên hình 1.13.



Hình 1.12. Phân bố ống trong chùm ống



Hình 1.13. Sự phụ thuộc vào ε_{tb} vào số ống n ;

1- xếp thẳng hàng; 2- xếp xen kẽ
($L_1 = 0,5d$; $L_2 = 0,45d$)

d) Khi hơi ngưng tụ trong ống xoắn

Hệ số cấp nhiệt có thể tính gần đúng theo công thức (1.65), nhưng cần chú ý là không nên làm chiều dài ống xoắn quá lớn, vì ống xoắn quá dài nước sẽ ngưng tụ ở đoạn cuối ảnh hưởng tới quá trình cấp nhiệt. Ngoài ra, còn làm giảm áp suất hơi, đưa đến giảm hiệu số nhiệt độ hữu ích.

Trong thực tế, khi đun nóng nước, vận tốc hơi ban đầu trong ống xoắn không nên vượt quá 30 m/s. Tỷ số giới hạn giữa chiều dài l và đường kính d của ống xoắn phụ thuộc vào áp suất hơi p , ở nhiệt độ trung bình Δt_{tb} từ 30

đến 40 độ có số cụ thể sau:

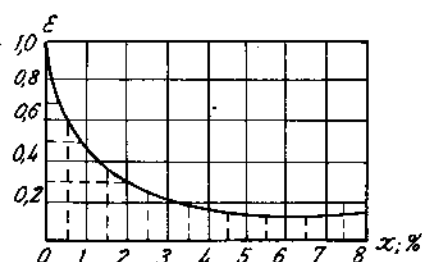
$P, \text{at:}$	5	3	1,5	0,8	0,5
$(l/d)_{\text{max:}}$	275	225	175	125	100

Ở những trị số khác với Δt_{tb} tỷ số l/d phải nhân thêm với hệ số $\frac{6}{\sqrt{\Delta t_{\text{tb}}}}$.

Chú ý là áp suất P ở đây là áp suất tuyệt đối.

e) Nếu như hơi có chứa không khí

Hệ số cấp nhiệt vẫn tính theo công thức (1.63) và (1.65) nhưng phải nhân thêm với hệ số hiệu chỉnh ε , hệ số này phụ thuộc vào nồng độ của không khí trong hơi ($x = \frac{\rho_k}{\rho_h}$), vận tốc hơi và một số nhân tố khác.



Hình 1.14. Trị số của hệ số điều chỉnh ε_{tb} vào nồng độ x

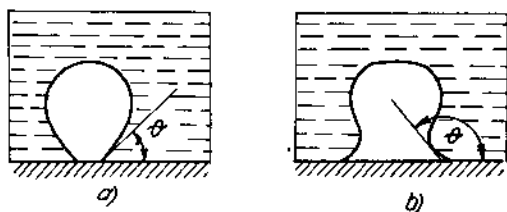
Trị số của ε phụ thuộc vào $x(\%)$ cho trên đồ thị hình 1.14, nhưng chỉ dùng trong trường hợp hơi nước không chuyển động.

1.2.4.5. Cấp nhiệt khi chất lỏng sôi

Một chất lỏng bất kỳ nào ở trong bình chứa đều chỉ có thể đun nóng đến nhiệt độ bão hoà. Nếu ta tiếp tục cấp nhiệt thì chất lỏng sẽ bắt đầu sôi. Trong quá trình sôi nhiệt độ chất lỏng giữ nguyên không đổi, lượng nhiệt cung cấp thêm chỉ để bốc hơi chất lỏng.

Quá trình cấp nhiệt khi chất lỏng sôi rất phức tạp. Đặc điểm của quá trình sôi là sự tạo thành bọt hơi. Các bọt hơi tạo thành ngay trên bề mặt đun nóng, nơi mà chất lỏng có nhiệt độ cao nhất, và nó chỉ xuất hiện trên từng điểm riêng biệt, những chỗ lồi hoặc đóng cựa của bề mặt đun nóng; người ta gọi đó là những tâm tạo bọt. Khi bề mặt chất lỏng thấm ướt tốt chất lỏng (hình 1.15a), thì các bọt hơi có chân bám nhỏ ($\theta < 90^\circ$), do đó dễ tách ra khỏi bề mặt đun nóng. Khi bề mặt thấm ướt không tốt, các bọt hơi có chân

bám lớn ($\theta > 90^\circ$) do đó khó tách ra khỏi bề mặt đun nóng, trường hợp này nếu số tâm tạo bọt nhiều thì bề mặt đun nóng có thể bị bao phủ một lớp màng hơi, làm giảm hệ số cấp nhiệt. Vậy khi đun sôi chất lỏng, nếu bề mặt đun nóng thấm ướt tốt thì hệ số cấp nhiệt sẽ lớn hơn so với trường hợp bề mặt thấm ướt không tốt. Các bọt khí sau khi



Hình 1.15. Dạng các bọt hơi khi sôi:
a) bề mặt đun nóng thấm ướt tốt;
b) bề mặt đun nóng thấm ướt không tốt

tách khỏi bề mặt đun nóng sẽ nổi dần lên trên, đồng thời thể tích của chúng cũng tăng lên rất nhanh, có thể gấp vài chục lần so với thể tích ban đầu, điều đó chứng tỏ trong quá trình chuyển động xuyên qua lớp chất lỏng các bọt hơi có thu thêm một lượng hơi khá lớn. Vậy sự tạo thành hơi chủ yếu là ở trong lòng chất lỏng chứ không phải trên bề mặt đun nóng.

Qua nghiên cứu người ta thấy rằng đặc tính và cường độ của quá trình sôi phụ thuộc vào hiệu số nhiệt độ Δt giữa bề mặt đun nóng và chất lỏng sôi:

$$\Delta t = t_T - t_s$$

trong đó: t_T - nhiệt độ bề mặt đun nóng tiếp xúc với chất lỏng sôi;

t_s - nhiệt độ của chất lỏng sôi

Hiệu số nhiệt độ Δt càng lớn thì nhiệt trị riêng càng lớn:

$$q = \alpha \Delta t \text{ W/m}^2$$

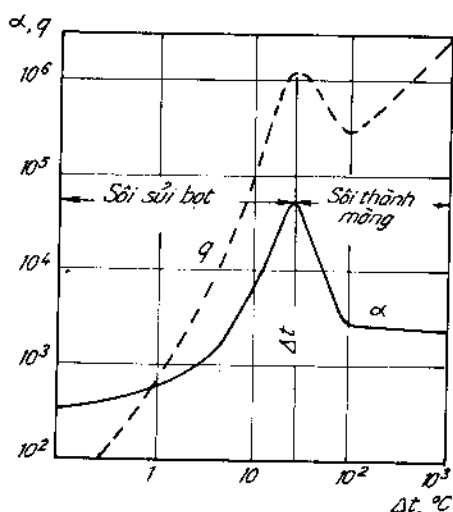
Ví dụ, đối với nước, khi nhiệt tải riêng bé ($q \leq 6.10^3 \text{ kW/m}^2$) nghĩa là khi Δt bé ($\Delta t < 5^\circ\text{C}$) các bọt hơi chỉ xuất hiện trên bề mặt đun nóng tại các tâm tạo bọt.

Nếu tăng Δt lên (tức là tăng q) thì số tâm tạo bọt tăng lên, các bọt hơi càng nhiều và càng tách nhanh ra khỏi bề mặt đun nóng, chất lỏng bị sủi bọt nhiều hơn và quá trình sôi mãnh liệt hơn. Chính các bọt này làm tăng vận tốc chuyển động của chất lỏng, chất lỏng xáo trộn mạnh, do đó hệ số cấp nhiệt cũng tăng nhanh. Chế độ sôi lúc này là sôi sủi bọt.

Nếu tiếp tục tăng hiệu số nhiệt độ lên nữa, đến một lúc nào đó thì các

bọt hơi vừa tạo thành trên bề mặt đun nóng lại kết dính với nhau tạo thành màng hơi kín trên bề mặt đun nóng khi đó hệ số cấp nhiệt giảm đột ngột. Chế độ sôi trong điều kiện này gọi là sôi thành màng. Các trị số của q và Δt tương ứng với điểm chuyển từ chế độ sôi sủi bọt sang chế độ sôi thành màng gọi là trị số tối hạn.

Đồ thị ở hình 1.16 biểu diễn sự biến thiên của α và q phụ thuộc vào Δt trong trường hợp chất lỏng là nước ở áp suất thường.



Hình 1.16. Sự phụ thuộc của q vào Δt đối với nước

Đối với nước, khi sôi ở chế độ sủi bọt, chỉ có đối lưu tự nhiên và áp suất làm việc từ 0,2 đến 100 at, hệ số cấp nhiệt có thể xác định theo một trong hai công thức sau:

$$\alpha_n = 3,14p^{0,13}q^{0,7}, \text{ W/m}^2 \text{ độ} \quad (1.68)$$

hoặc:

$$\alpha_n = 45,3p^{0,50}\Delta t^{2,33} \quad (1.69)$$

trong đó: p - áp suất làm việc; at;

Δt - hiệu số nhiệt độ giữa thành và chất lỏng sôi; °C;

q - nhiệt tải riêng W/m².

Hệ số cấp nhiệt của các chất lỏng bất kỳ khác và của dung dịch chưa có công thức tính toán thật đơn giản và chính xác.

Khi cần tính toán gần đúng cho dung dịch hoặc cho một chất lỏng bất kỳ, ta có thể dùng công thức tính cho nước rồi nhân với hệ số hiệu chỉnh:

$$\alpha = \psi \alpha_n \quad (1.70)$$

Hệ số hiệu chỉnh ψ đối với dung dịch và chất lỏng bất kỳ bao giờ cũng nhỏ hơn 1 và có thể tính theo công thức sau:

$$\psi = \left(\frac{\lambda_{dd}}{\lambda_n} \right)^{0,565} \left[\left(\frac{\rho_{dd}}{\rho_n} \right)^2 \left(\frac{C_{dd}}{C_n} \right) \left(\frac{\mu_n}{\mu_{dd}} \right) \right]^{0,435} \quad (1.71)$$

trong đó: chỉ số dd là dung dịch;

chỉ số n là nước.

1.3. NHIỆT BỨC XẠ

1.3.1. Khái niệm cơ bản

Trao đổi nhiệt bằng bức xạ là một dạng trao đổi cơ bản mà không cần có sự tiếp xúc trực tiếp (như đối lưu, dẫn nhiệt) giữa các vật tham gia trao đổi nhiệt và có ý nghĩa rất lớn trong kỹ thuật, đặc biệt trong kỹ thuật nhiệt độ cao.

1.3.1.1. Bức xạ và hấp thụ nhiệt của các vật

Mọi vật thể có nhiệt độ lớn hơn 0°K đều có khả năng bức xạ năng lượng do quá trình dao động điện từ ở bên trong các nguyên tử, phân tử vật chất. Các dao động điện từ này được truyền trong không gian theo mọi hướng dưới dạng các sóng điện từ. Trong kỹ thuật người ta chỉ khảo sát những tia mà ở nhiệt độ thường gặp trong kỹ thuật chúng có hiệu ứng nhiệt cao nhất (vật có thể hấp thụ được và biến thành nhiệt năng) – đó là những tia hồng ngoại và tia sáng trắng hay còn gọi là các tia nhiệt ($\lambda = 0,4 - 400 \mu\text{m}$). Các tia nhiệt này truyền đi trong không gian và đập vào một vật khác, chúng bị hấp thụ một phần hay toàn bộ biến thành năng lượng nhiệt. Như vậy quá trình trao đổi nhiệt bức xạ gồm hai lần biến đổi dạng năng lượng: biến đổi 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, như sau đây sẽ thấy, không chỉ phụ thuộc vào hiệu số nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào bản chất, trạng thái bề mặt, hình dạng, kích thước, v.v. của vật phát và vật thu.

1.3.1.2. Vật đen tuyệt đối, trắng tuyệt đối và trong suốt tuyệt đối

Tổng quát ta xét một dòng nhiệt bức xạ năng lượng Q đập vào bề mặt một vật thể (hình 1.17) thì một phần năng lượng bị hấp thụ Q_A , một phần bị phản xạ Q_R và một phần khúc xạ qua vật thể Q_D . Theo định luật bảo toàn

năng lượng ta có:

$$Q = Q_A + Q_R + Q_D, \quad (1.72)$$

hay:

$$\frac{Q_A}{Q} + \frac{Q_R}{Q} + \frac{Q_D}{Q} = 1 \quad (1.73)$$

Ta ký hiệu:

$$\frac{Q_A}{Q} = A - \text{hệ số (khả năng) hấp}$$

thụ của vật thể;

$$\frac{Q_R}{Q} = R - \text{hệ số (khả năng) phản}$$

xạ của vật thể;

$$\frac{Q_D}{Q} = D - \text{khả năng khúc xạ (xuyên qua) của vật thể;}$$

Nếu vật có $A = 1$ ($R = D = 0$): vật đen tuyệt đối;

$D = 1$ ($R = A = 0$): vật trong tuyệt đối;

$R = 1$ ($D = A = 0$): vật trắng tuyệt đối.

Trong thực tế, vật không có tính tuyệt đối, các vật thể rắn và chất lỏng không cho tia nhiệt đi qua $D = 0$, được coi là vật xám (đục).

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

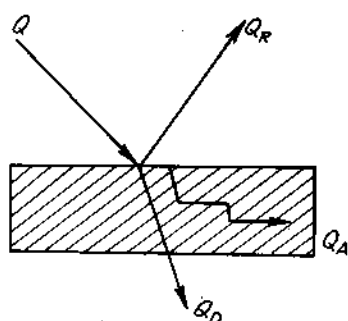
Lượng nhiệt bức xạ phát ra từ vật với mọi bước sóng, trong một đơn vị thời gian được gọi là dòng bức xạ Q (W). Nếu bức xạ chỉ ứng với một khoảng rất hẹp chiều dài bước sóng $\lambda \div \lambda + d\lambda$ thì được gọi là dòng bức xạ đơn.

Năng suất bức xạ là dòng nhiệt bức xạ phát ra trên một đơn vị diện tích bề mặt bức xạ, ký hiệu là E , đơn vị đo là W/m^2 :

$$E = \frac{dQ}{dF}, \quad W/m^2$$

Khả năng bức xạ bằng tổng của bức xạ bản thân (bức xạ riêng E) và bức xạ phản xạ E_R (phần phản xạ của bức xạ tia tới E_t) đối với vật xám được tính:

$$E_{HD} = E_R + E = E + (1 - A) E_t \quad (1.74)$$



Hình 1.17. Tia bức xạ tới vật thể

trong đó: E_t – phần bức xạ từ môi trường xung quanh đến vật mà ta đang xét.

Bức xạ hiệu quả là lượng nhiệt vật trao đổi với môi trường xung quanh tính trên 1 m^2 bề mặt $q \text{ (W/m}^2\text{)}$.

Khi vật ta khảo sát có nhiệt độ nhỏ hơn nhiệt độ của môi trường (vật nhận nhiệt), thì:

$$q = E_A - E = A \cdot E_t - E \quad (1.75)$$

Nếu vật tỏa nhiệt và môi trường:

$$q = E - E_A = E - A \cdot E_t \quad (1.76)$$

Thay E_t từ (1.75) hoặc (1.76) vào (1.74) ta có:

$$E_{HD} = \frac{E}{A} \pm q \left(\frac{1}{A} - 1 \right) \quad (1.77)$$

Dấu "+" ứng với trường hợp vật nhận nhiệt từ môi trường; dấu "-" ứng với trường hợp vật tỏa nhiệt ra môi trường.

1.3.2. Các định luật cơ bản về bức xạ nhiệt

1.3.2.1. Định luật Planck

$$E_{o\lambda} = \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{\frac{C_2}{\lambda T}} - 1} \quad (1.78)$$

với $E_{o\lambda}$ – khả năng bức xạ đơn sắc của vật đen tuyệt đối;

$$C_1 = 0,374 \cdot 10^{-15} \text{ W.m}^2;$$

$$C_2 = 1,4388 \cdot 10^{-12} \text{ m.K.}$$

Từ (1.78) dễ dàng tìm được khả năng bức xạ của vật đen tuyệt đối E_o là:

$$E_2 = \int_0^{\infty} E_{o\lambda} d\lambda \quad (1.79)$$

và xác định được bước sóng λ mà tại đó $E_{o\lambda} = \max$.

Bước sóng này được ký hiệu là $\lambda_{\max}$.

$$\left. \frac{\partial E_{\alpha\lambda}}{\partial \lambda} \right|_{\lambda=\lambda_{\max}} = \frac{-\frac{C_2}{\lambda_{\max}^2 T}}{e^{\frac{C_2}{\lambda_{\max} T}} + \frac{C_1}{5 \cdot \lambda_{\max} \cdot T}} - 1 = 0$$

Giải phương trình này ta thu được:

$$\lambda_{\max} \cdot T = 2,898 \cdot 10^{-3}, \text{ m} \cdot ^\circ\text{K} \quad (1.80)$$

Phương trình (1.80) chính là biểu thức của định luật dịch chuyển Wien. Ở những nhiệt độ thường gặp trong kỹ thuật thì từ phương trình (1.80) ta sẽ dễ dàng thấy rằng năng lượng bức xạ thường tập trung trong khoảng chiều dài bước sóng 0,8 – 10 μm.

Những vật có $E(\lambda, T) = \varepsilon E_o(\lambda, T)$ ở mọi giá trị nhiệt độ T được gọi là vật xám. ε được gọi là hệ số bức xạ (hay độ đen) của vật. Như vậy độ đen của một vật không phụ thuộc vào bước sóng λ và nhiệt độ T , còn khả năng bức xạ của một vật không chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ T , bước sóng λ mà còn phụ thuộc vào tính chất và trạng thái bề mặt của vật này.

1.3.2.2. Định luật Stefan – Boltzmann

Lấy tích phân phương trình (1.79) sau khi thay $E_{\alpha\lambda}$ từ biểu thức (1.78) ta được:

$$E_o = K_o T^4 \quad (1.80a)$$

với K_o – hằng số bức xạ của vật đen tuyệt đối. $K_o = 5,7 \cdot 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2 (^\circ\text{K})^4}$.

Trong tính toán kỹ thuật công thức (1.80) được viết dưới dạng:

$$E_o = K_o \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad (1.80b)$$

trong đó: $C_o = K_o \cdot 10^8 = 5,7 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 (^\circ\text{K})^4}$

Định luật Stefan – Boltzmann cũng đúng với vật xám. Trong thực tế có thể áp dụng (gần đúng) cho tất cả các vật thể rắn, trừ kim loại. Đối với vật xám phương trình có dạng:

$$E = \varepsilon E_o = \varepsilon C_o \left(\frac{T}{100} \right)^4 = C \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad (1.81)$$

với C – hệ số bức xạ của vật xám.

1.3.2.3. Định luật Kirchhoff

Tỷ số giữa khả năng bức xạ và khả năng hấp thụ năng lượng của vật xám chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ và luôn bằng khả năng bức xạ của vật đen tuyệt đối ở cùng một nhiệt độ:

$$\frac{E_{\epsilon(T)}}{A_{\lambda(T)}} = E_{o(T)} \quad (1.82)$$

Đối với bức xạ đơn sắc:

$$\frac{E_{\lambda(T)}}{A_{\lambda(T)}} = E_{o\lambda(T)} \quad (1.83)$$

Từ (1.81) và (1.82) ta có $\epsilon = A$. Vậy độ đen của vật có trị số bằng hệ số hấp thụ của nó.

1.3.3. Bức xạ giữa hai vật thể rắn

Như ta đã biết mọi vật thể rắn có nhiệt độ lớn hơn 0°K đều có thể trao đổi nhiệt bức xạ với nhau. Lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa các vật phụ thuộc vào một loạt các yếu tố: bản chất vật lý, hình dạng, kích thước, trạng thái bề mặt, nhiệt độ, vị trí tương đối của các vật, v.v.

Ở đây ta chỉ xét một số trường hợp đơn giản: trao đổi nhiệt giữa các vật trong môi trường trong suốt, $D = 1$ (môi trường không hấp thụ, không phản xạ hoặc tán xạ) trong ba trường hợp là:

- Bức xạ giữa hai vật thể phẳng đặt song song nhau;
- Bức xạ giữa hai vật thể bao bọc nhau;
- Bức xạ giữa hai vật thể đặt bất kỳ trong không gian.

1.3.3.1. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai vật thể phẳng đặt song song nhau

Xét hai vật phẳng đặt song song nhau có các thông số T_1 , A_1 , ϵ_1 , và T_2 , A_2 , ϵ_2 với $T_1 > T_2$. Lượng nhiệt trao đổi giữa hai vật thể bằng hiệu giữa bức xạ hiệu dụng của vật thể 1 và vật thể 2 và bằng lượng nhiệt do vật thể 1 mất đi và cũng chính là lượng nhiệt mà vật thể 2 nhận được:

$$q_{1-2} = E_{HD1} - E_{HD2} = q_1 = q_2$$

$$q_{1-2} = \left[\frac{E_1}{A_1} - q_1 \left(\frac{1}{A_1} - 1 \right) \right] - \left[\frac{E_2}{A_2} + q_2 \left(\frac{1}{A_2} - 1 \right) \right] \quad (1.84)$$

$$q_{1-2} = \frac{A_2 E_1 - A_1 E_2}{A_1 + A_1 + A_1 \cdot A_2} = \frac{C_0}{\frac{1}{A_1} + \frac{1}{A_2} - 1} \left(\left[\frac{T_1}{100} \right]^4 - \left[\frac{T_2}{100} \right]^4 \right) \quad (1.85)$$

Đặt $\frac{C_0}{\frac{1}{A_1} + \frac{1}{A_2} - 1} = C_{1-2}$ là hệ số bức xạ chung, ta có:

$$q_{1-2} = C_{1-2} \left(\left[\frac{T_1}{100} \right]^4 - \left[\frac{T_2}{100} \right]^4 \right), \text{ W/m}^2 \quad (1.86)$$

1.3.3.2. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai vật thể bao trùm nhau

Trong trường hợp này người ta phải dùng công thức (1.86) để tính lượng nhiệt trao đổi giữa hai vật thể đặt bao trùm nhau, nhưng C_{1-2} được tính theo công thức:

$$\frac{C_0}{\frac{1}{A_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{A_2} - 1 \right)} = C_{1-2} \quad (1.87)$$

trong đó: F_1 - bề mặt vật bị bao bọc;

F_2 - bề mặt vật bao bọc.

1.3.3.3. Trao đổi nhiệt giữa hai vật thể đặt bất kỳ trong không gian

Trường hợp này lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa vật 1 (vật có nhiệt độ cao hơn) với vật 2 được xác định theo công thức:

$$Q = C_{1-2} \left(\left[\frac{T_1}{100} \right]^4 - \left[\frac{T_2}{100} \right]^4 \right) \cdot \varphi_{1-2}, \text{ W} \quad (1.88)$$

trong đó hệ số bức xạ chung được xác định:

$$C_{1-2} = \frac{A_1 A_2}{\pi C_0} \quad (1.89)$$

φ_{1-2} – hệ số góc trung bình được xác định theo công thức:

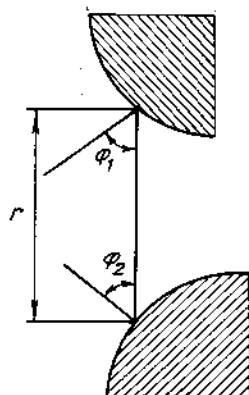
$$\varphi_{1-2} = \iint_{F_1 F_2} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{r} dF_1 dF_2 \quad (1.90)$$

$F_1 F_2$ – bề mặt bức xạ của vật thể;

φ_1, φ_2 – góc tạo bởi hướng của tia bức xạ và pháp tuyến của bề mặt bức xạ (hình 1.18);

r – khoảng cách giữa các vật thể bức xạ.

Khi tính toán hệ số góc trung bình φ_{1-2} ta gặp rất nhiều khó khăn, thường người ta xác định bằng đồ thị trong các tài liệu tham khảo.



Hình 1.18. Bức xạ giữa hai vật thể bất kỳ

1.3.4. Bức xạ nhiệt của các chất khí

Bức xạ nhiệt không chỉ xảy ra ở các vật thể rắn mà còn xảy ra ở các chất lỏng và chất khí. Cường độ bức xạ của chất lỏng gần bằng cường độ bức xạ của các chất rắn, nhưng thực tế trong quá trình trao đổi nhiệt của chất lỏng người ta thường bỏ qua phần nhiệt bức xạ vì nó không đáng kể so với toàn bộ quá trình trao đổi nhiệt đối lưu.

Khác hẳn với các vật thể rắn và lỏng, phần lớn các chất khí là chất trong suốt đối với các tia nhiệt (các khí một nguyên tử, hai nguyên tử), các chất khí khác, ví dụ như: CO_2 , H_2O , SO_2 , NH_3 ... có tính chất bức xạ và hấp thụ các tia nhiệt, nhưng nó không hấp thụ và bức xạ đối với tất cả các tia có sóng từ 0 đến ∞ mà chỉ hấp thụ hay bức xạ các tia trong khoảng bước sóng hấp thụ và bức xạ ở các vùng quang phổ dưới đây:

- Đối với khí cacbonic:

- Vùng quang phổ từ $\lambda_1 = 2,62 \mu\text{m}$ đến $\lambda_2 = 3,02 \mu\text{m}$, $\Delta\lambda_1 = 0,66 \mu\text{m}$;
- Vùng quang phổ 2 từ $\lambda_1 = 4,00 \mu\text{m}$ đến $\lambda_2 = 4,80 \mu\text{m}$, $\Delta\lambda_2 = 0,79 \mu\text{m}$;
- Vùng quang phổ 3 từ $\lambda_1 = 1,25 \mu\text{m}$ đến $\lambda_2 = 16,5 \mu\text{m}$, $\Delta\lambda_3 = 4,0 \mu\text{m}$.

- Đối với nước:

- Vùng quang phổ 1 từ $\lambda_1 = 2,24 \mu\text{m}$ đến $\lambda_2 = 3,27 \mu\text{m}$, $\Delta\lambda_1 = 1,03 \mu\text{m}$;
- Vùng quang phổ 2 từ $\lambda_1 = 4,80 \mu\text{m}$ đến $\lambda_2 = 8,50 \mu\text{m}$, $\Delta\lambda_1 = 3,70 \mu\text{m}$;
- Vùng quang phổ 3 từ $\lambda_1 = 12,00 \mu\text{m}$ đến $\lambda_2 = 25,00 \mu\text{m}$, $\Delta\lambda_1 = 13,00 \mu\text{m}$.

Như vậy các chất khí hấp thụ và bức xạ các tia năng lượng có tính chất chọn lọc.

Một đặc điểm khác của các khí là bức xạ và hấp thụ nhiệt không chỉ xảy ra trên bề mặt của lớp chất khí mà xảy ra trong toàn bộ thể tích. Do đó quá trình bức xạ của chất khí phụ thuộc vào chiều dày lớp khí và thành phần của hỗn hợp khí.

Nếu trong hỗn hợp khí có hai khí bức xạ mà vùng quang phổ của chúng trùng nhau, thì phần năng lượng bức xạ chung của hỗn hợp sẽ nhỏ hơn năng lượng bức xạ của mỗi khí trong trường hợp nằm riêng biệt, vì năng lượng của khí này phát ra sẽ bị khí kia hấp thụ đi một phần.

Theo nhiều tác giả thì khả năng bức xạ của chất khí tỷ lệ bậc 3 – 3,5 với nhiệt độ tuyệt đối. Tuy nhiên, trong tính toán kỹ thuật người ta coi bức xạ khí cũng tuân theo định luật Stefan – Boltzmann. Tất nhiên trong tính toán có kèm theo các đồ thị và bảng bổ sung.

Năng lượng bức xạ của chất khí có thể biểu thị bằng công thức sau:

$$Q = \varepsilon_K \cdot C_o \left(\frac{T_1}{100} \right)^4, \text{ W} \quad (1.91)$$

trong đó: ε_K – độ đen của khí;

T – nhiệt độ tuyệt đối của khí, ° K.

Độ đen của khí phụ thuộc vào nhiệt độ, áp suất riêng phần và chiều dày lớp khí. Độ đen của khí cacbonic và hơi nước cho ở hình 1.19, 1.20.

Trong tính toán thực tế người ta rất chú ý đến sự bức xạ của khí cacbonic và hơi nước – sản phẩm có trong khí lò, và trường hợp chủ yếu của trao đổi nhiệt bằng bức xạ là trao đổi nhiệt giữa khí và tường lò có khí thổi qua, công thức tính toán cụ thể như sau:

$$Q = \varepsilon'_1 \cdot C_0 \left[\varepsilon_K \left(\frac{T_K}{100} \right)^4 - A_K \left(\frac{T_T}{100} \right)^4 \right], \text{ W/m}^2 \quad (1.92)$$

trong đó: Q – lượng nhiệt bức xạ từ khí đến tường lò, W/m^2 ;

ε'_1 – độ đen của tường lò, $\varepsilon'_1 = 0,5 (\varepsilon_1 + 1)$;

ε_1 – độ đen của vật liệu làm lò;

$\varepsilon_K = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta \varepsilon_K$ – độ đen của khí ở nhiệt độ làm việc của khí;

$A_K = A_{\text{CO}_2} + A_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta A_K$ khả năng hấp thụ của khí ở nhiệt độ của tường lò

$$A_{\text{CO}_2} = \varepsilon_{\text{CO}_2} \left(\frac{T_K}{T_T} \right)^{0,65};$$

$$A_{\text{H}_2\text{O}} = \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}};$$

$$\Delta A_K = \Delta \varepsilon_K - \text{xác định theo đồ thị (hình 1.21);}$$

T_K, T_T – nhiệt độ tuyệt đối của khí và tường lò, $^\circ\text{K}$.

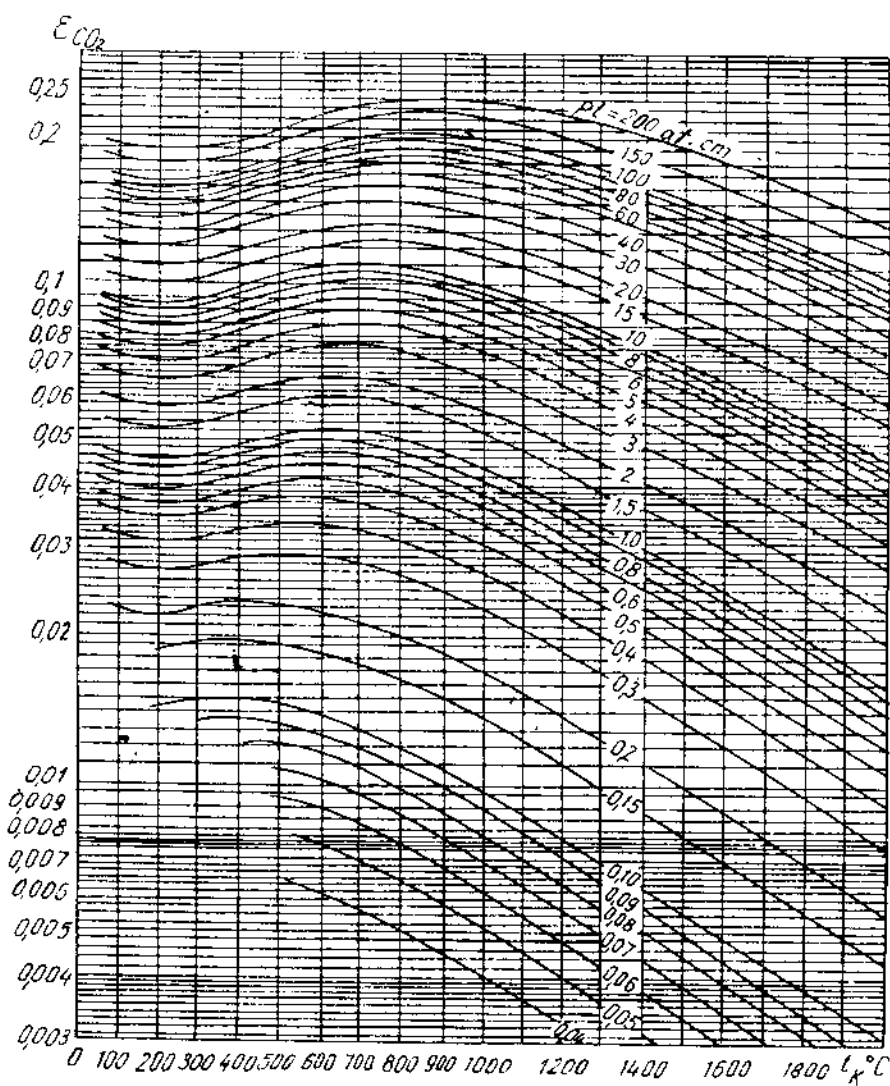
Để xác định trị số ε_K, A_K ta sử dụng đồ thị hình 1.19, 1.20, 1.21 và 1.22.

Trong tính toán kỹ thuật về bức xạ của khí lò người ta còn đưa vào khái niệm về cường độ đen của khí kể đến ảnh hưởng trao đổi nhiệt bức xạ của nó với lò. Theo khái niệm đó ta có công thức tính sau:

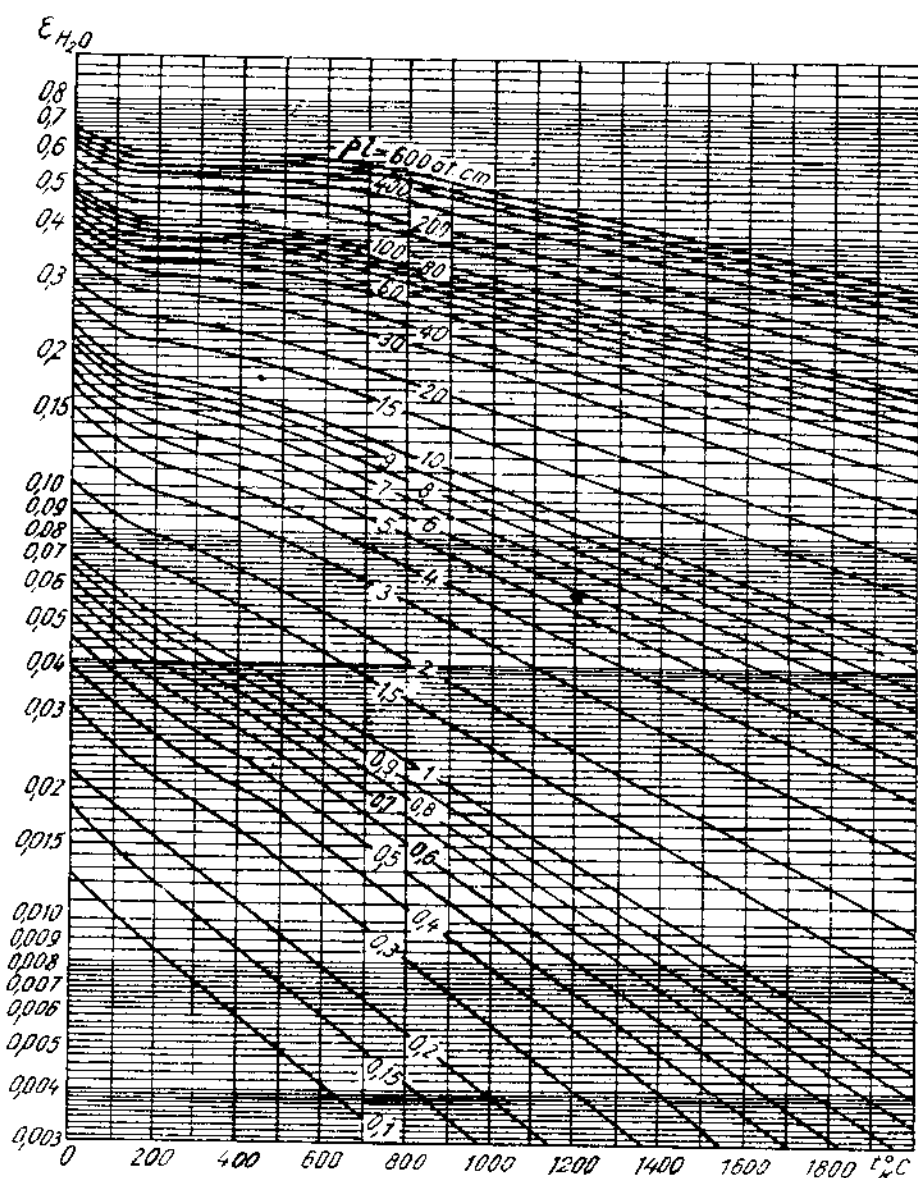
$$Q = \varepsilon'_1 \varepsilon'_K C_0 \left[\left(\frac{T_K}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_T}{100} \right)^4 \right], \text{ W/m}^2 \quad (1.93)$$

Giá trị của ε'_K được rút ra bằng cách so sánh hai phương trình (1.92) và (1.93):

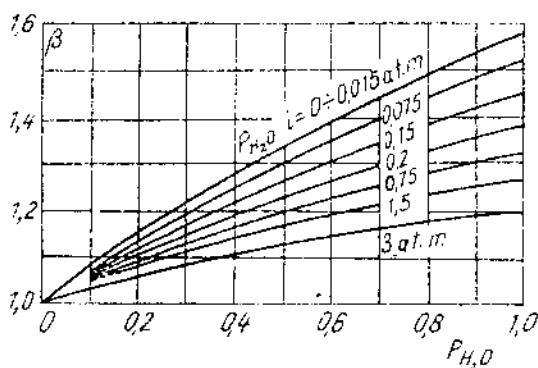
$$\varepsilon'_K = \frac{\varepsilon_K - A_K \left(\frac{T_1}{T_K} \right)^4}{1 - \left(\frac{T_1}{T_K} \right)^4} \quad (1.94)$$



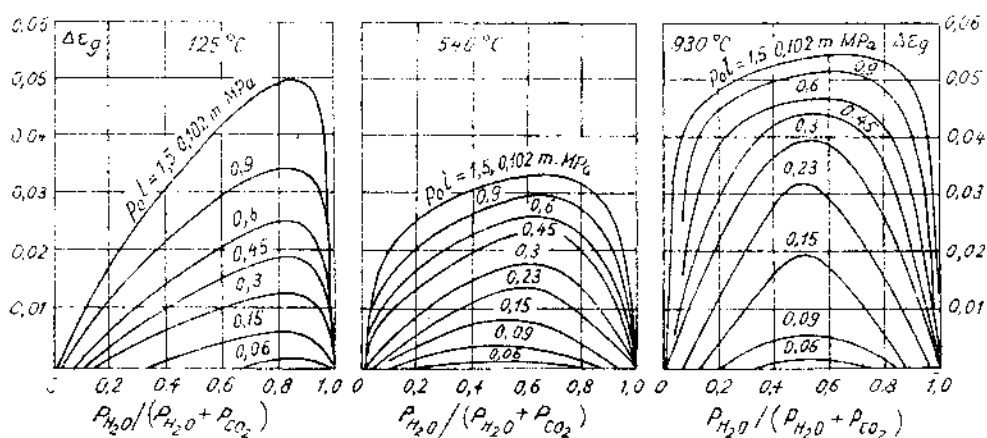
Hình 1.19. Độ đen của khí CO₂



Hình 1.20. Độ đen của hơi nước



Hình 1.21. Hệ số điều chỉnh β để xác định độ đen của hơi nước



Hình 1.22. Độ điều chỉnh khi bức xạ hỗn hợp khí CO_2 và H_2O

1.4. TRUYỀN NHIỆT

1.4.1. Trao đổi nhiệt phức tạp

Trong các quá trình nhiệt, phần lớn việc vận chuyển nhiệt lượng được xảy ra đồng thời theo ba phương thức: dẫn nhiệt, bức xạ nhiệt và đối lưu. Quá trình trao đổi nhiệt như vậy gọi là trao đổi nhiệt phức tạp. Một trong những trường hợp trao đổi nhiệt phức tạp ta thường gặp là sự trao đổi nhiệt giữa vật thể rắn và môi trường khí. Quá trình này gồm cả đối lưu và bức xạ.

Lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ được xác định bằng công thức:

$$Q_{bx} = C_{1-2} \cdot F \left[\left(\frac{T_T}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_K}{100} \right)^4 \right] \varphi, \text{ W}$$

trong đó: T_T và T_K - nhiệt độ của tường và khí, °K.

Hoặc có thể viết dưới dạng sau:

$$Q_{bx} = \frac{C_{1-2} \cdot F \left[\left(\frac{T_T}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_K}{100} \right)^4 \right]}{t_T - t_K} \varphi \cdot (t_T - t_K)$$

trong đó: t_T và t_K - nhiệt độ của tường và khí, °C.

Ta ký hiệu:
$$\frac{\left[\left(\frac{T_T}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_K}{100} \right)^4 \right]}{t_T - t_K} C_{1-2} \cdot \varphi = \alpha_{bx}$$

ta sẽ có:
$$Q_{bx} = \alpha_{bx} \cdot F \cdot (t_T - t_K), \text{ W} \quad (1.95)$$

Đây là phương trình cấp nhiệt bằng bức xạ, giống như phương trình cấp nhiệt cơ bản. Hệ số α_{bx} là hệ số cấp nhiệt bằng bức xạ, có thứ nguyên là:

$$\alpha_{bx} = \left[\frac{1}{\text{m}^2 \cdot \text{s.dộ}} \right] = \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{độ}} \right]$$

Toàn bộ lượng nhiệt do tường cấp bằng bức xạ và bằng đối lưu được tính như sau:

$$Q = Q_{bx} + Q_{dl} = \alpha_{bx} F \tau (t_T - t_K) + \alpha_{dl} F \tau (t_T - t_K)$$

hoặc:
$$Q = (\alpha_{bx} + \alpha_{dl}) F \tau (t_T - t_K)$$

Đặt $(\alpha_{bx} + \alpha_{dl}) = \alpha$, ta có phương trình:

$$Q = \alpha F \tau (t_T - t_K), \text{ J} \quad (1.96)$$

trong đó: α_{dl} - hệ số cấp nhiệt do đối lưu;

α_{bx} - hệ số cấp nhiệt do bức xạ.

1.4.2. Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường phẳng và tường ống

1.4.2.1. Khái niệm

Quá trình vận chuyển nhiệt lượng từ một lưu thể này sang lưu thể khác gọi là truyền nhiệt. Do đó truyền nhiệt bao gồm cả cấp nhiệt, dẫn nhiệt và bức xạ nhiệt. Dựa theo nhiệt độ làm việc của lưu thể người ta chia ra truyền nhiệt đẳng nhiệt và truyền nhiệt biến nhiệt.

Truyền nhiệt đẳng nhiệt xảy ra trong trường hợp nhiệt độ của hai lưu thể đều không thay đổi theo cả vị trí và thời gian, tức là hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể là một hằng số ở mọi vị trí và thời gian, ví dụ, trong thiết bị cô đặc, một phía là hơi bão hòa ngưng tụ để đốt nóng, một phía là chất lỏng sôi. Nhiệt độ ngưng tụ của hơi nước bão hòa và nhiệt độ sôi của chất lỏng nguyên chất không thay đổi trong suốt quá trình.

Truyền nhiệt biến nhiệt xảy ra trong trường hợp nhiệt độ của lưu thể có thay đổi trong thời gian làm việc, do đó hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể có thay đổi. Trong truyền nhiệt biến nhiệt người ta còn phân biệt như sau:

– Truyền nhiệt biến nhiệt ổn định: là trường hợp hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể biến đổi theo vị trí nhưng không biến đổi theo thời gian. Chỉ xảy ra với các quá trình làm việc liên tục.

– Truyền nhiệt biến nhiệt không ổn định là trường hợp hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể có biến đổi theo cả vị trí và thời gian. Chỉ xảy ra trong các quá trình làm việc gián đoạn.

1.4.2.2. Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường phẳng một lớp và nhiều lớp

Giả sử có một tường phẳng một lớp chiều dày δ , bề mặt tường là F , độ dẫn nhiệt là λ , một phía tường là lưu thể nóng có nhiệt độ là t_1 và một phía tường là lưu thể nguội có nhiệt độ là t_2 .

Hệ số cấp nhiệt từ lưu thể nóng đến tường là α_1 và từ tường đến lưu thể nguội là α_2 .

Quá trình truyền nhiệt từ lưu thể nóng đến lưu thể nguội gồm ba giai đoạn sau:

- Nhiệt truyền từ lưu thể nóng đến bề mặt tường (cấp nhiệt);
- Nhiệt dẫn qua tường (dẫn nhiệt);

- Nhiệt truyền từ mặt tường đến lưu thể nguội (cấp nhiệt).

Ta xét quá trình nhiệt ổn định, do đó lượng nhiệt vận chuyển qua mỗi giai đoạn trong khoảng thời gian τ đều như nhau.

Dựa vào tính chất vận chuyển nhiệt lượng qua từng giai đoạn mà ta thành lập phương trình như sau:

- Cấp nhiệt từ lưu thể nóng đến tường:

$$Q = \alpha_1 F \cdot (t_1 - t_{T1})$$

hoặc:

$$Q \frac{1}{\alpha_1} = F \cdot (t_1 - t_{T1}) \quad (a)$$

- Dẫn nhiệt qua tường:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{T1} - t_{T2}) \cdot F$$

hoặc:

$$Q \frac{\lambda}{\delta} = (t_{T1} - t_{T2}) \cdot F \quad (b)$$

- Cấp nhiệt từ tường đến lưu thể nguội:

$$Q = \alpha_2 \cdot F \cdot (t_{T2} - t_2)$$

hoặc:

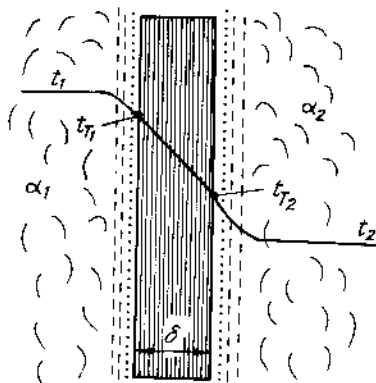
$$\frac{1}{\alpha_2} = F \cdot (t_{T2} - t_2) \quad (c)$$

Cộng cả ba phương trình (a), (b), (c) lại, ta được:

$$Q \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\lambda}{\delta} + \frac{1}{\alpha_2} \right) = (t_1 - t_2) \cdot F$$

hoặc:

$$Q = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)} (t_1 - t_2) \cdot F,$$



Hình 1.23. Đặc trưng thay đổi nhiệt độ khi truyền nhiệt qua tường phẳng

Ta đặt:
$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)}$$

thì có: $Q = K(t_1 - t_2) \cdot F$

hoặc: $Q = KF\Delta t$, W (1.97)

trong đó: $\Delta t = (t_1 - t_2)$.

Đây là phương trình truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường phẳng một lớp. Đại lượng K gọi là hệ số truyền nhiệt, thứ nguyên của nó là:

$$[K] = \left[\frac{Q}{F\Delta t} \right] = \left[\frac{W}{m^2 \text{độ}} \right]$$

Hệ số truyền nhiệt K là lượng nhiệt truyền đi trong 1 giây từ lưu thể nóng đến lưu thể nguội qua 1 m² bề mặt tường phân cách khi hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể là 1 độ.

Đại lượng nghịch đảo của K gọi là nhiệt trở:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}, \text{ m}^2 \text{độ/W}$$

trong đó: $\frac{1}{K}$ - nhiệt trở chung;

$\frac{1}{\alpha_1}, \frac{1}{\alpha_2}$ - nhiệt trở của hai lưu thể;

$\frac{\delta}{\lambda}$ - nhiệt trở của tường (dẫn nhiệt).

Vậy, nhiệt trở chung bằng tổng nhiệt trở của các lưu thể và của tường.

Khi lưu thể là các chất lỏng có cặn bẩn sẽ có lớp cặn bám trên bề mặt tường trao đổi nhiệt làm tăng nhiệt trở của truyền nhiệt. Do đó khi tính toán hệ số truyền nhiệt ta cần chú ý đến nhiệt trở của lớp cặn. Trong trường hợp không có số liệu thực nghiệm, người ta tính chiều dày của lớp cặn khoảng 0,1 đến 0,5 mm.

Đối với tường nhiều lớp ta cũng chứng minh như trên nhưng hệ số nhiệt trở K có dạng sau:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$$

trong đó: $\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n}$

δ_i, λ_i – chiều dày và độ dẫn nhiệt của lớp tường thứ i tương ứng.

1.4.2.3. Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường ống một lớp

Ta xét một tường hình ống, bán kính trong là r_1 , bán kính ngoài là r_2 , có chiều dày δ , độ dẫn nhiệt λ , chiều dài L . Lưu thể nóng đi bên trong ống, có nhiệt độ t_1 ; lưu thể nguội đi bên ngoài ống có nhiệt độ t_2 . Hệ số cấp nhiệt của lưu thể nóng α_1 , hệ số cấp nhiệt của lưu thể nguội α_2 . Cũng như trong trường hợp tường phẳng, lượng truyền nhiệt đi từ lưu thể nóng đến lưu thể nguội phải qua ba giai đoạn:

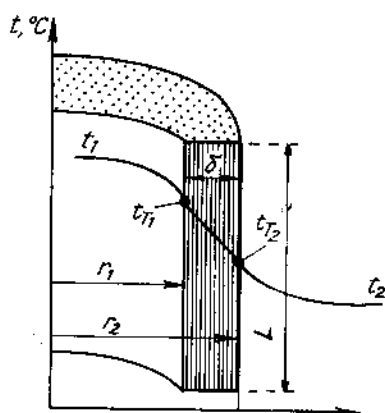
- Từ chất lỏng đến mặt trong của tường ống;
- Xuyên qua tường ống;
- Từ mặt ngoài của tường đến chất lỏng nguội.

Vì quá trình là ổn định nên trong khoảng thời gian τ , lượng nhiệt truyền đi qua ba giai đoạn phải bằng nhau. Ta cũng thành lập phương trình qua từng giai đoạn như trong tường phẳng:

- Từ lưu thể nóng đến mặt trong của tường:

$$Q = \alpha_1(t_1 - t_{T1}) 2\pi r_1 L$$

hoặc: $Q \frac{1}{\alpha_1 r_1} = (t_1 - t_{T1}) 2\pi L \quad (1.98a)$



Hình 1.24. Sơ đồ truyền nhiệt qua tường ống một lớp

- Dẫn qua thành ống:

$$Q = \frac{2\pi L}{\frac{1}{\lambda} \cdot 2,3 \lg \frac{r_2}{r_1}} (t_{T_1} - t_{T_2})$$

hoặc: $Q \frac{1}{\lambda} \cdot 2,3 \lg \frac{r_2}{r_1} = 2\pi L (t_{T_1} - t_{T_2})$ (1.98b)

- Từ mặt ngoài của thành ống đến lưu thể nguội:

$$Q = \alpha_2 (t_{T_2} - t_2) 2\pi r_2 L$$

hoặc $Q \frac{1}{\alpha_2 r_2} = (t_{T_2} - t_2) 2\pi L$, (1.98c)

Cộng ba phương trình (1.98a), (1.98b), (1.98c), ta có:

$$Q \left(\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{1}{\lambda} \cdot 2,3 \lg \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\alpha_2 r_2} \right) = 2\pi L (t_1 - t_2)$$

hay: $Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{1}{\alpha_2 r_2} + 2,3 \lg \frac{r_2}{r_1} \cdot \frac{1}{\lambda}} 2\pi L (t_1 - t_2)$

Nếu đặt $K_T = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{1}{\alpha_2 r_2} + 2,3 \lg \frac{r_2}{r_1} \cdot \frac{1}{\lambda}}$ thì ta sẽ có:

$$Q = K_T 2\pi L (t_1 - t_2), \text{ W}$$

hay: $Q = K_T 2\pi L \Delta t$

Hệ số K_T gọi là hệ số truyền nhiệt trong tường ống. Thử nguyên của nó là:

$$[K_T] = \left[\frac{Q}{2\pi L \Delta t} \right] = \left[\frac{W}{m \text{ độ}} \right]$$

Vậy hệ số truyền nhiệt K_T là lượng nhiệt tính bằng jun truyền đi trong một giây từ lưu thể nóng đến lưu thể nguội qua một mét chiều dài tường ống khi hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể là một độ.

Trường hợp $\frac{r_2}{r_1} < 2$ ta có thể sử dụng phương trình (1.97) của truyền nhiệt qua tường phẳng để tính toán đối với đường ống.

1.4.3. Truyền nhiệt biến nhiệt ổn định

Trong truyền nhiệt biến nhiệt ổn định, hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể biến đổi theo vị trí nhưng không biến đổi theo thời gian, tức là tương ứng từng vị trí của bề mặt trao đổi nhiệt hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể có giá trị khác nhau. Do đó ta không thể tính lượng nhiệt truyền đi với $\Delta t = t_1 - t_2$ như trong truyền nhiệt đẳng nhiệt mà phải tính theo hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tb} .

1.4.3.1. Chiều chuyển động của lưu thể

Chiều chuyển động của lưu thể ở hai phía của bề mặt trao đổi nhiệt (tường) có ảnh hưởng rất lớn đến quá trình truyền nhiệt.

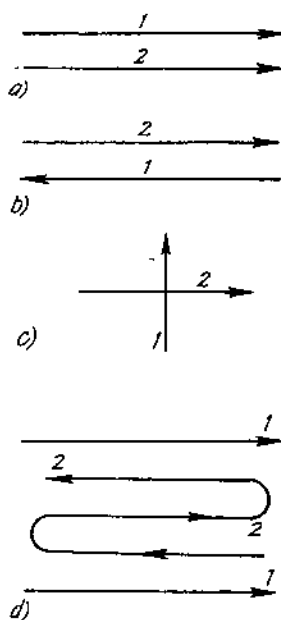
Qua thực tế, người ta phân loại như sau (hình 1.25):

- Chảy xuôi chiều: lưu thể 1 và 2 chảy song song và cùng chiều nhau (hình 1.25a).

- Chảy ngược chiều: lưu thể 1 và 2 chảy song song nhưng ngược chiều nhau (hình 1.25b).

- Chảy chéo nhau: lưu thể 1 và 2 chảy theo phương vuông góc với nhau (hình 1.25c)

- Chảy hỗn hợp: lưu thể 1 cứ chảy theo một hướng nào đó, còn lưu thể 2 lúc thì chảy cùng chiều với lưu thể 1, lúc thì chảy ngược chiều với lưu thể 1 (hình 1.25d).



Hình 1.25. Chiều chuyển động của lưu thể

Trong tất cả bốn trường hợp trên, nhiệt độ của hai lưu thể cùng thay đổi. Lưu thể nóng sẽ giảm nhiệt độ từ t_{1d} đến nhiệt độ t_{1c} . Lưu thể nguội sẽ tăng nhiệt độ từ t_{2d} đến nhiệt độ cuối t_{2c} . Do đó hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể cũng thay đổi từ trị số đầu Δt_d đến trị số Δt_c .

1.4.3.2. Hiệu số nhiệt độ trung bình

a) Trường hợp chảy xuôi chiều

Ta xét trường hợp hai lưu thể chảy xuôi chiều dọc theo bề mặt trao đổi nhiệt F . Nhiệt độ của lưu thể nóng giảm, nhiệt độ của lưu thể lạnh tăng như trong hình 1.26. Nhiệt độ của hai lưu thể đều biến đổi dọc theo bề mặt trao đổi nhiệt, nhưng ở từng điểm thì nhiệt độ không bị biến đổi theo thời gian.

Ta ký hiệu:

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

C_1, C_2 – nhiệt dung riêng của chất lỏng nóng và nguội, $J/kg \cdot ^\circ C$;

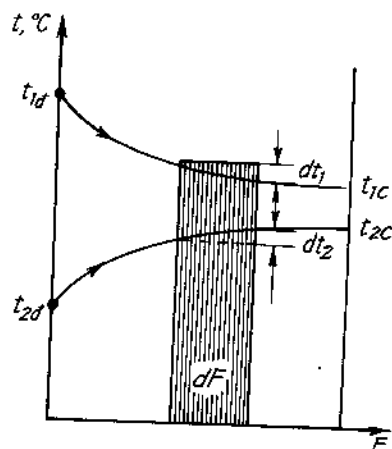
G_1, G_2 – lượng chất lỏng và nguội chảy qua bề mặt trao đổi nhiệt, kg/s ;

t_1, t_2 – nhiệt độ của chất lỏng nóng và nguội ở vị trí bất kỳ;

t_{1d}, t_{2d} – nhiệt độ đầu của chất lỏng nóng và nguội;

t_{1c}, t_{2c} – nhiệt độ cuối của chất lỏng nóng và nguội;

K – hệ số truyền nhiệt, $W/m^2 \cdot ^\circ C$.



Hình 1.26. Đặc trưng thay đổi nhiệt độ của lưu thể khi chảy xuôi chiều

Vì hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể thay đổi theo vị trí nên ta phải nghiên cứu hiện tượng truyền nhiệt qua một nguyên tố bề mặt rất nhỏ dF để hiệu số nhiệt độ giữa hai bề mặt lưu thể thay đổi không đáng kể.

Lượng nhiệt truyền qua một nguyên tố bề mặt dF là:

$$dQ = K(t_1 - t_2) dF, \quad W \quad (1.99a)$$

Chính vì có lượng nhiệt dQ truyền đi nên sau khi qua bề mặt dF , nhiệt độ của lưu thể nóng giảm đi một lượng dt_1 và của lưu thể nguội tăng lên một lượng dt_2 .

Mặt khác lượng nhiệt dQ có thể tính theo phương trình sau:

- Đối với lưu thể nóng: $dQ = -G_1 C_1 dt_1$

hoặc:
$$dt_1 = -\frac{dQ}{G_1 C_1} \quad (1.99b)$$

- Đối với lưu thể nguội: $dQ = G_2 C_2 dt_2$

hoặc:
$$dt_2 = +\frac{dQ}{G_2 C_2} \quad (1.99c)$$

Dấu "trừ" (-) và "cộng" (+) trong hai phương trình (1.99b) và (1.99c) chứng tỏ nhiệt độ của lưu thể nóng giảm và nhiệt độ của lưu thể nguội tăng.

Khi trừ phương trình (1.99b) với (1.99c), ta có:

$$dt_1 - dt_2 = -\frac{dQ}{G_1 C_1} - \frac{dQ}{G_2 C_2}$$

hoặc:
$$d(t_1 - t_2) = -dQ \left(\frac{1}{G_1 C_1} + \frac{1}{G_2 C_2} \right)$$

Nếu đặt:
$$\frac{1}{G_1 C_1} + \frac{1}{G_2 C_2} = m$$

Ta có:
$$d(t_1 - t_2) = -dQ \cdot m$$

hay:
$$dQ = -\frac{d(t_1 - t_2)}{m} \quad (1.99d)$$

Cân bằng hai phương trình (1.99a). (1.99d), ta có:

$$K \pi (t_1 - t_2) dF = -\frac{d(t_1 - t_2)}{m}$$

hoặc biến đổi:
$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -m K dF$$

Ta đặt:

$t_1 - t_2 = \Delta t$ - hiệu số nhiệt độ ở vị trí bất kỳ;

$t_{1d} - t_{2d} = \Delta t_d$ - hiệu số nhiệt độ đầu;

$t_{1c} - t_{2c} = \Delta t_c$ - hiệu số nhiệt độ cuối, ta sẽ có:

$$\frac{d(\Delta t)}{\Delta t} = -m K dF \quad (1.99e)$$

Lấy tích phân phương trình (1.99e) trong giới hạn từ 0 đến F và từ Δt_d đến Δt_c , ta có:

$$\int_{\Delta t_d}^{\Delta t_c} \frac{d(\Delta t)}{\Delta t} = -mK \int_0^F dF$$

Kết quả là: $\ln \frac{\Delta t_c}{\Delta t_d} = -mKF$ (1.99g)

Từ đó rút ra: $\Delta t_c = \Delta t_d e^{-mKF}$ (1.100)

Qua phương trình (1.100), ta nhận thấy rằng hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể biến thiên theo quan hệ hàm số mũ.

Mặt khác về phương diện cân bằng nhiệt lượng ta thấy lượng nhiệt Q của lưu thể nóng mất đi, giảm từ nhiệt t_{1d} đến t_{1c} cũng đúng bằng lượng nhiệt mà lưu thể lạnh thu vào để tăng nhiệt độ từ t_{2d} đến t_{2c} , tức là:

$$Q = G_1 C_1 (t_{1d} - t_{1c}) = G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2d})$$

hoặc: $\frac{1}{G_1 C_1} = \frac{t_{1d} - t_{1c}}{Q}$

Vậy: $\frac{1}{G_2 C_2} = \frac{t_{2c} - t_{2d}}{Q}$

hay: $m = \frac{1}{G_2 C_2} + \frac{1}{G_1 C_1} = \frac{(t_{1d} - t_{2d}) - (t_{2c} - t_{1c})}{Q}$

Từ đó ta có:

$$m = \frac{\Delta t_d - \Delta t_c}{Q}$$

Thay biểu thức của m vào phương trình (1.99g), ta được:

$$\ln \frac{\Delta t_c}{\Delta t_d} = -KF \frac{\Delta t_d - \Delta t_c}{Q}$$

hoặc: $Q = -KF \frac{\Delta t_d - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_d}{\Delta t_c}}$

Ký hiệu:

$$\frac{\Delta t_d - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_d}{\Delta t_c}} = \frac{\Delta t_d - \Delta t_c}{2,3 \lg \frac{\Delta t_d}{\Delta t_c}} = \Delta t_{tb} \quad (1.101)$$

Ta có:

$$Q = KF \Delta t_{tb}, \quad W \quad (1.102)$$

Đây là phương trình truyền nhiệt biến nhiệt ổn định trong trường hợp hai lưu thể chảy xuôi chiều.

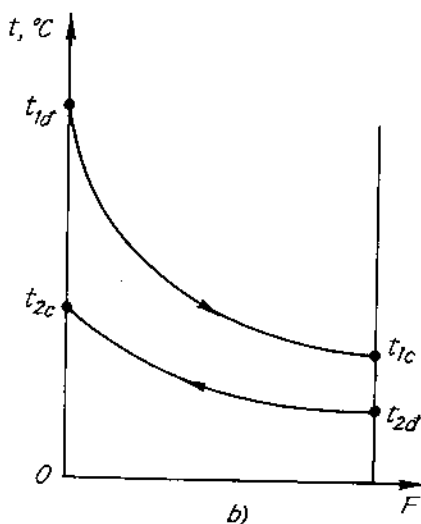
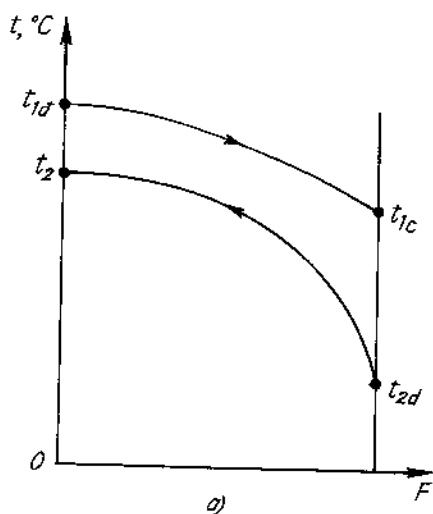
Δt_{tb} là hiệu số nhiệt độ trung bình logarit hoặc gọi tắt là hiệu số nhiệt độ trung bình.

Nếu như trong quá trình đun nóng, nhiệt độ của lưu thể biến đổi ít, tức là tỷ số $\frac{\Delta t_d}{\Delta t_c} \leq 2$ thì hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tb} có thể tính gần đúng theo trung bình số học:

$$\Delta t_{tb} = 0,5 (\Delta t_d + \Delta t_c)$$

b) Trường hợp chảy ngược chiều

Trong trường hợp chảy ngược chiều, ta vẫn dùng được phương trình (1.102) như đối với chảy xuôi chiều, trong đó hiệu số nhiệt độ trung bình vẫn tính theo công thức (1.101), nhưng cần chú ý lấy hiệu số nhiệt độ nào lớn hơn làm hiệu số nhiệt độ đầu Δt_d và hiệu số nhiệt độ nào nhỏ hơn làm hiệu số nhiệt độ cuối Δt_c .

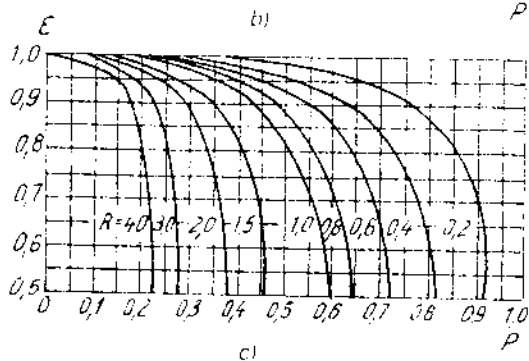
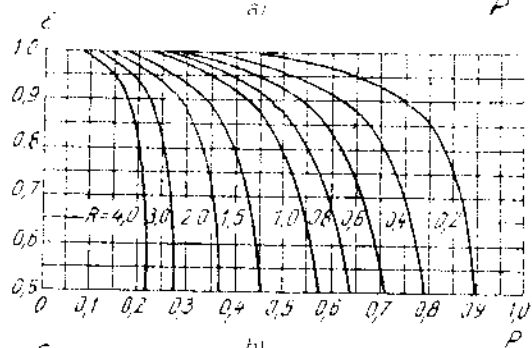
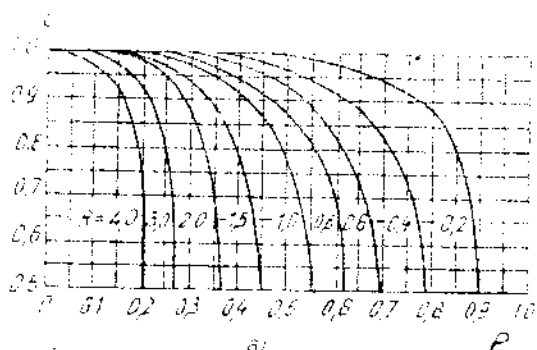


Hình 1.27. Đặc trưng thay đổi nhiệt độ khi chảy ngược chiều:

a) trường hợp $t_{1d} - t_{2c} < t_{1c} - t_{2d}$

b) trường hợp $t_{1d} - t_{2c} > t_{1c} - t_{2d}$

c) Trường hợp chảy chéo dòng



Hình 1.28. Giá trị của hệ số $\epsilon_{\Delta t}$ khi lưu thể chảy chéo dòng:
 a) chảy chéo bình thường;
 b) chảy chéo với lưu thể cân đùn nóng đối chiều hai lần;
 c) chảy chéo với lưu thể cân đùn nóng đối chiều ba lần

Trong trường hợp hai lưu thể chảy chéo dòng nhau, hiệu số nhiệt độ trung bình tính theo công thức (1.101), nhưng phải nhân thêm với hệ số hiệu chỉnh ε_M :

$$\Delta t_{tb} = \varepsilon_M \frac{\Delta t_d - \Delta t_c}{2,31g \frac{\Delta t_d}{\Delta t_c}} \quad (1.103)$$

Hệ số ε_M thường nhỏ hơn 1 nên hiệu số nhiệt độ trung bình khi lưu thể chảy chéo nhau nhỏ hơn hiệu số nhiệt độ trung bình khi lưu thể chảy ngược chiều.

Hệ số ε_M phụ thuộc vào tỷ số nhiệt độ của các chất tải nhiệt, trị số của nó trong đồ thị hình 1.28, theo các đại lượng P và R như sau:

$$P = \frac{t_{2c} - t_{2d}}{t_{1d} - t_{1c}}$$

$$R = \frac{t_{1d} - t_{1c}}{t_{2c} - t_{2d}}$$

1.4.4. Chọn chiều lưu thể

Trong quá trình truyền nhiệt ổn định nhiệt độ của hai lưu thể có thể biến thiên theo ba trường hợp sau:

1- Cả hai lưu thể cùng không biến đổi nhiệt độ theo vị trí cũng như thời gian, tức là trường hợp truyền nhiệt đẳng nhiệt, một lưu thể là hơi bão hòa ngưng tụ, một lưu thể là chất lỏng sôi.

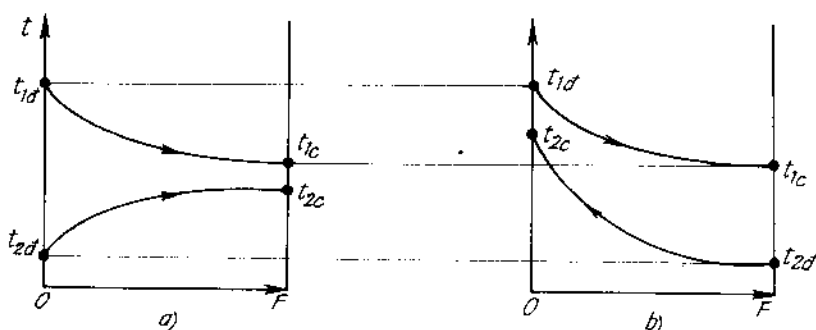
2- Một trong hai lưu thể không biến đổi nhiệt độ trong suốt quá trình trao đổi nhiệt, còn lưu thể kia thì biến đổi nhiệt độ theo vị trí từ t_d đến t_c , nhưng không biến đổi theo thời gian.

3- Cả hai lưu thể đều biến đổi nhiệt độ theo vị trí, nhưng không biến đổi theo thời gian.

Trong hai trường hợp đầu, chiều của lưu thể không ảnh hưởng đến quá trình truyền nhiệt vì nó không ảnh hưởng đến nhiệt độ, hiệu số nhiệt độ trung bình và lượng chất tải nhiệt. Do đó, nếu có cần chọn lưu thể cũng chỉ vì điều kiện kỹ thuật và cấu tạo thiết bị.

Trong trường hợp thứ ba, cả hai lưu thể đều biến đổi nhiệt độ. Chiều của lưu thể có ảnh hưởng đến nhiệt độ cuối của lưu thể, nếu nhiệt độ cuối thay

đổi thì hiệu số nhiệt độ trung bình Δt và lượng chất tải nhiệt cũng thay đổi. Do đó, trong trường hợp này ta cần chú ý đến việc chọn chiều lưu thể làm thế nào cho quá trình truyền nhiệt tốt nhất.



Hình 1.29. Thay đổi nhiệt độ của lưu thể khi truyền nhiệt ổn định:
a) trường hợp xuôi chiều;
b) trường hợp ngược chiều

Ta hãy xét chiều của lưu thể ảnh hưởng như thế nào đến lượng chất tải nhiệt và hiệu số nhiệt độ trung bình. Để đơn giản, ta chỉ xét trong trường hợp chảy xuôi chiều và ngược chiều.

Ta đặt:

G_1, G_2 – lượng chất lỏng nóng và nguội, kg;

C_1, C_2 – nhiệt dung riêng của chất tải nhiệt nóng và nguội, J/kg.độ;

t_{1d}, t_{1c} – nhiệt độ đầu và cuối của chất tải nhiệt nóng, độ;

t_{2d}, t_{2c} – nhiệt độ đầu và cuối của chất tải nhiệt nguội, độ.

Nếu bỏ qua nhiệt tổn thất, ta lập phương trình cân bằng nhiệt lượng như sau:

$$Q = G_1 C_1 (t_{1d} - t_{1c}) = G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2d})$$

Từ đó ta rút ra:

$$G_1 = \frac{G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2d})}{C_1 (t_{1d} - t_{1c})}$$

$$G_2 = \frac{G_1 C_1 (t_{1d} - t_{1c})}{C_2 (t_{2c} - t_{2d})}$$

Giả sử đây là trường hợp làm nguội, thì lượng chất lỏng nóng G_1 đã cho

trước, t_{1d} và t_{1c} là điều kiện kỹ thuật cho trước nên coi là cố định, t_{2d} có thể xem như đã chọn trước cố định. Do đó, lượng chất lỏng nguội cần thiết G_2 chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ cuối của nó t_{2c} . Nếu trong trường hợp nhiệt độ cuối t_{2c} tăng thì lượng chất lỏng G_2 sẽ giảm và ngược lại nếu nhiệt độ cuối t_{2c} giảm thì G_2 sẽ lại tăng.

Dựa vào đồ thị hình 1.29, ta thấy rõ trong khi các nhiệt độ kia như nhau thì nhiệt độ t_{2c} trong trường hợp ngược chiều lớn hơn trường hợp xuôi chiều. Vậy khi lưu thể chảy ngược chiều chất lỏng làm nguội G_2 sẽ tốn ít hơn khi chảy xuôi chiều.

Nhưng nếu xét về mặt hiệu số nhiệt độ trung bình thì người ta nhận thấy rằng khi lưu thể chuyển động ngược chiều, hiệu số nhiệt độ trung bình có giảm đi một ít so với trường hợp xuôi chiều, do đó bề mặt truyền nhiệt có tăng lên một ít.

Khi so sánh tổng hợp về lượng chất tải nhiệt và các chi phí phụ khác để làm thiết bị có kích thước to hơn, người ta thấy những chi phí phụ đó vẫn còn ít hơn so với phần giảm lượng chất tải nhiệt. Vậy trường hợp lưu thể chuyển động ngược chiều vẫn lợi hơn chuyển động xuôi chiều. Vì thế, trong thực tế thường làm việc theo nguyên tắc ngược chiều, trừ trường hợp yêu cầu kỹ thuật không cho phép.

1.4.5. Nhiệt độ của tường và của chất tải nhiệt

1.4.5.1. Nhiệt độ của tường

Trong quá trình trao đổi nhiệt ta chỉ biết nhiệt độ của lưu thể, nhưng không biết được nhiệt độ của tường tiếp xúc trực tiếp với lưu thể đó. Khi tính toán lượng nhiệt truyền đi ta cần xác định nhiệt độ của tường (hình 1.24).

Lượng nhiệt ở hai phía của tường có thể tính theo công thức cấp nhiệt:

$$Q = \alpha_1 F(t_1 - t_{T1})$$

$$Q = \alpha_2 F(t_{T2} - t_2)$$

Từ hai phương trình này ra rút ra công thức tính nhiệt độ của tường:

$$t_{T1} = t_1 - \frac{Q}{F\alpha_1}$$

$$t_{T_2} = t_2 - \frac{Q}{F\alpha_2}$$

Nếu Q tính bằng phương trình truyền nhiệt thì có dạng:

$$Q = KF\Delta t_{tb}$$

Thay Q vào hai công thức tính nhiệt độ ở trên:

$$t_{T_1} = t_1 - \frac{KF\Delta t_{tb}}{F\alpha_1}$$

$$t_{T_2} = t_2 + \frac{KF\Delta t_{tb}}{F\alpha_2}$$

Rút gọn:

$$t_{T_1} = t_1 - \frac{K\Delta t_{tb}}{\alpha_1} \quad (1.104)$$

$$t_{T_2} = t_2 + \frac{K\Delta t_{tb}}{\alpha_2} \quad (1.105)$$

1.4.5.2. Nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt

Khi làm việc, thường chất tải nhiệt biến đổi nhiệt độ từ nhiệt độ đầu đến nhiệt độ cuối, do đó, ta cần xác định nhiệt độ trung bình. Nếu như một trong hai chất tải nhiệt không biến đổi nhiệt độ trong suốt quá trình trao đổi nhiệt, ví dụ, khi ngưng tụ hơi nước hoặc chất lỏng sôi thì chỉ cần tính nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt theo công thức:

$$t_{tb1} = t_1 - \Delta t_{tb} \quad (1.106)$$

trong đó: t_1 – nhiệt độ của chất tải nhiệt thứ nhất (không biến đổi nhiệt độ);

Δt_{tb} – hiệu số nhiệt độ trung bình logarit;

t_{tb} – nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt thứ hai.

Nếu cả hai lưu thể cùng biến đổi nhiệt độ ta có thể xác định nhiệt độ trung bình như sau:

– Nhiệt độ của chất tải nhiệt nào thay đổi ít thì lấy trung bình số học:

$$t_{tb1} = (t_1 + t_2)/2 \quad (1.107)$$

– Còn nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt thứ hai thì bằng:

$$t_{tb2} = t_2 \pm \Delta t_{tb} \quad (1.108)$$

ở đây Δt_{tb} – hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai chất tải nhiệt.

Dùng dấu "+" khi t_{tb1} là chất tải nhiệt có nhiệt độ thấp hơn.

1.4.6. Tổn thất nhiệt

Trong các quá trình nhiệt nói chung đều có tổn thất nhiệt, tức là lượng nhiệt bị mất mát do thành thiết bị tiếp xúc với không khí xung quanh đã tỏa nhiệt cho không khí xung quanh.

Lượng nhiệt này truyền đi bằng đối lưu và cả bức xạ, do đó khi tính toán ra phải tính tổng hợp cả hai quá trình đó.

Chương 2

ĐUN NÓNG. LÀM NGUỘI. NGỪNG TỤ

2.1. ĐUN NÓNG

2.1.1. Nguồn nhiệt và phương pháp đun nóng

Đun nóng là một quá trình rất phổ biến trong công nghiệp hóa chất và thực phẩm, nó có tác dụng làm tăng vận tốc của một số quá trình phản ứng hóa học, ngoài ra đun nóng còn là một phương tiện cần thiết để thực hiện các quá trình khác như: cô đặc, chưng cất, sấy khô, v.v.

2.1.1.1. Nguồn nhiệt

Nhiệt năng dùng để đun nóng có thể tạo ra bằng nhiều phương pháp khác nhau và từ nhiều nguồn nhiệt khác nhau. Có khi người ta sử dụng nhiệt ngay từ nguồn nhiệt trực tiếp như: khói lò, dòng điện, có khi dùng chất tải nhiệt trung gian (chất này lấy nhiệt từ nguồn nhiệt rồi truyền nhiệt cho vật liệu cần đun nóng) như: hơi nước, hơi nước quá nhiệt, dầu khoáng, các chất hữu cơ có nhiệt độ sôi cao và hơi của nó, các muối vô cơ nóng chảy hoặc hỗn hợp của nó và một số kim loại hợp kim ở trạng thái lỏng.

Ngoài ra, người ta còn dùng nhiệt của các khí thải hoặc chất lỏng thải có nhiệt độ cao.

Mỗi một chất tải nhiệt đều có ưu, nhược điểm nhất định, do đó tùy trường hợp cụ thể mà ta lựa chọn cho thích hợp, khi lựa chọn cần chú ý các điều kiện quan trọng sau đây:

- Nhiệt độ đun nóng và khả năng điều chỉnh nhiệt độ;
- Áp suất hơi bão hòa và độ bền do ảnh hưởng của nhiệt độ;
- Độ độc và tính hoạt động hóa học;

- Độ an toàn khi đun nóng (không cháy, nổ, v.v..)
- Rẻ và dễ tìm.

2.1.1.2. Sơ lược về các phương pháp đun nóng

a) Đun nóng bằng hơi nước bão hòa

Phương pháp đun nóng bằng hơi nước bão hòa được sử dụng rộng rãi trong công nghiệp hóa học, nó có những ưu điểm sau:

- Hệ số cấp nhiệt lớn ($\alpha = 10000 - 15000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$) do đó bề mặt truyền nhiệt nhỏ, nghĩa là kích thước thiết bị gọn hơn các thiết bị đun nóng bằng chất tải nhiệt khác, khi cùng một năng suất tải nhiệt.

- Lượng nhiệt cung cấp lớn (tính theo một đơn vị chất tải nhiệt) vì đó là lượng nhiệt tỏa ra khi ngưng tụ hơi.

- Đun nóng được đồng đều vì hơi nước ngưng tụ trên toàn bộ bề mặt truyền nhiệt ở nhiệt độ không đổi.

- Dễ điều chỉnh nhiệt độ đun nóng bằng cách điều chỉnh áp suất của hơi.

- Vận chuyển xa được dễ dàng theo đường ống.

Nhược điểm chính của phương pháp này là ta không thể đun nóng được ở nhiệt độ cao vì nếu nhiệt độ hơi càng tăng thì áp suất hơi bão hòa càng tăng đồng thời ẩn nhiệt hóa hơi càng giảm. Ví dụ, hơi nước ở 350°C thì áp suất hơi bão hòa là 180 at; ở 374°C (nhiệt độ tới hạn) áp suất là 225 at và ẩn nhiệt hóa hơi bằng 0 ($r = 0$). Do đó khi tăng nhiệt độ thì thiết bị sẽ phức tạp thêm, hiệu suất sử dụng nhiệt sẽ bị giảm, vì vậy phương pháp đun nóng bằng hơi nước bão hòa chỉ sử dụng tốt nhất trong trường hợp đun nóng không quá 180°C .

b) Đun nóng bằng khói lò

Đun nóng bằng khói lò được dùng rất phổ biến, nhất là trong hoàn cảnh nước ta hiện nay, phương pháp này có thể đạt được tới 1000°C . Khói lò được tạo thành khi đốt cháy các nhiên liệu rắn, lỏng hoặc khí ở trong các lò đốt.

Ưu điểm chủ yếu của phương pháp này là có thể tạo được nhiệt độ cao nhưng có những nhược điểm là:

- Hệ số cấp nhiệt rất nhỏ (không quá $100 \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$) do đó thiết bị cồng kềnh.

- Nhiệt dung riêng thể tích nhỏ nên cần dùng một lượng khối lớn.
- Đun nóng không được đồng đều, vì khối vừa cấp nhiệt vừa nguội đi.
- Khó điều chỉnh nhiệt độ đun nóng nên dễ có hiện tượng quá nhiệt cục bộ và gây ra phản ứng phụ không cần thiết.
- Khối lò thường có bụi và khí độc của nhiên liệu (nhất là nhiên liệu rắn), do đó khi đun nóng gián tiếp, bề mặt truyền nhiệt sẽ bị bám cặn, còn đun nóng trực tiếp sẽ bị hạn chế.
- Nếu đun nóng các chất dễ cháy, dễ bay hơi thì không an toàn.
- Trong khối luôn có một lượng oxy dư (nhất là khi điều chỉnh nhiệt độ của khối bằng cách trộn thêm không khí ngoài trời) ở nhiệt độ cao, khi tiếp xúc với thiết bị sẽ oxy hóa kim loại làm hỏng thiết bị.
- Hiệu suất sử dụng thiết bị thấp, lớn nhất chỉ đạt 30%.

c) Đun nóng bằng dòng điện

Đun nóng bằng dòng điện có thể tạo được nhiệt độ cao (tới 3200°C) mà các phương pháp khác không thực hiện được. Điều chỉnh nhiệt độ dễ dàng và chính xác. Hiệu suất rất cao, có thể đạt tới 95% điện tiêu hao. Nhưng đun nóng bằng dòng điện cũng có nhược điểm là thiết bị phức tạp, giá thành cao cho nên chưa được sử dụng rộng rãi.

d) Đun nóng bằng chất tải nhiệt đặc biệt

Khi cần đun nóng ở nhiệt độ cao hơn 180°C người ta dùng các chất tải nhiệt đặc biệt như: nước quá nhiệt, chất lỏng có nhiệt độ sôi cao ở áp suất bão hòa nhỏ, không bị phân hủy ở nhiệt độ cao. Các chất tải nhiệt hữu cơ thường dùng là điphenyl, etediphenyl, hỗn hợp otecti của diphenyl và etediphenyl, hỗn hợp các muối, các kim loại nóng chảy, v.v.

Đầu tiên dùng khối lò hoặc dòng điện để đun các chất tải nhiệt, sau đó các chất tải nhiệt này ở trạng thái lỏng hoặc hơi truyền nhiệt cho các vật liệu cần đun nóng.

e) Đun nóng bằng khí thải và chất lỏng thải

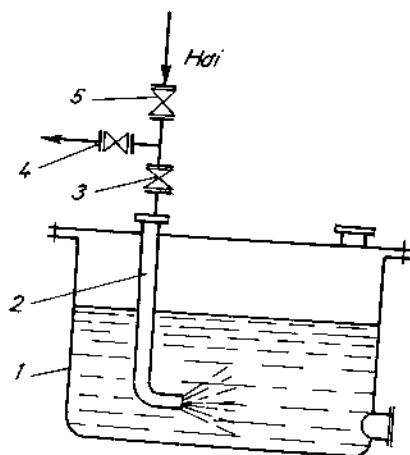
Đây là một phương pháp đun nóng tiết kiệm, tận dụng nhiệt trong khí thải hoặc chất lỏng thải ra từ các nhà máy, xí nghiệp mà nhiệt độ của chúng còn cao.

2.1.2. Đun nóng bằng hơi nước

2.1.2.1. Đun nóng bằng hơi nước trực tiếp

Phương pháp truyền nhiệt đơn giản nhất là đun nóng trực tiếp, tức là cho hơi nước sục thẳng vào trong lòng chất lỏng cần đun nóng. Hơi nước ngưng tụ và cấp ẩn nhiệt cho chất lỏng, nước ngưng tạo thành lại trộn lẫn với chất lỏng.

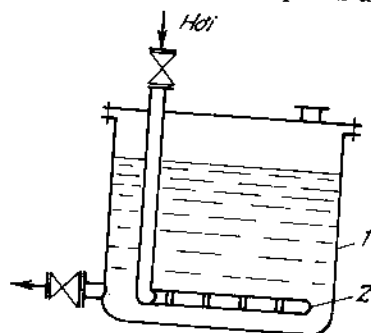
Thiết bị đơn giản nhất để đun nóng bằng hơi nước trực tiếp là thiết bị loại sục gồm có một bể chứa chất lỏng cần đun nóng và một ống hơi (hình 2.1). Trên ống dẫn hơi có đặt các van để tạo cho quá trình làm việc tốt. Van một chiều 5 dùng để ngăn không cho chất lỏng đi ngược trở lại trong trường hợp áp suất trong ống hơi thấp hơn áp suất khí quyển. Trước khi bắt đầu đun nóng, người ta mở van phụ 4 để tháo hết nước ngưng đang tích tụ trong ống dẫn hơi.



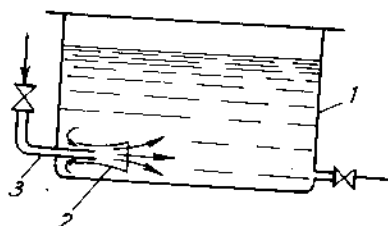
Hình 2.1. Thiết bị loại sục:

1- thùng chứa; 2- ống hơi; 3- van;
4- van phụ; 5- van một chiều

Khi cần thiết vừa đun nóng vừa khuấy trộn chất lỏng thì dùng thiết bị đun nóng loại sủi bọt (hình 2.2). Trong thiết bị này hơi từ ống hơi vào được đi qua những ống phun hình xoắn ốc vòng tròn hoặc một số ống thẳng song song có những lỗ nhỏ đặt nằm dưới đáy bể chứa lỏng. Nhờ có sự bố trí như thế nên hơi nước được phun đều trong bể có tác dụng khuấy trộn.



Hình 2.2. Thiết bị đun nóng loại sủi bọt:
1- bể chứa; 2- ống sủi bọt



Hình 2.3. Thiết bị đun nóng loại không có tiếng động:
1- bể chứa; 2- loa hỗn hợp; 3- ống dẫn hơi

Loại thiết bị sưởi ấm và loại thiết bị sấy làm việc có nhiều tiếng động. Để tránh tiếng động, người ta dùng thiết bị đun nóng không có tiếng động. Loại này có lắp thêm một cái loa 2 ở đầu ống dẫn hơi (hình 2.3). Khi làm việc, hơi phun ra khỏi đầu ống dẫn hơi với vận tốc rất lớn, do đó áp suất tĩnh học trong loa giảm xuống, chất lỏng bên ngoài loa ập vào đáy của loa vừa pha trộn với luồng hơi phun ra vừa làm tắt tiếng động.

Phương pháp đun nóng bằng hơi nước trực tiếp nói chung là đơn giản, nhưng nó có nhược điểm là đưa thêm một lượng nước ngưng tụ vào trong chất lỏng cần đun nóng. Do đó phương pháp này chỉ dùng trong các trường hợp cho phép pha loãng chất lỏng và không có phản ứng xảy ra giữa chất lỏng và nước.

Để xác định hơi nước tiêu hao trong quá trình đun nóng, người ta dựa vào phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$D\lambda + G_2 C_2 t_{2d} = CDt_{2c} + G_2 C_2 t_{2c} + Q_m$$

Từ đó rút ra lượng hơi cần thiết:

$$D = \frac{G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2d}) + C Q_m}{\lambda - C \cdot t_{2c}} \quad (2.1)$$

trong đó: C – nhiệt dung riêng của nước ngưng tụ, J/kg.°C;

G_2 – lượng chất lỏng cần đun nóng, kg/s;

C_2 – nhiệt dung riêng của chất lỏng, J/kg.°C;

t_{2d}, t_{2c} – nhiệt độ đầu và cuối của chất lỏng, °C;

d – lượng hơi nước cần thiết, kg;

λ – nhiệt lượng riêng của hơi nước, J/kg;

Q_m – tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh, W.

2.1.2.2. Đun nóng bằng hơi nước gián tiếp

Nếu như chất lỏng cần đun nóng không được phép trộn lẫn với nước, không được phép pha loãng, v.v. thì không thể dùng phương pháp đun nóng trực tiếp, mà phải dùng phương pháp đun nóng bằng hơi nước gián tiếp, tức là giữa hơi và chất lỏng có một tường ngăn cách. Nhiệt từ hơi truyền qua tường để cấp cho chất lỏng.

Đun nóng bằng hơi nước gián tiếp được thực hiện trong nhiều loại thiết

bị có cấu tạo khác nhau như: thiết bị có vỏ bọc ngoài, loại ống xoắn, loại ống chùm, v.v. Hơi nước sau khi cấp nhiệt cho chất lỏng qua tường thì ngưng tụ lại thành nước ngưng, chảy ra khỏi thiết bị theo một đường ống riêng.

Thường người ta dùng hơi nước bão hòa để đun nóng vì nó có hệ số cấp nhiệt lớn và ẩn nhiệt ngưng tụ cao. Dùng hơi nước quá nhiệt không lợi vì hệ số cấp nhiệt thấp và lượng nhiệt quá nhiệt không lớn lắm.

Trong trường hợp trao đổi nhiệt này chiều của lưu thể không ảnh hưởng đến quá trình nhưng khi làm việc, thường người ta cho hơi vào thiết bị từ phía trên để nước ngưng có thể chảy xuống dễ dàng.

Cũng giống như trường hợp đun nóng bằng hơi nước trực tiếp, lượng hơi nước tiêu hao để đun nóng gián tiếp xác định dựa vào phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$D = \frac{G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2d}) + Q_m}{\lambda - C\theta} \quad (2.2)$$

trong đó: θ – nhiệt độ của nước ngưng $^{\circ}\text{C}$;

C – nhiệt dung riêng của nước ngưng tụ,

Các ký hiệu còn lại xem công thức (2.1).

2.1.2.3. Tháo nước ngưng

Khi đun nóng bằng hơi nước gián tiếp thì cần phải tháo nước ngưng ra một cách liên tục để thiết bị trao đổi nhiệt làm việc bình thường.

Một điều quan trọng cần chú ý: khi tháo nước ngưng là chỉ cho nước ngưng ra mà không cho hơi ra khỏi thiết bị. Do đó người ta phải dùng các loại thiết bị riêng cho việc tháo nước ngưng, gọi là thiết bị tháo nước ngưng.

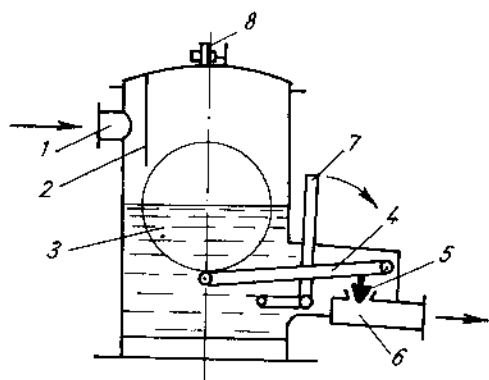
Thiết bị tháo nước ngưng có loại làm việc liên tục, có loại gián đoạn. Có loại làm việc ở áp suất cao, có loại làm việc ở áp suất thấp, v.v.

Sau đây ta nghiên cứu một số loại thường dùng.

a) Thiết bị tháo nước ngưng loại phao kín

Cấu tạo chủ yếu là có cái phao kín 3 ở bên trong thiết bị, phao nối với đòn bẩy 4. Hỗn hợp nước ngưng và hơi từ thiết bị trao đổi nhiệt theo ống dẫn 1 vào thiết bị tháo nước ngưng. Tấm chắn 2 có tác dụng ngăn ngừa sự va đập của hơi với phao. Nước ngưng tụ ngập đến một mức độ nào đó thì phao bị nâng lên và nhờ có đòn bẩy 4 mà van 5 được mở ra, nước ngưng theo cửa tháo nước ngưng 6 ra ngoài. Van 8 ở phía trên của thiết bị tháo nước ngưng

dùng để tháo không khí hoặc khí không ngưng khác có lẫn trong hơi nước ra ngoài. Tay quay 7 khi bị đẩy theo chiều mũi tên thì có tác dụng nhắc đòn bẩy 4 lên, do đó van 5 sẽ mở ra để tháo tất cả nước ngưng cùng với cặn bã còn lại trong thiết bị ra ngoài (hình 2.4).



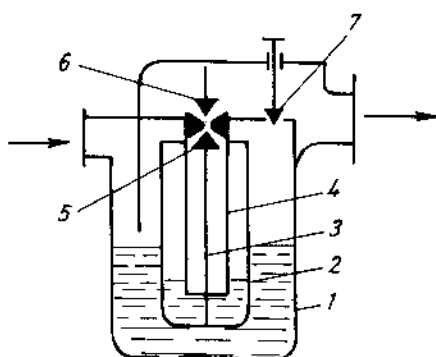
Hình 2.4. Thiết bị tháo nước ngưng loại phao kín:

- 1- ống dẫn hơi; 2- tấm chắn; 3- phao;
4- đòn bẩy; 5- van; 6- cửa tháo nước ngưng;
7- tay quay; 8- van xả khí không ngưng tụ

Loại này được dùng trong trường hợp áp suất hơi trong thiết bị lớn hơn 10 at. Nếu như lượng nước ngưng từ thiết bị trao đổi nhiệt chảy ra với lưu lượng không đổi thì phao chỉ nằm tại một vị trí và liên tục tháo nước ngưng mà không cho hơi đi ra.

b) Thiết bị tháo nước ngưng loại phao hở

Loại này làm việc gián đoạn (hình 2.5). Thiết bị gồm có: vỏ 1, bên trong là phao hở 2. Phao hở có hình dạng như cái cốc, dưới đáy phao nối cứng với cần phao 3 nối liền với van 5. Bên trong cốc có lắp ống 4, ống này lắp cứng vào nắp của vỏ, dùng làm bộ phận định hướng cho cần phao và luôn luôn nhúng vào nước để tạo ra một van thủy lực. Phía trên nắp có lắp van một chiều 6 để ngăn không cho nước ngưng chảy ngược lại vào cốc. Van 7 có tác dụng thông khí không ngưng định kỳ khi thiết bị



Hình 2.5. Thiết bị tháo nước ngưng loại phao hở:

- 1- vỏ; 2- phao hở (cốc); 3- cần phao; 4- ống để dẫn nước ngưng;
5- van; 6- van một chiều; 7- van tháo khí

làm việc, cần mở van 7 nhanh chóng để tháo hết nước ngưng ra khỏi thiết bị rồi đóng lại khi đã làm việc ổn định.

Khi làm việc, nước ngưng từ thiết bị trao đổi nhiệt chảy vào vỏ 1 làm cho phao nổi lên và đẩy van 5 đóng lại. Nước ngưng cứ tiếp tục đầy vỏ rồi dần dần tràn vào trong phao.

Khi trong phao đã chứa một lượng nước ngưng nhất định nào đó thì phao chìm xuống, van 5 mở ra do chênh lệch áp suất giữa hơi đốt và khí quyển bên ngoài, nước ngưng bị đẩy qua ống 4 ra ngoài. Khi đó, lượng nước ngưng trong phao giảm rất nhiều mà nước ngưng trong thiết bị trao đổi nhiệt vẫn chảy vào nên phao lại được nâng lên và van 5 đóng lại. Trong thời gian làm việc ống 4 luôn luôn nhúng chìm vào trong nước nên hơi không thể thoát ra khỏi cốc được.

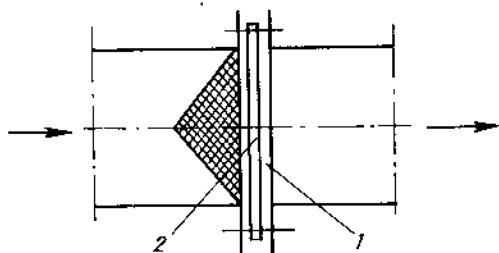
Loại phao hở làm việc gián đoạn nhưng vẫn có một vài ưu điểm hơn loại phao kín như: theo quá trình thải nước gián đoạn có thể kiểm tra sự làm việc của thiết bị, những phần chịu lực ma sát của nó không va chạm vào vỏ, v.v.

c) Các loại rôngden đỡ

Khi lưu lượng hơi trong thiết bị trao đổi nhiệt ít thay đổi, tức là lượng nước ngưng tháo ra cũng ít thay đổi, và áp suất hơi vào khoảng với 7 at, thì người ta dùng thiết bị tháo nước ngưng loại rôngden đỡ.

Cấu tạo của loại này gồm có: đĩa có lỗ 1 lắp vào ống tháo nước ngưng (hình 2.6). Phía trước đĩa có lắp tấm lưới chắn rác hình chóp để ngăn không cho các lỗ của rôngden bị tắc bần.

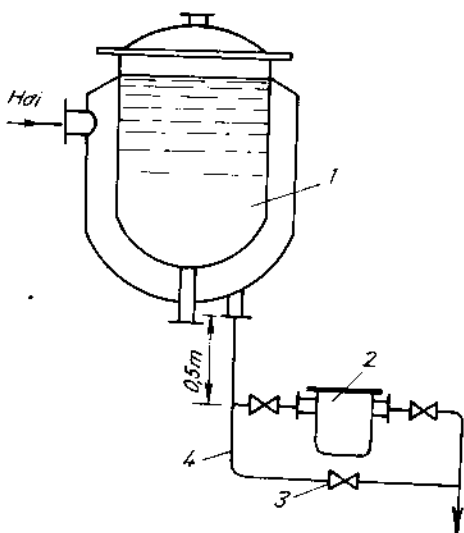
Khi làm việc, nước ngưng sẽ chui qua các lỗ ra ngoài. Có một lượng hơi nào đó cũng lọt qua lỗ cùng với nước ngưng, nhưng vì áp suất không lớn lắm nên lượng hơi mất không đáng kể.



Hình 2.6. Loại rôngden đỡ:
1- đĩa có lỗ; 2- lưới chắn rác

d) Sơ đồ thiết bị tháo nước ngưng

Sơ đồ bố trí thiết bị tháo nước ngưng như hình 2.7. Thiết bị tháo nước ngưng đặt thấp hơn cửa tháo nước ngưng ở thiết bị trao đổi nhiệt 1 (ít nhất cũng phải thấp hơn 0,5m) và có lắp thêm một đường ống phụ để tháo nước ngưng khi thiết bị 2 cần sửa chữa đảm bảo cho thiết bị làm việc liên tục.



Hình 2.7. Sơ đồ hệ thống tháo nước ngưng:

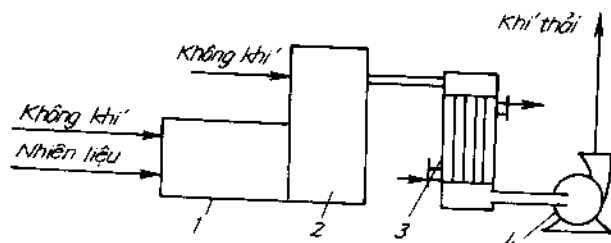
1- thiết bị trao đổi nhiệt; 2- thiết bị tháo nước ngưng; 3- van; 4- đoạn ống phụ

2.1.3. Đun nóng bằng khói lò

2.1.3.1. Nguyên tắc

Sơ đồ đun nóng bằng khói lò được mô tả trên hình 2.8. Khói lò được tạo ra bằng cách đốt nhiên liệu trong lò đốt 1, sau đó đi vào phòng 2. Ở phòng này cho thêm không khí lạnh vào để điều chỉnh nhiệt độ của khói lò. Lượng không khí cho vào phụ thuộc nhiệt độ cần điều chỉnh để đun nóng.

Để giảm lượng oxy trong khói lò người ta có thể dùng khí thải (khói lò sau khi đã đun nóng) để trộn.



Hình 2.8. Sơ đồ đun nóng bằng khói lò:
1- lò đốt; 2- phòng trộn; 3- thiết bị truyền nhiệt; 4- quạt

2.1.3.2. Tính toán quá trình đun nóng bằng khói lò

Tính toán quá trình đun nóng bằng khói lò thường cần xác định những thông số sau:

a) Nhiệt sinh của nhiên liệu

Các nhiên liệu được đặc trưng bằng lượng nhiệt tỏa ra khi đốt cháy hoàn toàn một đơn vị nhiên liệu (1 kg hoặc 1 m³) gọi là nhiệt trị cao Q_c , đại lượng này tính cả nhiệt tạo thành hơi nước, khi hydro của nhiên liệu kết hợp với oxy và nhiệt bốc hơi của nước chứa trong nhiên liệu. Nhiệt trị cao xác định ở điều kiện coi hơi nước của sản phẩm cháy biến thành trạng thái lỏng ở 0°C.

Nhiệt trị của nhiên liệu có thể xác định bằng công thức thực nghiệm của D. I. Mendeleev:

$$Q_c = [339C + 1256H - 109(O - S)]. 10^3, \text{ J/kg} \quad (2.3)$$

Thực tế khi nhiên liệu cháy, hơi nước đi theo với sản phẩm cháy. Vì vậy, người ta đưa vào một đặc trưng giả định của nhiên liệu gọi là nhiệt trị thấp Q_t , đại lượng này không tính nhiệt do hơi nước mang đi. Quan hệ giữa Q_c và Q_t như sau:

$$Q_t = Q_c - 25,1 \cdot 10^3 \cdot G_{H_2O}$$

$$Q_t = [339C + 1256H - 109(O - S) - 25,1G_{H_2O}]. 10^3, \text{ J/kg} \quad (2.4)$$

Các ký hiệu ở hai công thức trên:

- H, O, S và W là các thành phần cacbon, hydro, oxy, lưu huỳnh và lượng ẩm trong nhiên liệu, % khối lượng.

- $G_{H_2O} = 9H + W$ là khối lượng của hơi nước tạo thành khi đốt cháy 100 kg nhiên liệu.

Công thức (2.4) tính cho các nhiên liệu rắn, lỏng. Đối với nhiên liệu khí nhiệt trị thấp tính theo 1 m³ nhiên liệu:

$$Q_t = (127CO + 108H_2 + 360CH_4 + 598C_2H_4 + 147 H_2S). 10^3, \text{ J/m}^3 \quad (2.4a)$$

ở đây CO, H₂, CH₄, C₂H₄, H₂S – phần trăm thể tích của các khí tương ứng, % thể tích.

b) Lượng không khí lý thuyết dùng để đốt cháy nhiên liệu

Lượng không khí khô lý thuyết dùng để đốt cháy hoàn toàn 1 kg nhiên liệu xác định theo công thức sau:

Đối với nhiên liệu rắn, lỏng:

$$L_o = 0,115C + 0,346H + 0,043 (S - O), \text{ kg/kg} \quad (2.5)$$

Đối với nhiên liệu khí:

$$L_o = 1,38(0,0179CO + 0,246H_2 + 0,446H_2S + \frac{x + \frac{y}{4}}{2x + y} C_xH_y - O_2), \text{ kg/kg} \quad (2.5b)$$

trong đó: x – số nguyên tử cacbon;

y – số nguyên tử hydro.

Ví dụ: Cho C_2H_2 thì:

$$x = 2$$

$$y = 2.$$

Các ký hiệu còn lại như trong công thức (2.4a)

Thực tế khi đốt cháy 1kg nhiên liệu cần phải có một lượng không khí dư:

$$L = \alpha L_o; \text{ kg/kg.}$$

trong đó: $\alpha > 1$ – hệ số dư không khí;

L – lượng không khí khô thực tế.

c) Thành phần của các khí trong khói lò

Thành phần của các khí trong khói lò khô đối với nhiên liệu tính bằng kilôgam trên 1 kg nhiên liệu:

Đối với nhiên liệu rắn và lỏng:

$$G_{CO_2} = 0,0367C;$$

$$G_{SO_2} = 0,02S;$$

$$G_{N_2} = 0,769\alpha L_o + 0,01N;$$

$$G_{O_2} = 0,231(\alpha - 1)L_o$$

Đối với nhiên liệu khí:

$$G_{CO_2} = 0,01CO_2 + 0,0157CO + 0,44 C_xH_y/(12x + y);$$

$$G_{N_2} = 0,769 \alpha L_o + 0,01N;$$

$$G_{O_2} = 0,231(\alpha - 1)L_o$$

trong đó: G_{C_2} , G_{N_2} , G_{CO_2} – lượng khí tương ứng, kg/kg.

Hệ số dư không khí α xác định từ phương trình cân bằng nhiệt lượng:

Đối với nhiên liệu rắn, lỏng:

$$\alpha = \frac{Q_c \eta + C_n t_n - (1 - \frac{9H + W + A}{100}) C_K t_K - \frac{9H + W}{100} i + W' (i' - i)}{L_o (C_K t_K + i X_o + I_o)} \quad (2.6)$$

Đối với nhiên liệu khí:

$$\alpha = \frac{Q_c \eta + C_n t_n - (1 - \sum \frac{0,09y}{12x+y} C_x H_y) C_K t_K - \sum \frac{0,09y}{12x+y} C_x H_y i + W' (i' - i)}{L_o (C_K t_K + i X_o + I_o)} \quad (2.6b)$$

Các ký hiệu trong (2.6) và (2.6b) là:

C_n C_K - nhiệt dung riêng của nhiên liệu và của khối lò khô, J/kg.độ;

η - hiệu suất của lò đốt;

t_n, t_K - nhiệt độ của nhiên liệu và khối lò, độ;

Q_c - nhiệt trị cao của nhiên liệu, J/kg;

i - nhiệt lượng riêng của hơi nước ở nhiệt độ của khối, J/kg;

i_o - nhiệt lượng riêng của không khí đưa vào đốt nhiên liệu, J/kg;

x_o - hàm ẩm của không khí đưa vào đốt nhiên liệu, kg/kg;

W - lượng hơi nước dùng để thổi nhiên liệu hoặc hơi ẩm trong nhiên liệu khí, kg/kg nhiên liệu;

i' - nhiệt lượng riêng tương ứng với W' , J/kg.

Nhiệt dung riêng của khối lò xác định theo công thức:

$$C_K = \frac{G_{CO_2} C_{CO_2} + G_{SO_2} C_{SO_2} + G_{N_2} C_{N_2} + G_{O_2} C_{O_2}}{G_K} \quad (2.7)$$

trong đó: $C_{CO_2}, C_{SO_2}, \dots$ - nhiệt dung riêng của các khí tương ứng, J/kg.độ;

G_K - khối lượng của khối khô, kg/kg nhiên liệu.

Đối với nhiên liệu rắn, lỏng:

$$G_K = 1 + \alpha L_o - (9H + W + A) / 100, \text{ kg/kg nhiên liệu} \quad (3.8)$$

Đối với nhiên liệu khí:

$$G_K = 1 + \alpha L_o - \sum \frac{0,09y}{12x+y} C_x H_y \quad (2.8a)$$

d) Hàm ẩm và nhiệt lượng riêng của khói lò:

Lượng hơi ẩm trong khói lò:

Đối với nhiên liệu rắn, lỏng:

$$G_{H_2O} = (9H + W)/100 + \alpha X_o L_o + W', \text{ kg/kg nhiên liệu} \quad (2.9)$$

Đối với nhiên liệu khí:

$$G_{H_2O} = \sum \frac{0,09y}{12x + y} C_x H_y + \alpha X_o L_o + W', \text{ kg/kg nhiên liệu} \quad (2.9b)$$

Hàm ẩm của khói lò xác định theo công thức:

$$x = G_{H_2O} / G_K, \text{ kg/kg khói lò} \quad (2.10)$$

Nhiệt lượng riêng của khói lò:

$$I = \frac{Q_c \eta + C_n \cdot t_n + \alpha L_o I_o - W' i'}{G_K} \quad (1.11)$$

e) Cân bằng nhiệt lượng

Nhiệt lượng đưa vào lò gồm các đại lượng sau (tính theo 1 kg nhiên liệu):

- lượng nhiệt do nhiên liệu mang vào: $q_n = c_n t_n, \text{ J/kg};$
- lượng nhiệt do không khí mang vào: $q_{kk} = \alpha L_o L_o;$
- lượng nhiệt tỏa ra khi đốt cháy nhiên liệu: $q = Q_c;$
- lượng nhiệt do hơi nước dùng để thổi nhiên liệu $q' = W' i';$

• Lượng nhiệt tổng cộng:

$$Q_o = q_n + q_{kk} + q + q', \text{ J/kg}$$

• Nhiệt lượng tiêu hao trong quá trình đun nóng:

- Lượng nhiệt đun nóng sản phẩm:

$$q_s = G_s C_s (t_{cs} - t_{ds}), \text{ W}$$

trong đó: G_s - lượng sản phẩm cần đun nóng, kg/s;

C_s - nhiệt dung riêng của sản phẩm, J/kg.độ;

t_{ds}, t_{cs} - nhiệt độ đầu và cuối của sản phẩm, độ.

– *Lượng nhiệt đun nóng thiết bị chứa sản phẩm:*

$$q_t = G_t C_t (t_2 - t_1), \text{ W.}$$

trong đó: G_t – khối lượng của thiết bị chứa sản phẩm, kg/s.

– *Lượng nhiệt tổn thất qua tường:*

$$q_t = \alpha_2 F (t - t_o).$$

α_2 – hệ số cấp nhiệt từ tường thiết bị ra môi trường xung quanh, $\text{W/m}^2 \text{ độ}$;

F – bề mặt của thành thiết bị, m^2 ;

t – nhiệt độ bề mặt ngoài của thành thiết bị, độ;

t_o – nhiệt độ của môi trường xung quanh, độ;

• *Lượng nhiệt tổng cộng của khói lò dùng trong quá trình đun nóng (còn gọi là phần nhiệt có ích):*

$$Q_1 = q_s + q_t + q_{tt}, \text{ W}$$

• *Nhiệt tổn thất do khói lò mang ra ngoài:*

$$Q_2 = G_1 C_1 + G_2 C_2 + \dots G_n C_n, \text{ J/kg}$$

trong đó: G – khối lượng của các khí trong khói lò, kg nhiên liệu;

C – nhiệt dung riêng tương ứng của khí

• *Lượng nhiệt tổn thất do phản ứng cháy không hoàn toàn:*

Do vẫn còn lại một lượng CO ra theo khói lò (ta biết rằng 1 kg cacbon cháy thành CO chỉ tỏa ra $1,03 \cdot 10^7 \text{ J}$, còn nếu cháy thành CO_2 thì tỏa ra $3,4 \cdot 10^7 \text{ J}$). Nhiệt lượng này xác định theo công thức sau:

$$Q_3 = 2,39 \cdot 10^5 \frac{\text{CO}}{\text{CO} + \text{CO}_2}, \text{ J/kg}$$

trong đó: CO và CO_2 – hàm lượng của khí CO và CO_2 , % thể tích.

Đối với nhiên liệu rắn $Q_3 \approx (0,115 + 0,02) Q_1$.

Đối với nhiên liệu lỏng và khí $Q_3 \approx (0,005 + 0,115) Q_1$.

• *Lượng nhiệt tổn thất do quá trình cháy chưa hết:*

Khi đốt các nhiên liệu rắn sẽ có một phần nhiên liệu rơi ra theo xỉ và một phần ra theo khói (không bị cháy); lượng nhiệt này có thể tính theo công

thức sau:

$$Q_1 = \frac{(31C_x + 50,2) \cdot 10^4 \cdot A}{100 - C_x}, \text{ J/kg}$$

trong đó: A – hàm lượng tro của nhiên liệu, % khối lượng;

C_x – hàm lượng cacbon không cháy trong xỉ, % khối lượng; đối với than gầy và than đá bằng: 15 – 20%, đối với than bùn: 15–25%).

• **Lượng nhiệt tổn thất qua tường lò ra ngoài:**

$$Q_s = \alpha' F' (t' - t_o), \text{ W}$$

trong đó: α' – hệ số cấp nhiệt từ trong lò ra ngoài, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$;

F' – bề mặt ngoài của tường lò, m^2 ;

t' – nhiệt độ ngoài của tường lò, $^\circ\text{C}$.

• **Lượng nhiên liệu dùng trong quá trình đun nóng** có thể xác định từ phương trình cân bằng nhiệt:

$$BQ_0 = Q_1 + B(Q_2 + Q_3 + Q_4) + Q_5,$$

$$B = \frac{Q_1 + Q_5}{Q_0 - (Q_2 + Q_3 + Q_4)}, \text{ kg/s} \quad (1.12)$$

Nếu gọi là I_1 và I_2 là nhiệt lượng riêng của khói lò trước và sau khi đun nóng (J/kg) và G_K là lưu lượng khói lò (kg/s), thì lượng nhiên liệu có thể xác định theo phương trình cân bằng nhiệt:

$$G_K (I_1 - I_2) B = Q_1$$

$$B = \frac{Q_1}{G_K (I_1 - I_2)} \quad (2.13)$$

Hiệu suất của lò đốt xác định theo phương trình:

$$\eta = 1 - \frac{Q_3 + Q_4 + \frac{Q_5}{B}}{Q_0} \quad (2.14)$$

Hiệu suất của lò thường trong khoảng $0,9 \div 0,95$.

g) Kích thước của lò đốt

Kích thước của lò đốt phải đảm bảo để cho nhiên liệu cháy được hoàn toàn, các kích thước chủ yếu của lò xác định bằng các số liệu thí nghiệm.

Khi tính toán kích thước của lò đối với nhiên liệu rắn phải xác định mặt cháy (ghi lò), thể tích và kích thước của phòng đốt. Còn đối với nhiên liệu lỏng và khí chỉ cần xác định thể tích và kích thước của phòng đốt.

Tính toán bắt đầu từ ứng suất nhiệt bề mặt cháy thực $Q/R (W/m^2)$, nghĩa là nhiệt năng tỏa ra trên $1m^2$ bề mặt của ghi lò và ứng với hiệu suất nhiệt thể tích của lò $Q/V (W/m^3)$, nghĩa là nhiệt năng tỏa ra theo một đơn vị thể tích lò. Khi biết các trị số của ứng suất nhiệt ta xác định kích thước của lò như sau:

Bề mặt của ghi lò:

$$R = \frac{BQ_1}{\frac{Q}{R}}, m^2 \quad (2.15)$$

Thể tích phòng đốt:

$$V = \frac{BQ_1}{\frac{Q}{V}}, m^3 \quad (2.16)$$

Theo tài liệu của Liên Xô (cũ) đối với các lò ghi thủ công dùng trong công nghiệp hóa chất (chủ yếu là các lò sấy) có thể lấy trị số ứng suất nhiệt như sau:

Đối với than đá bụi (bề dày của lớp than 125 mm) $\frac{Q_1}{R} = 5,8.10^5 \div 7.10^5 W/m^2$; còn ứng suất nhiệt thể tích đối với khí hóa, khí thiên nhiên và than bùn: $\frac{Q_1}{V} = 2,33.10^5 \div 2,9.10^5 W/m^3$; than đá và than gầy: $\frac{Q_1}{V} = 2,9.10^5 \div 3,5.10^5, W/m^3$.

2.1.4. Đun nóng bằng dòng điện

Đun nóng bằng dòng điện là phương pháp biến điện năng thành nhiệt năng để đun nóng vật liệu; quá trình được thực hiện trong các lò kiểu khác nhau: lò hồ quang, lò điện trở, lò cảm ứng, ...

Trong lò hồ quang, điện năng tạo thành tia lửa điện đốt nóng môi trường, tia hồ quang có thể tập trung công suất lớn trong thể tích nhỏ, do đó, đạt được nhiệt độ cao (từ $1500^\circ C$ đến $2000^\circ C$ và cao hơn nữa). Ở lò hồ quang có độ giảm nhiệt độ rất lớn, do đó, đun nóng không được đồng đều và

khó điều chỉnh nhiệt độ. Lò hồ quang thường dùng làm chảy các kim loại, sản xuất canxi cacbua, phospho.

Lò điện trở chia làm hai loại:

- Lò điện trở trực tiếp, trong đó vật liệu đun nóng được nối trực tiếp với mạch điện hoặc qua máy biến thế cho dòng điện vào để đốt nóng (lò thủy tinh, lò sứ,...).

- Lò điện trở gián tiếp, trong đó nhiệt được tỏa ra do dòng điện đun nóng dây điện trở rồi truyền nhiệt vào cho vật liệu bằng bức xạ, dẫn nhiệt hoặc đối lưu.

Trong lò điện cảm ứng vật liệu được đun nóng đặt trong từ trường xoay chiều hoặc điện trường xoay chiều, khi đó trong vật liệu sẽ xuất hiện dòng điện cảm ứng (dòng xoáy chiều) để đốt nóng vật liệu.

Trong công nghiệp hóa học thường ứng dụng lò điện trở gián tiếp, lò điện cảm ứng và một phần bằng dòng điện có tần số cao để đun nóng.

2.1.4.1. Lò điện trở

Các lò điện trở có ưu điểm là đun nóng được đồng đều và điều chỉnh nhiệt độ rất chính xác nhờ thay đổi điện thế của dòng điện vào hoặc đóng mở dòng điện đi vào từng phần của điện trở, nhiệt độ có thể đạt tới 1000 – 1100 °C. Các phần chính của lò gồm:

- Khung lò;
- Vật liệu chịu lửa và lớp lót cách nhiệt;
- Dây điện trở;
- Thiết bị đun nóng.

Sơ đồ lò điện trở đốt nóng gián tiếp (hình 2.9), lớp lót 2 hoàn toàn bằng gạch chịu lửa (nếu đun nóng dưới 400°C thì không cần gạch chịu lửa), trong các khe của lớp lót này đặt dây điện trở 4, các dây điện trở này nối với dây điện trở 5 từ ngoài vào.

Điện trở làm bằng dây hoặc tấm niken-crom: (hợp kim gồm 20% Cr, 30 – 80% Ni, 0,5 – 50% Fe), hoặc hợp kim crom-sắt, nhôm.

Kích thước của vòng xoắn phải chọn cho thích hợp để hạn chế sự phản xạ tương hỗ giữa các vòng và độ bền cơ học của dây.

Lượng nhiệt cần đun nóng xác định bằng phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = GCt_1 = GCt_2 + Q_n, W$$

Từ đó rút ra:

$$Q = GC(t_2 - t_1) + Q_n \cdot W, \quad (2.17)$$

trong đó:

G – lượng dung dịch cần đun nóng, kg/s;

C – nhiệt dung riêng của dung dịch, J/kg. độ;

t_1, t_2 – nhiệt độ đầu và cuối của dung dịch, °C;

Q_n – tổn thất nhiệt ra môi trường, W.

Công suất của lò điện:

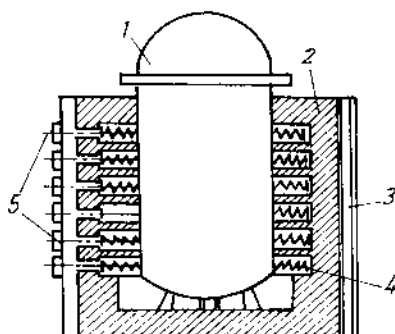
$$N = \frac{Q}{1000\eta}, \text{ kW} \quad (2.18)$$

trong đó: η – hiệu suất của dòng điện đun nóng, có thể lấy $\eta \approx 0,95$.

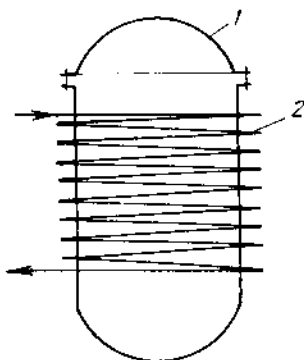
2.1.4.2. Lò điện cảm ứng

Sơ đồ đun nóng bằng dòng điện cảm ứng (hình 2.10). Thiết bị đun nóng 1 được quấn xung quanh (không tiếp xúc với thiết bị) bằng dây xoắn ốc 2, khi cho dòng điện xoay chiều qua dây dẫn, trên vỏ thiết bị sẽ xuất hiện dòng điện xoáy đun nóng thiết bị.

Dây dẫn thường được làm bằng vật liệu có điện trở nhỏ như đồng hoặc nhôm.



Hình 2.9. Lò điện trở:
1- thiết bị đun nóng; 2- lớp lót;
3- lớp cách điện; 4- dây điện trở;
5- dây dẫn điện



Hình 2.10. Sơ đồ lò điện cảm ứng:
1- thiết bị đun nóng;
2- dây dẫn điện

2.1.4.3. Đun nóng bằng dòng điện có tần số cao

Phương pháp này dùng để đun nóng các chất điện môi hay các chất bán dẫn (hoặc các chất dẻo, caosu, gỗ,...). Vật liệu đun nóng đặt vào giữa hai bản của tụ điện, dưới tác dụng của điện trường xoay chiều các phân tử có cực của

chất điện môi sẽ dao động tương ứng với tần số của dòng điện, khi dao động như vậy các phân tử sẽ tiêu hao một phần điện năng để khắc phục lực ma sát, phần điện năng này biến thành nhiệt năng để đốt nóng vật liệu.

Lượng nhiệt tỏa ra tỷ lệ bậc một với tần số và tỷ lệ bậc hai với điện thế của dòng điện. Có thể điều chỉnh nhiệt độ bằng cách thay đổi tần số của dòng điện.

Đun nóng bằng phương pháp này thường dùng dòng điện có tần số cao, từ $0,5.10^8$ Hz đến 100.10^8 Hz. Điều chỉnh tần số bằng bộ đèn phát sóng. Đun nóng bằng dòng điện có tần số cao có ưu điểm là nhiệt tỏa ra trên toàn bộ bề dày của vật liệu đun nóng, đảm bảo đun nóng được đồng đều, nhanh, có thể điều chỉnh được dễ dàng và có thể hoàn toàn tự động hóa.

Công suất điện dùng để đun nóng chất điện môi xác định theo công thức sau:

$$N = 0,129.10^{-12} \frac{F.f^2.V^2.D.\eta}{L}, \text{ kW} \quad (2.19)$$

trong đó: F - bề mặt của tụ điện, m^2 ;

f - tần số của dòng điện, Hz;

V - hiệu điện thế dòng điện, V;

D - hằng số điện môi, phần lớn các loại vật liệu có $D = 2 - 6$;

η - hệ số tổn thất, biểu thị phần điện năng có ích dùng để đun nóng vật liệu so với toàn bộ điện năng tiêu thụ, thường $\eta = 0,2 - 0,6$; đối với mica $\eta = 0,00015$; amiăng $\eta = 0,15$;

L - khoảng cách giữa hai bản cực.

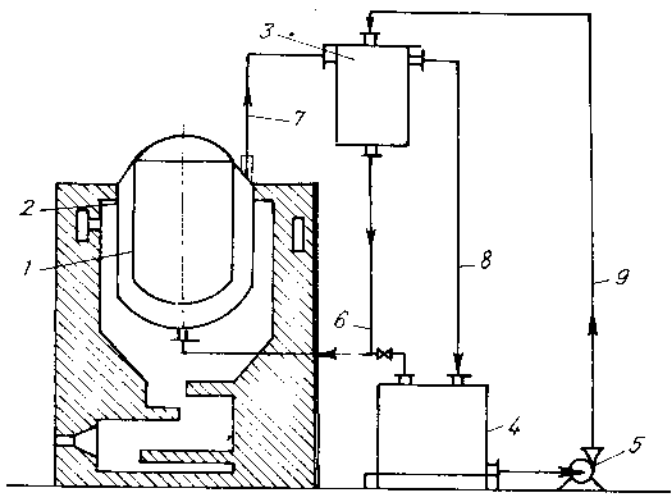
2.1.5. Đun nóng bằng chất tải nhiệt đặc biệt

Trong nhiều quá trình hóa học thường cần tiến hành ở nhiệt độ cao, yêu cầu đun nóng đồng đều, nhưng dùng điện hoặc khói lò thì không thích hợp, hoặc điều kiện an toàn không cho phép. Trong các trường hợp này người ta dùng chất tải nhiệt đặc biệt (các chất lỏng có nhiệt độ sôi cao hoặc hơi của nó) làm chất tải nhiệt trung gian, các chất này lấy nhiệt từ khói lò hoặc dòng điện rồi truyền cho thiết bị cần đun nóng. Quá trình tuần hoàn chất tải nhiệt có thể dùng bơm hoặc tuần hoàn tự nhiên. Đun nóng bằng chất tải nhiệt đặc biệt cho phép ta điều chỉnh nhiệt độ dễ dàng. Nhiệt độ lớn nhất để đun nóng phụ thuộc vào tính chất của chất tải nhiệt, có thể từ 360 đến trên 500°C.

2.1.5.1. Đun nóng bằng dầu khoáng

Khi cần đun nóng đồng đều, tránh quá nhiệt cho sản phẩm, người ta dùng dầu khoáng làm chất tải nhiệt trung gian. Dầu khoáng chứa trong vỏ của thiết bị bọc ngoài được đun nóng bằng khối lò, và truyền nhiệt cho thiết bị đun nóng.

Sơ đồ đun nóng bằng dầu (hình 2.11). Dầu chứa trong vỏ bọc ngoài 2 của thiết bị 1, bình giãn 3 dùng để chứa dầu giãn nở khi đun nóng, đồng thời là bình áp lực để đưa dầu vào thiết bị theo ống 6, ống 7 dùng để dẫn dầu khi giãn nở và các chất khí lẫn trong dầu thoát ra.



Hình 2.11. Sơ đồ đun nóng bằng dầu:
1- thiết bị đun nóng; 2- vỏ bọc ngoài; 3- bình giãn;
4- thùng chứa; 5- bơm; 6, 7, 8- ống dầu

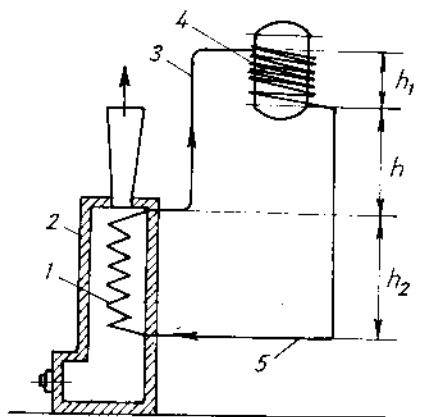
Khi cho dầu mới vào đun nóng thường nó có chứa một lượng ẩm nhất định, do đó khi tiếp xúc với nhiệt độ cao (100 - 120°C) nó sẽ sôi bùng lên, hiện tượng này có thể làm cho toàn bộ dầu trong thiết bị thoát lên bình giãn. Để tránh cho bình giãn khỏi bị tràn người ta nối với thùng chứa 4 bằng ống 8. Trong thùng 4 thường có đặt bộ phận đun nóng dầu sơ bộ (đến 60 hoặc 80°C) để giảm bớt độ nhớt của dầu khi vận chuyển. Đun nóng bằng dầu chỉ dùng trong trường hợp không dùng được các phương pháp khác, vì nó có nhược điểm là hiệu số nhiệt độ không lớn (khoảng từ 15 đến 20°C) nên lượng nhiệt truyền qua không được lớn và khó điều chỉnh nhiệt độ. Nhiệt độ giới hạn đun nóng dầu thấp ($\approx 250^{\circ}\text{C}$) vì nhiệt độ cháy của dầu không vượt qua 300 - 310°C.

Tính toán thời gian đun nóng tiến hành theo hai giai đoạn của quá trình đun nóng dầu và đun nóng sản phẩm đến một nhiệt độ đã cho.

2.1.5.2. Đun nóng bằng nước quá nhiệt

Nhiệt độ tối hạn của nước là 374°C tương ứng với áp suất 225 at. Dòng nước ở gần nhiệt độ và áp suất tối hạn là một chất tải nhiệt phổ biến.

Sơ đồ đun nóng bằng nước tuần hoàn tự nhiên được mô tả ở hình 2.12. Nước được đun nóng bằng khối lò trong thiết bị gia nhiệt 1 ở lò đốt 2, khối lượng riêng của nước sẽ giảm và được đẩy lên trên theo ống 3 vào ống xoắn 4 để đun nóng, sau khi đun nóng xong nước sẽ nguội đi, khối lượng riêng tăng lên và đi về lò đốt theo ống 5. Cường độ tuần hoàn phụ thuộc vào độ giảm nhiệt độ của nước trong ống xoắn và hiệu số chiều cao của thiết bị truyền nhiệt ở lò đốt và thiết bị đun nóng. Thực tế vận tốc tuần hoàn thường bằng 0,1 - 0,2 m/s.



Hình 2.12. Sơ đồ đun nóng bằng nước tuần hoàn tự nhiên

Đun nóng bằng nước quá nhiệt có thể thực hiện được ở nhiệt độ tối hạn nếu ta đuổi hết không khí, khí không ngưng và phải khắc phục hiện tượng đóng cặn và ăn mòn ống để làm việc an toàn ở áp suất 225 at. Vì vậy người ta chỉ cho dùng nước cất. Lượng nhiệt cung cấp của hệ thống tuần hoàn tự nhiên:

$$Q = GC(t_1 - t_2), \text{ W} \quad (2.20)$$

trong đó: G - lượng hơi nước, kg/s;

C - nhiệt dung riêng, J/kg.độ;

t_1, t_2 - nhiệt độ của nước nóng và nước lạnh (khi vào và khi ra khỏi thiết bị), $^{\circ}\text{C}$.

Vận tốc tuần hoàn của chất tải nhiệt có thể xác định từ định luật về thủy động lực học như sau:

Nếu ta coi sự thay đổi khối lượng riêng của chất tải nhiệt phụ thuộc vào chiều cao h_1 và h_2 của thiết bị (hình 2.12) thì chênh lệch áp suất của chất tải nhiệt chuyển động trong hệ là:

$$\Delta P = H (\rho_2 - \rho_1) \text{ g, N/m}^2 \quad (2.21)$$

$$H = h + 0,5(h_1 + h_2), \text{ m}$$

trong đó: h - chiều cao khoảng cách giữa hai thiết bị, m;

ρ_2, ρ_1 - khối lượng riêng của chất tải nhiệt ở hệ nóng và lạnh, kg/m^3 .

Tổn thất áp suất của đường ống tuần hoàn trong hệ:

$$\Delta P_1 + \Delta P_2 = \frac{W_1^2}{2} \rho_1 (1 + \sum \xi_1) + \frac{W_2^2}{2} \rho_2 (1 + \sum \xi_2) \quad (2.22)$$

trong đó: W_1, W_2 - vận tốc của chất tải nhiệt trong đường ống nóng và lạnh, m/s.

Vì là hệ kín nên theo phương trình dòng liên tục, ta có:

$$W_1 \rho_1 = W_2 \rho_2 \Rightarrow W_1 = W_2 \rho_2 / \rho_1$$

Thay thế vào, ta có:

$$\Delta P_1 + \Delta P_2 = \frac{W_2^2}{2} \rho_2^2 \left(\frac{1 + \sum \xi_1}{\rho_1} + \frac{1 + \sum \xi_2}{\rho_2} \right) \quad (2.23)$$

So sánh (2.23) và (2.21), ta có:

$$W_2 = \frac{1}{\rho_2} \sqrt{\frac{2gH(\rho_2 - \rho_1)}{\frac{1 + \sum \xi_1}{\rho_1} + \frac{1 + \sum \xi_2}{\rho_2}}} \quad (2.24)$$

2.1.5.3. Đun nóng bằng chất tải nhiệt hữu cơ

Ta biết rằng đun nóng bằng nước quá nhiệt thì phải làm việc ở áp suất cao còn đun nóng bằng dầu khoáng thì nhiệt độ tối hạn tương đối thấp. Vì vậy có nhiều trường hợp người ta phải dùng chất tải nhiệt hữu cơ để đun nóng. Những chất tải nhiệt này có nhiệt độ sôi cao, áp suất hơi bão hòa tương đối nhỏ, ví dụ như: naphatalin, etediphenyl, và hỗn hợp đẳng phí của chúng. Chất được dùng phổ biến nhất là diphenyl và etediphenyl, hỗn hợp này gồm 26,5% diphenyl ($\text{C}_6\text{H}_5\text{--C}_6\text{H}_5$) và 73,5% etediphenyl ($\text{C}_6\text{H}_5\text{--O--C}_6\text{H}_5$), nhiệt độ sôi của hỗn hợp là 258°C và đóng rắn ở $12,3^\circ\text{C}$, áp suất hơi bão hòa riêng phần ở 200 độ là 0,25 at còn ở 350°C là 5,3 at, trong khi đó áp suất của hơi nước ứng với nhiệt độ đó là khoảng 16 at và khoảng 169 at.

Nhưng ẩn nhiệt hóa hơi của hỗn hợp ở 350°C là 217.10^3 J/kg còn của hơi nước là 114.10^4 J/kg nghĩa là nhỏ hơn 4,5 lần. Hỗn hợp diphenyl tuy cháy được, nhưng thực tế lại rất an toàn, độ độc không đáng kể, nó có thể làm lâu dài ở 380°C mà không phân hủy.

Khi đun nóng bằng hỗn hợp diphenyl sản phẩm được đun nóng đồng đều hơn, nếu nhiệt độ dưới 225°C không có áp suất dư, nhưng khi cần đun nóng ở trên 200°C thì hệ thống cần đặt thêm van xả hơi ra và ngưng tụ nó. Khi đun nóng ở nhiệt độ cao hơn 250°C thì cần phải đặt thêm van bảo hiểm trên đường ống để xả hơi chất tải nhiệt ra ngoài.

2.1.5.4. Đun nóng bằng hỗn hợp muối nóng chảy

Khi đun nóng ở nhiệt độ cao hơn 380°C người ta thường dùng hỗn hợp muối nóng chảy, hỗn hợp này được ứng dụng để đun nóng từ 140°C đến 510°C không có áp suất dư. Đây là ưu điểm lớn nhất của nó.

Một trong các hỗn hợp muối là hỗn hợp ba muối gồm có: 10% NaNO_2 , 7% NaNO_3 , 83% KNO_3 (theo khối lượng). Nhiệt độ nóng chảy của hỗn hợp là 142°C , giới hạn nhiệt độ sử dụng là 530°C . Đun nóng bằng hỗn hợp muối nóng chảy thường dùng làm chất tải nhiệt trong thiết bị xúc tác và trong trường hợp đun nóng bằng dầu không đạt yêu cầu.

2.1.5.5. Đun nóng bằng thủy ngân và kim loại lỏng

Thủy ngân là chất tải nhiệt thường được dùng trong một số thiết bị có cường độ nhiệt lớn. Thủy ngân có nhiệt độ sôi cao (327°C), áp suất hơi bão hòa nhỏ, không cháy, ẩn nhiệt ngưng tụ của nó tuy nhỏ, nhưng khối lượng riêng lớn nên lượng nhiệt toả ra theo một đơn vị thể tích không nhỏ hơn nước máy, ví dụ ở 327°C ẩn nhiệt của thủy ngân là $0,95.10^6 \text{ J/m}^3$, còn của nước là $1,3.10^6 \text{ J/m}^3$, nghĩa là chỉ nhỏ hơn một ít thôi.

Nhưng do thủy ngân độc nên hệ thống đun nóng cần phải làm việc ở điều kiện không có áp suất dư và phải có cơ cấu vít kín tốt; ngoài ra do thủy ngân không thấm ướt bề mặt nên có thể dẫn tới quá nhiệt từng vùng trên thành thiết bị, đó là những nhược điểm hạn chế của việc dùng thủy ngân làm chất tải nhiệt.

Ngoài thủy ngân ra người ta còn dùng chì (điểm nóng chảy 327°C); hợp kim chì - antimon và các chất khác làm chất tải nhiệt ở nhiệt độ cao.

2.2. LÀM NGUỘI. NGUNG TỰ

2.2.1. Làm nguội

Trong công nghệ hóa học thực phẩm và nhiều ngành công nghiệp khác ta thường gặp các quá trình phải làm nguội khí, hơi, chất lỏng. Làm nguội cũng là một quá trình truyền nhiệt. Chất tải nhiệt được dùng phổ biến trong quá trình làm nguội là nước và không khí. Ở đây ta chỉ nghiên cứu quá trình làm nguội đến nhiệt độ thường. Có hai cách làm nguội: trực tiếp và gián tiếp.

2.2.1.1. Làm nguội trực tiếp

a) Bằng nước lạnh hoặc nước đá

Muốn giảm nhiệt độ của chất lỏng một cách nhanh chóng đến nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ trong phòng thì cho nước đá hoặc nước lạnh trực tiếp vào chất lỏng cần làm nguội.

Khi cho vào chất lỏng nước đá được đun lên đến 0°C và bắt đầu nóng chảy ở nhiệt độ không đổi này. Chính chất lỏng cần làm nguội đã cung cấp nhiệt nóng chảy cho nước đá nên đã giảm nhiệt độ tới mức yêu cầu.

Phương pháp làm nguội này chỉ dùng trong các trường hợp chất lỏng cần làm nguội không tác dụng hóa học với nước và có thể pha loãng được.

b) Phương pháp tự bay hơi

Khi chất lỏng nóng trong một bình chứa, đồng thời với việc truyền nhiệt qua thành bình còn có quá trình tự bay hơi của chất lỏng trên bề mặt. Trong khi tự bay hơi chất lỏng phải lấy nhiệt của bản thân nó, do đó, nhiệt độ trong toàn khối chất lỏng sẽ giảm dần xuống.

Trong trường hợp cần thu hồi để tiết kiệm nước, người ta làm nguội nước bằng sàn gỗ (trong tháp làm nguội kiểu đệm). Gỗ xếp thành một dàn cao, cho tưới nước nóng từ trên xuống, nước chảy qua khe gỗ tiếp xúc với không khí, toả nhiệt cho không khí, nên nguội dần. Đồng thời cũng có một phần nước bị bay hơi nên nhiệt độ của nước có thể xuống thấp hơn nhiệt độ của không khí xung quanh và gần đạt tới giới hạn lý thuyết của làm nguội (bằng nhiệt độ của nhiệt kế bầu ướt). Trong thực tế, khi quá trình tiến hành tốt có thể đạt tới nhiệt độ cao hơn nhiệt độ nhiệt kế bầu ướt từ $4-5^{\circ}\text{C}$.

Phương pháp này có thể dùng làm nguội cả khối nước lớn.

c) Làm nguội khí

Quá trình làm nguội khí thường có kèm theo tác dụng rửa khí. Cho khí nóng đi vào tháp rỗng từ dưới lên, nước hoặc chất lỏng làm nguội đi từ trên xuống. Trong quá trình tiếp xúc giữa khí và nước, khí sẽ giảm nhiệt độ, đồng thời nếu có bụi thì nước cũng sẽ cuốn theo ra ngoài. Có thể dùng một chất lỏng nào đó hoặc nước để làm nguội khí với điều kiện là chất lỏng không hấp thụ khí.

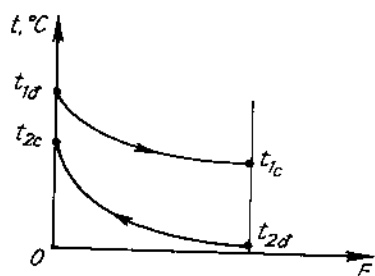
Nếu bụi trong khí ít, có thể dùng tháp đệm để làm nguội và rửa khí.

2.2.1.2. Làm nguội gián tiếp

Trong công nghiệp hóa chất phần lớn người ta tiến hành làm nguội chất lỏng hoặc khí gián tiếp tức là dùng những thiết bị trao đổi nhiệt để làm nguội, trong đó quá trình truyền nhiệt giữa các chất cần làm nguội và các chất làm nguội được tiến hành qua tường ngăn. Tác nhân làm nguội được dùng nhiều nhất là nước và không khí. Nếu nhiệt độ làm nguội cần phải đạt thấp hơn $15 - 30^{\circ}\text{C}$ thì dùng tác nhân làm nguội có nhiệt độ thấp, ví dụ như nước muối lạnh.

Thiết bị làm nguội hoàn toàn giống như thiết bị đun nóng, nhưng khi tiến hành quá trình làm nguội thì cần phải chú ý đến việc chọn chiều lưu thể, vì đây là trường hợp cả hai lưu thể đều biến đổi nhiệt độ. Tốt nhất là nên cho làm việc theo nguyên tắc ngược chiều. Mặt khác, cũng cần chú ý chọn nhiệt độ t_{2c} thế nào cho thích hợp. Nếu làm việc ngược chiều, thường thì nhiệt độ t_{2c} thấp hơn nhiệt độ ban đầu của chất lỏng nóng t_{1d} vào khoảng $5 - 35^{\circ}\text{C}$.

Nếu chọn nhiệt độ t_{2c} cao quá thì bề mặt trao đổi sẽ lớn, nếu chọn thấp quá thì tác nhân làm nguội sẽ tăng. Do đó, tùy điều kiện cụ thể mà ta so sánh cân nhắc để chọn t_{2c} cho thích hợp nhất (hình 2.13).



Hình 2.13. Sự thay đổi nhiệt độ của lưu thể khi làm nguội gián tiếp

Nếu dùng nước để làm nguội thì nên lấy $t_{2c} < 40-50^{\circ}\text{C}$ để ngăn ngừa hiện tượng kết tủa các muối hòa tan trong nước trên bề mặt trao đổi nhiệt.

2.2.2. Ngưng tụ

Ngưng tụ là quá trình chuyển hơi nước hoặc khí sang trạng thái lỏng bằng hai cách:

- Làm nguội hơi (hoặc khí);
- Nén và làm nguội hơi (khí) đồng thời.

Ở đây chủ yếu ta chỉ xét quá trình ngưng tụ bằng cách làm nguội hơi hoặc khí và dùng nước hoặc không khí lạnh để làm nguội.

Dùng nước để lấy nhiệt cho hơi ngưng tụ có thể tiến hành theo hai cách:

- Ngưng tụ gián tiếp, hay còn gọi là ngưng tụ bề mặt, tức là quá trình tiến hành trong thiết bị trao đổi nhiệt có tường ngăn cách giữa hơi và nước. Hơi được ngưng tụ lại trên bề mặt trao đổi nhiệt.

- Ngưng tụ trực tiếp, hay còn gọi là ngưng tụ hỗn hợp, tức là quá trình tiến hành bằng cách cho hơi và nước tiếp xúc trực tiếp với nhau. Hơi cấp ẩn nhiệt ngưng tụ cho nước và ngưng tụ lại, nước lấy nhiệt của hơi và nóng lên, cuối cùng tạo thành một hỗn hợp chất lỏng đã ngưng tụ và nước.

2.2.2.1. Ngưng tụ gián tiếp

Trong các thiết bị ngưng tụ gián tiếp, thường người ta cho hơi và nước đi ngược chiều nhau, nước làm lạnh cho đi từ dưới lên để tránh dòng đối lưu tự nhiên cản trở quá trình chuyển động của lưu thể, hơi đi từ trên xuống để chất lỏng đã ngưng tụ chảy dọc xuống tự do và dễ dàng.

Nói chung, các thiết bị đun nóng gián tiếp đều có thể dùng cho ngưng tụ.

Nếu như quá trình ngưng tụ thực hiện đối với hơi bão hòa và chất lỏng, sau khi ngưng tụ không bị làm nguội xuống thấp hơn nhiệt độ bão hòa thì tính toán bề mặt trao đổi nhiệt không khó khăn lắm. Nếu như hơi ngưng tụ là hơi quá nhiệt và chất lỏng đã ngưng tụ cần làm nguội đến nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ bão hòa thì tính toán bề mặt trao đổi nhiệt phức tạp hơn. Khi đó phải chia ra làm ba giai đoạn tính toán như sau:

Giai đoạn 1: làm nguội hơi quá nhiệt đến nhiệt độ bão hòa.

Giai đoạn 2: ngưng tụ hơi bão hòa ở nhiệt độ không đổi.

Giai đoạn 3: làm nguội chất lỏng đã ngưng tụ đến nhiệt độ cần thiết.

Khi ngưng tụ hơi bão hòa và không làm nguội chất lỏng đã ngưng tụ thì giai đoạn 1 và 3 không có, chỉ có giai đoạn 2.

Để có khái niệm tổng quát nhất, ta sẽ nghiên cứu trường hợp ngưng tụ hơi quá nhiệt và có làm nguội nước ngưng.

Ta ký hiệu:

Q - nhiệt lượng trao đổi trong quá trình trao đổi nhiệt, W.

Q_1 - nhiệt lượng lấy đi để làm nguội hơi quá nhiệt đến nhiệt độ bão hòa, W.

Q_2 - nhiệt lượng do hơi toả ra khi ngưng tụ, W

Q_3 - nhiệt lượng toả ra khi làm nguội nước ngưng, W

r - ẩn nhiệt hóa hơi, J/kg;

D - lượng hơi ngưng tụ, kg/s;

C_p - nhiệt dung riêng trung bình của hơi quá nhiệt, J/kg.độ;

C_1 - nhiệt dung riêng của nước ngưng, J/kg.độ.

W - lượng nước làm nguội, kg/s;

C - nhiệt dung riêng của nước, J/kg.độ;

t_{1d} - nhiệt độ đầu của hơi quá nhiệt, °C;

t_{1c} - nhiệt độ cuối của hơi quá nhiệt, °C;

t_{bh} - nhiệt độ của hơi bão hòa, °C;

t_{2d}, t_{2c} - nhiệt độ đầu và cuối của nước làm nguội, °C.

Phương trình cân bằng nhiệt lượng như sau:

$$WC(t_{2c} - t_{2d}) = Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q \quad (2.25)$$

trong đó: $q_1 = DC_p(t_1 - t_{bh})$;

$$Q_2 = Dr;$$

$$Q_3 = DC_1(t_{bh} - t_{1c}).$$

Nếu ngưng tụ hơi bão hòa ở nhiệt độ không đổi, thì: $Q_1 = 0$ và $Q_2 \approx 0$.

Từ phương trình (2.25) rút ra lượng nước làm nguội cho trường hợp đó, như sau:

$$W = \frac{Q}{C(t_{2c} - t_{2d})}, \text{ kg/s}$$

Tương ứng với mỗi giai đoạn đều có một bề mặt trao đổi nhiệt, vì vậy, bề mặt trao đổi nhiệt cần thiết cho toàn bộ quá trình ngưng tụ hơi quá nhiệt sẽ

bằng tổng số bề mặt trao đổi nhiệt của ba giai đoạn. Do đó, ta có:

$$F = F_1 + F_2 + F_3; \text{ m}^2 \quad (2.26)$$

trong đó: F_1 - bề mặt trao đổi nhiệt tương ứng với giai đoạn I:

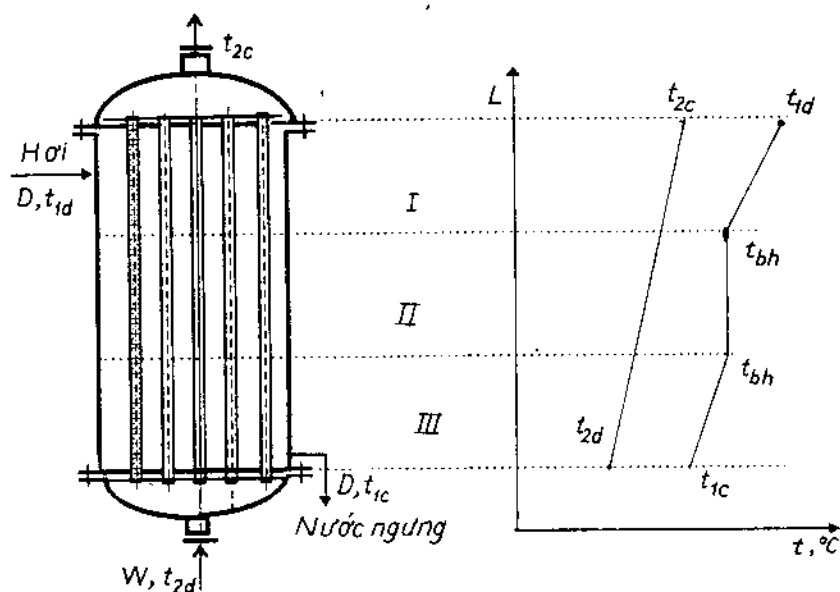
$$F_1 = \frac{Q}{K_1 \Delta t_{tb1}}, \text{ m}^2$$

F_2 - bề mặt trao đổi nhiệt tương ứng với giai đoạn II:

$$F_2 = \frac{Q}{K_2 \Delta t_{tb2}}, \text{ m}^2$$

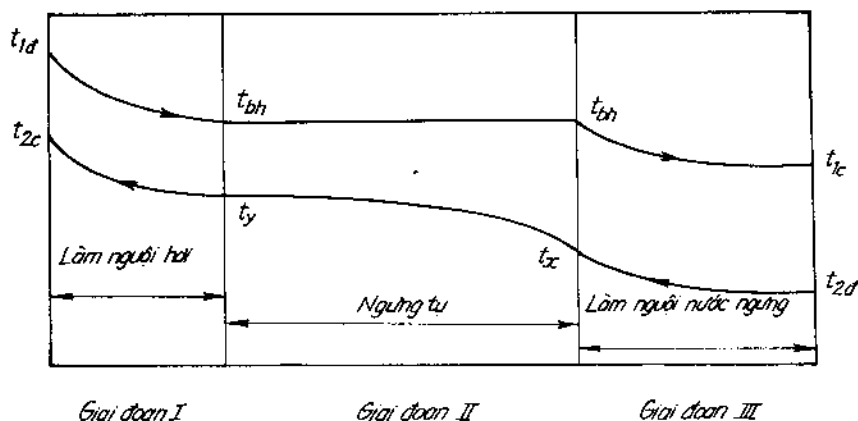
F_3 - bề mặt trao đổi nhiệt tương ứng với giai đoạn III:

$$F_3 = \frac{Q}{K_3 \Delta t_3}, \text{ m}^2$$



Hình 2.14. Biến thiên nhiệt độ dọc theo thiết bị:

- I - giai đoạn làm nguội hơi quá nhiệt;
- II - giai đoạn ngưng tụ;
- III - giai đoạn làm nguội chất lỏng đã ngưng tụ



Hình 2.15. Mô tả biến đổi nhiệt độ của các lưu thể trong các giai đoạn khi ngưng tụ:

K_1, K_2, K_3 - hệ số truyền nhiệt tương ứng của ba giai đoạn I, II, III;
 $\Delta t_{tb1}, \Delta t_{tb2}, \Delta t_{tb3}$ - hiệu số nhiệt độ trung bình tương ứng ba giai đoạn I, II, III.

Hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tb} cũng tính theo từng giai đoạn, tính hiệu số nhiệt độ trung bình cho ba giai đoạn như sau:

- Giai đoạn I:
$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_d^I - \Delta t_c^I}{2,3 \lg \frac{\Delta t_d^I}{\Delta t_c^I}}$$

trong đó: $\Delta t_d^I = t_d - t_c$;

$$\Delta t_c^I = t_{bh} - t_y .$$

- Giai đoạn II:

$$\Delta t_d^{II} = t_{bh} - t_x ;$$

$$\Delta t_c^{II} = t_{tb} - t_y .$$

$$\Delta t_{tb2} = \frac{\Delta t_d^{II} - \Delta t_c^{II}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_d^{II}}{\Delta t_c^{II}}} .$$

• Giai đoạn III:

$$\Delta t_d^{III} = t_{bh} - t_x ;$$

$$\Delta t_c^{III} = t_{1c} - t_{2d} .$$

$$\Delta t_{tb3} = \frac{\Delta t_d^{III} - \Delta t_c^{III}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_d^{III}}{\Delta t_c^{III}}} .$$

Trong khi tính hiệu số nhiệt độ trung bình cho mỗi giai đoạn cần chú ý là nhiệt độ t_x và t_y chưa biết. Do đó, ta cần xác định hai nhiệt độ t_x và t_y này.

Đối với cả ba giai đoạn, ta có thể thành lập phương trình cân bằng nhiệt, như sau:

$$Q_1 = WC(t_{2c} - t_y)$$

$$Q_2 = WC(t_y - t_x)$$

$$Q_3 = WC(t_x - t_{2d})$$

Dựa vào các phương trình này và khi đã biết lượng nước làm nguội W thì có thể tìm được nhiệt độ t_x và t_y :

$$t_y = t_{2c} - \frac{Q_1}{WC} \quad (2.27)$$

$$t_x = t_{2d} - \frac{Q_2}{WC} \quad (2.28)$$

Các hệ số truyền nhiệt K_1, K_2, K_3 cũng tính toán riêng cho từng giai đoạn tương ứng theo công thức tổng quát:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

Trong mỗi giai đoạn tùy từng trường hợp cụ thể lựa chọn công thức tính hệ số cấp nhiệt cho thích hợp.

2.2.2.2. Ngưng tụ trực tiếp

Nguyên tắc làm việc chủ yếu trong các thiết bị ngưng tụ trực tiếp là phun nước lạnh vào trong hơi, hơi toả ẩn nhiệt đun nóng nước và ngưng tụ lại. Do đó thiết bị ngưng tụ trực tiếp chỉ để ngưng tụ hơi nước hoặc hơi của các chất lỏng không có giá trị hoặc không tan trong nước, vì chất lỏng đã ngưng tụ sẽ trộn lẫn với nước làm nguội.

Khi làm việc, giữa hơi và nước cần phải có bề mặt tiếp xúc lớn thì hiệu quả ngưng tụ mới cao. Vì thế, nên thường người ta cho phun nước qua những vòi phun hoặc chảy qua nhiều ngăn nằm ngang có lỗ nhỏ.

Thiết bị ngưng tụ trực tiếp ứng dụng rộng rãi trong công nghiệp hóa học vì có những ưu điểm là năng suất cao, cấu tạo đơn giản và dễ dàng chống ăn mòn.

Tùy theo cách làm việc của thiết bị mà người ta chia ra hai loại: thiết bị loại ướt và loại khô. Đặc điểm khác nhau giữa hai loại này như sau:

Trong thiết bị loại ướt, chất lỏng ngưng tụ, nước làm nguội và khí không ngưng được dẫn ra cùng một đường bằng một bơm "không khí-ướt".

Trong thiết bị loại khô, nước ngưng và nước làm nguội được dẫn đi chung một đường, còn khí không ngưng được hút ra theo một đường khác.

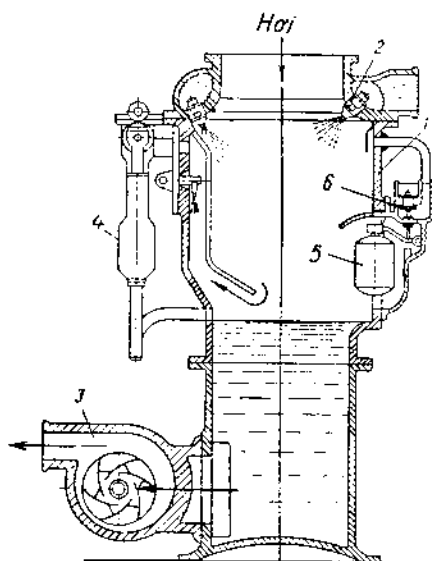
Ngoài ra, người ta còn dựa vào hướng chuyển động của hơi nước phân ra thiết bị ngưng tụ *ngược chiều* và *xuôi chiều*, hoặc dựa theo chiều cao của thiết bị mà phân ra thiết bị ngưng tụ *loại thấp* và *loại cao*.

a) Thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại khô

Trong phần này ta sẽ nghiên cứu hai loại thiết bị:

- Thiết bị ngưng tụ xuôi chiều loại thấp;
- Thiết bị ngưng tụ ngược chiều loại cao.

Trên hình 2.16 thể hiện sơ đồ nguyên tắc làm việc của thiết bị loại khô, xuôi chiều và thấp, hơi đi vào thiết bị từ trên xuống. Nước ở trong bầu nước quanh thân thiết bị được hút vào thân là do trong thiết bị có chân không. Nước bị hút ra vòi 2,



Hình 2.16. Thiết bị ngưng tụ loại khô, xuôi chiều, thấp:

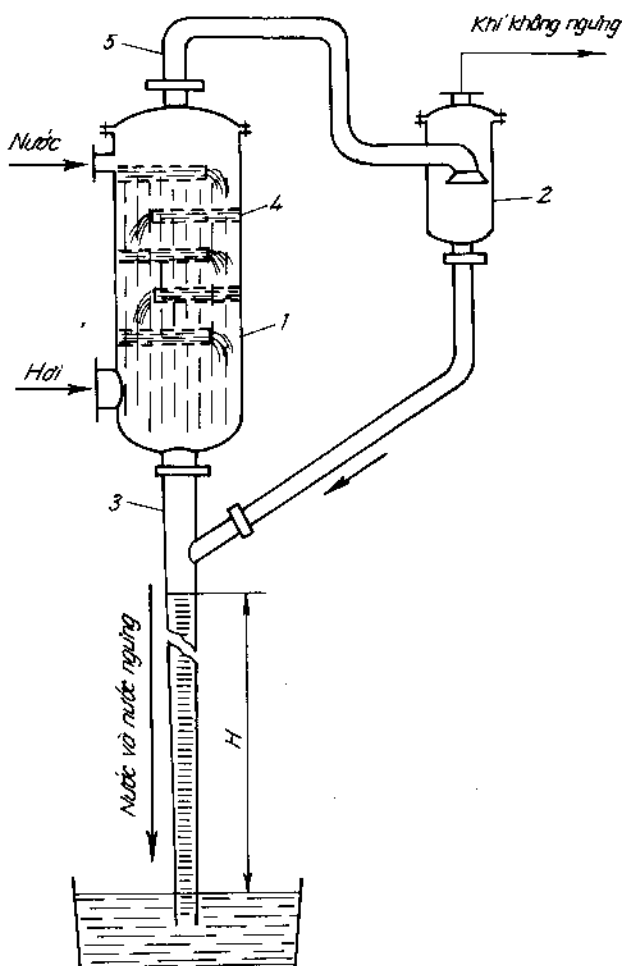
- 1 - thân thiết bị; 2 - vòi phun; 3 - bơm ly tâm; 4 - bơm tia hút khí không ngưng; 5 - phao; 6 - van

vào thiết bị ở dạng hạt mù, tiếp xúc với hơi từ trên xuống. Nước và chất lỏng đã ngưng tụ được bơm ra ngoài bằng bơm ly tâm 3. Khí không ngưng bị bơm tia 4 hút ra theo một đường khác.

Khi độ chân không trong thiết bị quá cao, bơm ly tâm 3 không làm việc được, hỗn hợp nước và chất lỏng đã ngưng tụ không tháo ra ngoài được tích tụ và dâng dần lên trong thiết bị, do đó, phao 5 bị nâng lên và van 6 mở ra, không khí bên ngoài tràn vào làm giảm độ chân không trong thiết bị, tạo điều kiện cho bơm ly tâm tiếp tục trở lại làm việc bình thường, khi đó mực nước hạ xuống, phao 5 trở về vị trí cũ, van 6 lại đóng lại.

Thiết bị ngưng tụ trực tiếp xuôi chiều loại khô và thấp có ưu điểm là gọn, nhưng năng suất tương đối nhỏ, thường dùng trong trường hợp nước tháo ra còn được đưa đi sử dụng lại.

Trên hình 2.17 mô tả sơ đồ nguyên lý làm việc của thiết bị ngưng tụ barômet ngược chiều, loại khô. Thiết bị gồm thân hình trụ 1 có gắn những tấm ngăn hình bán nguyệt hoặc hình vành khăn 4 có lỗ nhỏ và ống barômet 3 để tháo nước và chất lỏng đã ngưng tụ ra ngoài. Hơi vào thiết bị ngưng tụ đi từ dưới lên, nước chảy từ trên xuống, chảy tràn qua cạnh tấm ngăn và đồng thời một phần chui



Hình 2.17. Thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại khô, ngược chiều, chân cao (barômet):
1- thân; 2- thiết bị thu hồi bọt; 3- ống barômet; 4- tấm ngăn hình bán nguyệt; 5- ống dẫn khí không ngưng

qua các lỗ của tấm ngăn. Hỗn hợp nước làm ngưng tụ và chất lỏng đã ngưng tụ chảy xuống ống barômet, khí không ngưng đi lên qua ống 5 sang thiết bị thu hồi bọt 2 và tập trung chảy xuống ống barômet. Khí không ngưng (hoặc không khí) được hút ra qua phía trên bằng bơm chân không. Các tấm ngăn trong thiết bị ngưng tụ barômet có thể là hình vành khăn hoặc hình viên phân. Nhưng thường là hình viên phân được dùng nhiều hơn vì lắp nó đơn giản hơn, không cần ống trung tâm.

Ống barômet thường cao khoảng 11 m để khi độ chân không trong thiết bị có tăng thì nước vẫn không dâng lên ngập thiết bị.

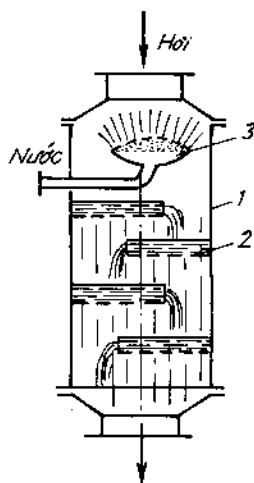
Loại này có ưu điểm là nước tự chảy ra được không cần bơm nên tốn ít năng lượng, năng suất lớn.

Trong công nghiệp hóa chất, thiết bị ngưng tụ barômet chân cao, ngược chiều loại khô thường được dùng trong hệ thống cô đặc nhiều nôi, đặt ở vị trí cuối hệ thống vì các nôi cuối thường làm việc ở áp suất chân không.

b) Thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại ướt

Trên hình (2.18) mô tả thiết bị ngưng tụ loại ướt, làm việc xuôi chiều. Hơi đi từ trên xuống, nước được phun ra từ vòi hoa sen từ trên xuống cùng chiều với hơi chảy qua các ngăn. Chất lỏng đã ngưng tụ, nước và khí không ngưng được hút ra ở phía dưới thiết bị bằng bơm không khí ướt.

Loại này chỉ dùng trong trường hợp không đặt được ống barômet



Hình 2.18. Thiết bị ngưng tụ loại ướt, xuôi chiều:
1- thân; 2- tấm ngăn; 3- hoa sen

2.2.2.3. Tính toán về thiết bị barômet

2.2.2.3.1. Thể tích không khí và khí không ngưng được hút ra khỏi thiết bị ngưng tụ

Lượng không khí và khí không ngưng có thể có sẵn trong hơi, có thể chui qua những bộ phận không kín của thiết bị và cũng có thể bốc ra từ nước lạnh phun vào. Do đó, tùy theo tính chất của chất lỏng tạo thành hơi, tùy

theo độ kín của thiết bị, tùy theo nhiệt độ của nước làm nguội mà không khí và khí không ngưng có trị số khác nhau. Chính lượng khí không ngưng và không khí đi vào thiết bị ngưng tụ làm độ chân không giảm, áp suất riêng phần và hàm lượng tương đối của hơi trong hỗn hợp giảm xuống, làm giảm hệ số truyền nhiệt trong thiết bị. Vì thế cần phải liên tục tháo khí không ngưng và không khí ra khỏi thiết bị.

Qua thực tế, ta nhận thấy rằng cứ 1kg nước ở 0°C và 760 mm thủy ngân có chứa trung bình 2% (theo thể tích) không khí, tương ứng với hàm lượng 0,000025 kg không khí trong 1 kg nước (khí khối lượng riêng của không khí $\rho_{kk} \approx 1,25 \text{ kg/m}^3$). Trong 1 kg hơi ngưng tụ thì có 0,01 kg không khí lọt qua các lỗ nối chưa kín của thiết bị và đường ống dẫn. Dựa vào các số liệu trên ta có thể tính thể tích không khí cần hút ra khỏi thiết bị ngưng tụ:

- Đối với thiết bị ngưng tụ gián tiếp, lượng không khí cần hút ra là:

$$G_{kk} = 0,000025 D + 0,01D \approx 0,01D, \text{ kg/s} \quad (2.29)$$

trong đó D - lượng hơi nước đi vào thiết bị ngưng tụ, kg/s

Thể tích không khí cần hút ra khỏi thiết bị ngưng tụ ở 0°C và 760 mm Hg là:

$$V_{kk} = 0,001 \left(\frac{0,025D}{1,15} + \frac{10D}{1,25} \right), \text{ m}^3/\text{s}$$

hay: $V_{kk} = 8,02 \cdot 10^{-3} D, \text{ m}^3/\text{s} \quad (2.30)$

- Đối với thiết bị ngưng tụ trực tiếp, lượng không khí cần hút tính như sau:

$$G_{kk} = 0,000025D + 0,000025W + 0,01D, \text{ kg/s} \quad (2.31)$$

và thể tích không khí ở 0°C và 760 mm Hg cần hút là:

$$V_{kk} = 0,001[0,02(D + W) + 8D], \text{ m}^3/\text{s} \quad (2.32)$$

Thể tích không khí cần hút ra khỏi thiết bị ngưng tụ còn có thể xác định theo phương trình trạng thái sau:

$$V_{kk} = \frac{288G_{kk}(273 + t_{kk})}{P - P_h} \quad (2.33)$$

trong đó: P - áp suất chung của hỗn hợp trong tháp ngưng tụ, N/m²;

P_h - áp suất riêng phần của hơi trong hỗn hợp, N/m², lấy bằng áp suất hơi bão hòa ở nhiệt độ của không khí, t_{kk} .

Nhiệt độ t_{kk} của không khí phụ thuộc vào cấu tạo của thiết bị như sau:

- Đối với thiết bị ngưng tụ gián tiếp lấy t_{kk} bằng nhiệt độ ban đầu của nước làm nguội: $t_{kk} = t_{2d}$.
- Đối với thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại ướt lấy t_{kk} bằng nhiệt độ cuối của nước làm nguội t_{2c} .
- Đối với thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại khô t_{kk} , được xác định bằng công thức thực nghiệm sau:

$$t_{kk} = t_{2d} + 1 + 0,1 (t_{2c} - t_{2d})$$

2.2.2.3.2. Lượng nước tưới vào thiết bị ngưng tụ

Dựa vào phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$D\lambda + CWt_{2d} = C(D + W)t_{2c}$$

Từ đó rút ra:

$$W = \frac{D(\lambda - Ct_{2c})}{C(t_{2c} - t_{2d})}, \text{ kg/s}; \quad (2.34)$$

trong đó W - lượng nước làm nguội tưới vào thiết bị, kg/s;

D - lượng hơi ngưng tụ đi vào thiết bị, kg/s;

λ - nhiệt lượng riêng của hơi ngưng tụ, J/kg;

t_{2d}, t_{2c} - nhiệt độ đầu và cuối của nước làm nguội, °C;

C - nhiệt dung riêng của nước, °C.

2.2.2.3.3. Các kích thước chủ yếu của thiết bị ngưng tụ barômet

a) Đường kính của thiết bị ngưng tụ

Đường kính của thiết bị ngưng tụ được xác định theo lượng hơi ngưng tụ và vận tốc của nó qua thiết bị. Vận tốc của hơi phụ thuộc vào cách phân phối trong thiết bị tức là theo độ lớn của các tia nước. Ở phần dưới của thiết bị ngưng tụ vận tốc của hơi không nên lớn quá, vì khi đó giọt nước có thể bị cuốn theo lên phần trên của thiết bị. Nếu thiết bị ngưng tụ làm việc với áp suất khoảng 0,1 - 0,2 at thì có thể lấy vận tốc của hơi là 35 - 55 m/s.

Thường người ta lấy năng suất tính toán của thiết bị ngưng tụ lớn hơn

gấp rưỡi năng suất thực tế của nó. Khi đó, đường kính trong của thiết bị có thể xác định theo công thức.

$$d_t = 1,382 \sqrt{\frac{DV_h}{W_h}} \quad (2.35)$$

trong đó: d_t - đường kính trong của thiết bị ngưng tụ, m;

D - lượng hơi ngưng tụ, kg/s;

V - thể tích riêng của hơi, m^3/kg ;

W_h - vận tốc của hơi trong thiết bị ngưng tụ, m/s.

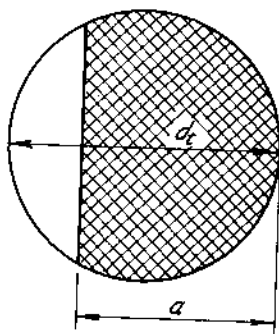
b) Kích thước tấm ngăn

Tấm ngăn có dạng hình viên phân (hình 2.19). Để đảm bảo làm việc tốt, chiều rộng a của tấm ngăn có thể xác định như sau:

$$a = \frac{d_{t_t}}{2} + 50, \text{ mm.} \quad (2.36)$$

trong đó: d - đường kính trong, mm.

Trên tấm ngăn có nhiều lỗ nhỏ, nếu nước làm lạnh là nước sạch thì lấy các lỗ đường kính là 2 mm, nếu nước lạnh là nước bẩn thì lấy là 5 mm. Chiều cao gờ cạnh tấm ngăn lấy là 40 mm.



Hình 2.19. Tấm ngăn hình viên phân

c) Chiều cao thiết bị ngưng tụ

Người ta chọn khoảng cách trung bình giữa các tấm ngăn và tổng số chiều cao hữu ích của thiết bị ngưng tụ là dựa vào mức độ nóng nước và thời gian lưu lại trong thiết bị. Ta có thể chọn chiều cao của thiết bị ngưng tụ và khoảng cách giữa các ngăn, sau đó kiểm tra mức độ nóng của nước, hoặc ta có thể dựa vào mức độ đun nóng nước để suy ra số ngăn và khoảng cách giữa các ngăn.

Mức độ đun nóng nước xác định như sau:

$$P = \frac{t_{2c} - t_{2d}}{t_{bh} - t_{2d}}$$

trong đó: t_{2d}, t_{2c} - nhiệt độ đầu và cuối của nước tưới vào tháp, $^{\circ}C$;

t_{bh} - nhiệt độ hơi nước bão hòa ngưng tụ, °C.

Dựa vào trị số của mức độ đun nóng P , ta tra khoảng cách trung bình giữa các ngăn theo bảng 2.1.

Bảng 2.1. Trị số mức độ đun nóng nước P trong thiết bị ngưng tụ barômet

Số bậc	Số ngăn	Khoảng cách giữa các ngăn, mm	Thời gian rọi qua một bậc, s	Mức độ đun nóng khi đường kính của tia nước tính bằng mm		
				2	3	5
2	4	300	0,35	0,538	0,368	0,214
3	6	300	0,35	0,615	0,166	0,236
4	8	300	0,35	0,727	0,533	0,310
2	4	400	0,41	0,580	0,410	0,233
3	6	400	0,41	0,687	0,500	0,289
4	8	400	0,41	0,774	0,568	0,346

Khi biết được khoảng cách trung bình giữa các ngăn và số ngăn, ta có thể xác định được chiều cao hữu ích của thiết bị ngưng tụ. Thực tế khi hơi đi trong thiết bị từ dưới lên, thể tích của nó sẽ giảm dần, do đó, khoảng cách hợp lý nhất giữa các ngăn cũng nên giảm dần theo hướng từ dưới lên khoảng chừng 50 mm cho mỗi ngăn.

d) Ống barômet

Quá trình ngưng tụ trong thiết bị ngưng tụ barômet tiến hành ở áp suất thấp. Thông thường, áp suất trong tháp khoảng 0,1 - 0,2 at. Do đó để tháo nước và chất lỏng đã ngưng tụ một cách tự nhiên thì thiết bị cần có ống barômet.

Đường kính ống barômet có thể xác định theo công thức thông thường sau:

$$d = \sqrt{\frac{0,004(D+W)}{3,14 \cdot \omega}}, \text{ mm} \quad (2.37)$$

trong đó: D - lượng hơi ngưng tụ, kg/s;

W - lượng nước tưới vào tháp, kg/s;

ω - vận tốc của hỗn hợp nước và chất lỏng đã ngưng tụ chảy trong ống barômet, m/s, thường lấy bằng 2 m/s.

Chiều cao ống barômet có thể tính như sau:

$$H = h + h_2 + 0,5m \quad (2.38)$$

trong đó: h_1 chiều cao cột nước trong ống barômet cân bằng với hiệu số áp suất trong thiết bị ngưng tụ và khí quyển, m:

$$h_1 = 10,33 \frac{h}{760}, \text{ m}; \quad (2.39)$$

h - độ chân không trong thiết bị, mmHg;

h_2 - chiều cao ống barômet cần thiết để khắc phục toàn bộ trọng lực khi nước chảy trong ống:

$$h_2 = \frac{w^2}{2g} (1 + \sum \zeta)$$

Nếu như ta lấy hệ số trở lực khi vào ống $\zeta_1 = 0,5$ và khi ra khỏi ống $\zeta_2 = 1$, thì công thức trên sẽ có dạng:

$$h_2 = \frac{w^2}{2g} (2,5 + \frac{\lambda H}{d}) \quad (2.40)$$

trong đó: H - toàn bộ chiều cao ống barômet, m;

d - đường kính ống barômet, m;

λ - hệ số ma sát khi nước chảy trong ống.

Ngoài ra, cần có chiều cao dự trữ 0,5 m là để ngăn ngừa nước dâng lên trong ống và chảy tràn vào đường ống dẫn hơi khi áp suất khí quyển tăng.

2.2.3. Cấu tạo thiết bị trao đổi nhiệt

Các thiết bị dùng để thực hiện quá trình truyền nhiệt gọi là thiết bị trao đổi nhiệt, các thiết bị này có hình dạng và cấu tạo khác nhau tùy thuộc vào phương pháp và điều kiện tiến hành quá trình.

Theo phương pháp làm việc người ta chia thiết bị trao đổi nhiệt ra làm ba loại:

1- **Loại gián tiếp:** Nhiệt truyền từ chất tải nhiệt này tới chất tải nhiệt khác qua bề mặt phân cách (bề mặt truyền nhiệt).

2- **Loại đệm:** Quá trình trao đổi nhiệt thực hiện trên cùng một bề mặt của vật rắn và tiến hành theo hai giai đoạn nối tiếp nhau. Đầu tiên cho chất tải nhiệt nóng tiếp xúc với bề mặt vật rắn (đệm), vật rắn sẽ được đun nóng lên đến một nhiệt độ cần thiết, khi đó ngừng cung cấp chất tải nhiệt nóng,

cho chất tải nhiệt lạnh vào, vật rắn sẽ truyền nhiệt cho chất tải nhiệt lạnh.

3- Loại trực tiếp (hỗn hợp): Hai chất tải nhiệt tiếp xúc với nhau (xem phần ngưng tụ trực tiếp).

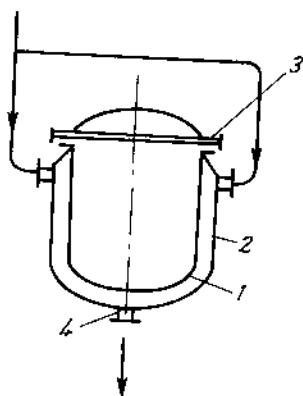
2.2.3.1. Thiết bị trao đổi nhiệt gián tiếp

Dựa vào cấu tạo của bề mặt truyền nhiệt ta có thể chia thiết bị truyền nhiệt gián tiếp thành các loại chính sau đây:

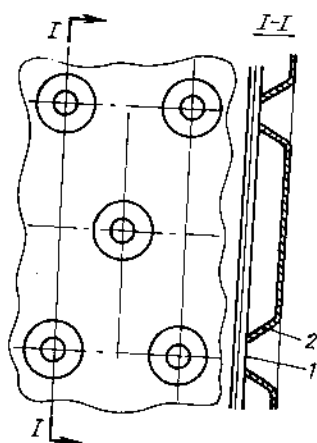
- loại có vỏ bọc;
- loại ống;
- loại tấm;
- loại xoắn ốc;
- loại ống gân.

2.2.3.1.1. Loại vỏ bọc

Khi đun nóng hoặc làm lạnh các thiết bị phản ứng, đặc biệt là những thiết bị bên trong không đặt được ống xoắn, ta thường truyền nhiệt gián tiếp qua vỏ thiết bị. Một trong những thiết bị loại này là thiết bị vỏ bọc ngoài (hình 2.10a). Vỏ ngoài 2 được ghép chắc vào vỏ thiết bị 1 bằng mặt bích 3 (hoặc hàn bền), giữa hai lớp vỏ tạo thành khoảng trống kín. Chất tải nhiệt sẽ vào khoảng trống để đun nóng hoặc làm nguội.



Hình 2.20a. Thiết bị truyền nhiệt loại vỏ bọc ngoài:
1- thiết bị; 2- vỏ bọc;
3- mặt bích

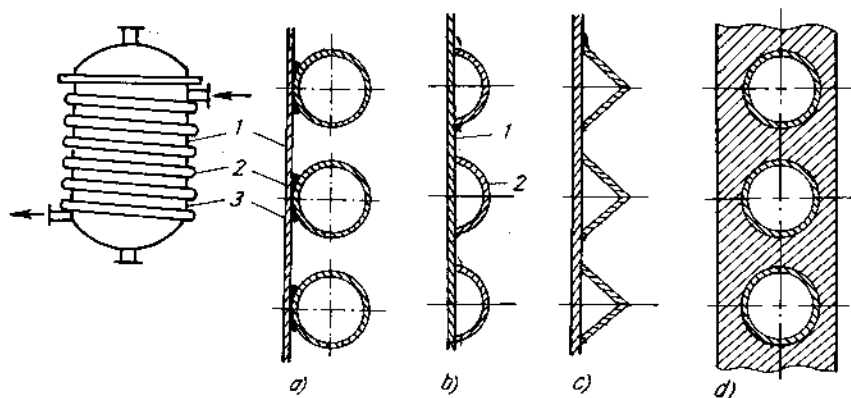


Hình 2.20b. Sơ đồ kết cấu của thiết bị truyền nhiệt loại vỏ bọc ngoài làm việc ở áp suất cao:
1- vỏ thiết bị; 2- vỏ bọc ngoài

Chiều cao của vỏ ngoài không được thấp hơn mực chất lỏng trong thiết bị.

Thông thường các loại thiết bị vỏ bọc ngoài có bề mặt thiết bị không lớn quá 10 m^2 và áp suất làm việc của hơi đốt không quá 10 at. Muốn tăng hệ số cấp nhiệt của chất tải nhiệt trong thiết bị, người ta thường đặt cánh khuấy để tăng vận tốc tuần hoàn.

Khi cần làm việc ở áp suất cao thì vỏ bọc ngoài cần phải có cấu tạo đặc biệt. Trên hình 2.20b là sơ đồ cấu tạo của một kiểu thiết bị vỏ bọc ngoài làm việc ở áp suất cao. Vỏ bọc 2 là tấm thép có khoét nhiều lỗ, các lỗ này hàn liền vào vỏ 1. Áp suất làm việc ở đây có thể đến 75 at. Thiết bị truyền nhiệt qua vỏ thiết bị còn có loại khác như thiết bị có ống xoắn lên ngoài vỏ (hình 2.21), để truyền nhiệt từ ống xoắn vào vỏ thiết bị được, ta lót thêm miếng lót 3 bằng kim loại để tăng bề mặt tiếp xúc (hình 2.21a) hoặc đúc ống xoắn vào trong vỏ thiết bị (hình 2.21d) loại này có áp suất làm việc của hơi trong ống xoắn lên đến 250 at. Đôi khi ống xoắn thường được bổ đôi rồi hàn vào vỏ thiết bị (hình 2.21b), hoặc là lấy thép góc hàn vào vỏ thiết bị (hình 2.21c). Các loại này áp suất làm việc của hơi trong ống xoắn thường được tới 60 at.



Hình 2.21. Thiết bị có ống xoắn bên ngoài vỏ:
a, b, c, d - các dạng kết cấu của ống xoắn với vỏ;
1- vỏ thiết bị; 2- ống xoắn

2.2.3.1.2. Loại ống

Loại này bề mặt truyền nhiệt có dạng hình ống, căn cứ vào tính chất làm việc và cấu tạo của thiết bị, có thể xếp thành mấy kiểu sau:

- ống xoắn kiểu tuổi;
- ống lồng ống;
- ống chùm.

a) Ống xoắn ruột gà

Thiết bị truyền nhiệt kiểu ống xoắn ruột gà là một trong những loại thiết bị đơn giản nhất, nó gồm các ống uốn theo hình ren ốc (hình 2.22) gọi là ống xoắn ruột gà. Khi làm việc một chất tải đi trong ống, còn một chất tải nhiệt khác đi ngoài ống.

Khi muốn tăng vận tốc của chất đi ngoài ống ta lắp một ống 5 để hạn chế dung tích phía ngoài ống xoắn. Khi đó chất tải nhiệt phía ngoài chảy dọc theo thiết bị có tiết diện hình vành khăn giới hạn bởi thiết bị 1 và ống 5.

Hệ số cấp nhiệt trong ống xoắn thường lớn hơn ống thẳng một ít.

Khi đun nóng bằng hơi bão hòa, nếu chiều dài ống xoắn quá lớn thì phần cuối ống sẽ chứa đầy nước ngưng làm giảm hệ số truyền nhiệt, đồng thời áp suất hơi ở phần cuối cùng bị giảm và khó tháo khí không ngưng. Vì vậy, khi yêu cầu bề mặt truyền nhiệt lớn, ta phải bố trí thành nhiều ống xoắn làm việc song song xếp nối tiếp nhau hoặc xếp thành những vòng tròn đồng tâm.

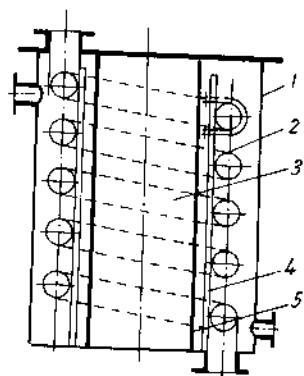
Thiết bị ống xoắn có ưu điểm là thiết kế đơn giản, có thể làm bằng những vật liệu chống ăn mòn, dễ kiểm tra và sửa chữa. Khuyết điểm của loại này là công kênh, hệ số truyền nhiệt nhỏ do hệ số cấp nhiệt phía ngoài bé, khó làm sạch phía trong ống, trở lực thủy lực lớn hơn ống thẳng.

Vận tốc của chất lỏng trong ống xoắn thường từ 0,5 - 1 m/s; đối với chất khí ở áp suất thường từ 5-12 m/s. Đường kính ống không quá 100 mm vì lớn quá khó gia công. Đối với ống xoắn gấp khúc chiều dài mỗi đoạn L phụ thuộc vào vật liệu.

Đối với ống xoắn ruột gà $D > 8d$ (D - đường kính của vòng xoắn, d - đường kính ống xoắn, m).

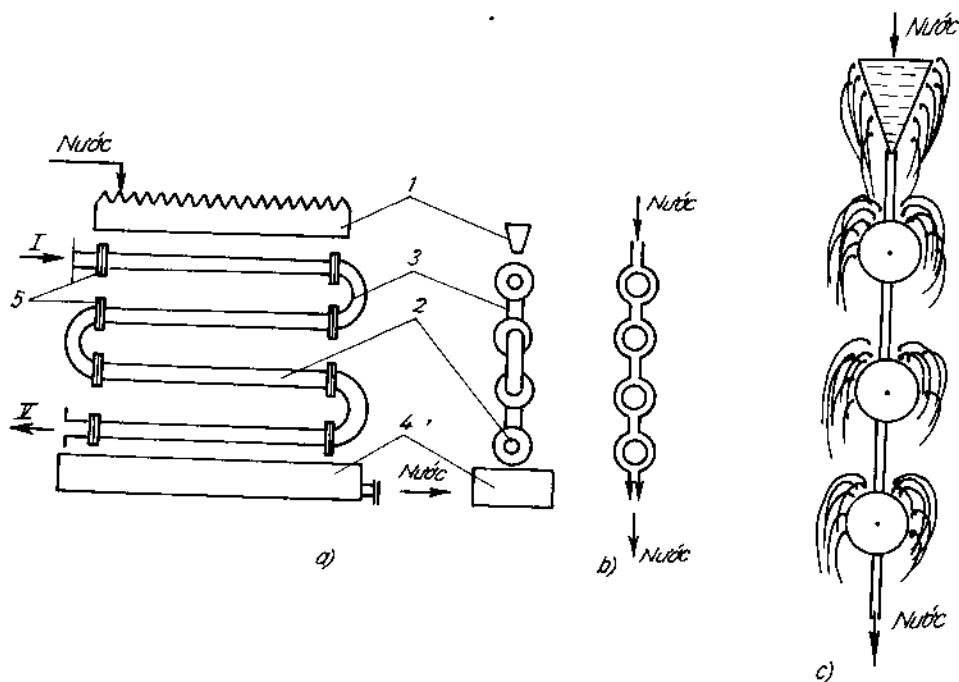
b) Loại ống tưới

Loại này thường dùng để làm nguội và ngưng tụ, chất lỏng phun ở ngoài đường ống là nước lạnh (hình 2.23). Nó gồm các loại ống thẳng 2, nối với nhau bằng ống khuỷu 3.



Hình 2.22. Thiết bị truyền nhiệt ống xoắn ruột gà:
1- thiết bị; 2- ống xoắn; 3- giá đỡ;
4- nẹp giữ ống; 5- ống

Nước tưới ở ngoài ống chảy lần lượt từ trên xuống dưới ống 2 rồi vào thùng chứa 4. Khi trao đổi nhiệt sẽ có một phần nước bay hơi (khoảng 1-2% lượng nước đưa vào tưới). Khi bay hơi như vậy nó sẽ lấy một phần nhiệt từ chất tải nhiệt nóng ở trong ống, do đó, lượng nước dùng làm nguội ở đây ít hơn so với các loại thiết bị làm nguội khác.



Hình 2.23. Thiết bị trao đổi nhiệt loại tưới:
1- máng tưới; 2- ống truyền nhiệt; 3- khuỷu nối; 4- máng chứa nước; 5- bích nối

Lượng nước bay hơi có thể xác định gần đúng theo công thức sau:

$$G = F\psi(x_2 - x_1), \text{ kg/h} \quad (2.41)$$

trong đó: ψ - hệ số bay hơi, $\text{kg/m}^2\text{h}$;

F - bề mặt bay hơi bằng bề mặt truyền nhiệt, m^2 ;

x_1, x_2 - hàm ẩm của không khí ở môi trường xung quanh và hàm ẩm của không khí bão hòa ở nhiệt độ của nước chảy trên bề mặt ống truyền nhiệt, kg/kg .

Trị số của hệ số bay hơi ψ phụ thuộc vào tình trạng thông gió, nó dao động trong khoảng từ 50 kg/m²h, khi không khí không chuyển động, và 250 kg/m²h hoặc lớn hơn khi có gió.

Mật độ tưới thường trong khoảng từ 200 đến 1500l/h trên một mét chiều dài ống trên cùng của dây. Khi mật độ tưới nhỏ hơn 250l/h thì máng phân phối phải đặt thật ngang bằng, các ống ở dưới có thể chỉ được thấm ướt một phần hoặc bị khô. Khi mật độ tưới lớn hơn 1500l/h.m thực tế cũng không có lợi, vì một phần nước sẽ bị bắn ra và một phần chảy trượt ra ngoài các ống dưới (hình 2.23c).

Ưu điểm của loại này là lượng nước làm lạnh ít, cấu tạo đơn giản, dễ quan sát và làm sạch ở phía ngoài ống. Khi nối ống bằng mặt bích thì làm sạch ở mặt trong ống cũng dễ.

Khuyết điểm của loại này là công kênh, khi cung cấp lượng nước ít thì lượng nước bay hơi sẽ tăng, do đó, cần phải đặt ở nơi thoáng gió. Khi lượng nước quá ít thì các ống phía dưới sẽ khô, làm giảm hệ số truyền nhiệt. Hệ số cấp nhiệt ở phía ngoài ống có thể xác định theo công thức gần đúng sau:

$$\alpha = \frac{0,294CU^{0,4}}{d_n^{0,6}} \cdot W/m^2 \cdot \text{độ} \quad (2.42)$$

trong đó: α - hệ số cấp nhiệt phía ngoài ống, W/m².độ;

C - nhiệt dung riêng của chất lỏng, J/kg.độ;

U - mật độ tưới, kg/m.s,

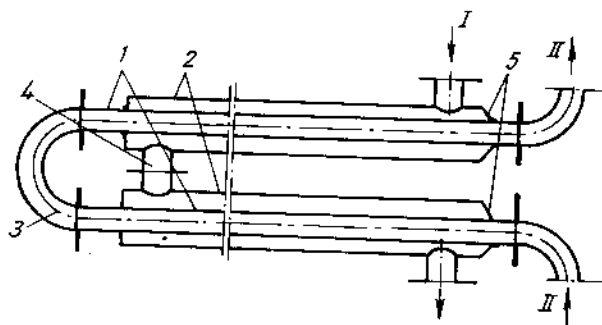
Mật độ tưới tính bằng kg nước tưới trong một giây theo một đơn vị chiều dài ống trên cùng. Nếu gọi W là lượng nước tưới, kg/s; l là chiều dài ống trên cùng và n là số dây ống, thì:

$$U = \frac{W}{n.l} \cdot \text{kg/m.s} \quad (2.43)$$

c) Loại ống lồng ống

Thiết bị truyền nhiệt loại ống lồng ống gồm nhiều đoạn nối tiếp nhau (hình 2.24), mỗi đoạn có hai ống lồng vào nhau, ống trong 1 của đoạn này nối với ống trong của đoạn khác và ống ngoài 2 của đoạn này nối thông với ống ngoài của đoạn khác. Để dễ thay thế và rửa ống người ta nối bằng khuỷu 3 và ống nối 4 có mặt bích. Ống 2 được hàn kín với ống 1 bằng mối hàn 5.

Chất tải nhiệt II đi trong ống trong từ dưới lên còn chất tải nhiệt I đi trong ống ngoài từ trên xuống, khi năng suất lớn ta đặt nhiều dây làm việc song song.



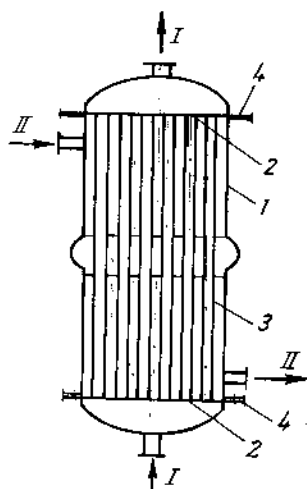
Hình 2.24. Thiết bị trao đổi nhiệt loại ống lồng ống:
1- ống trong; 2- ống ngoài; 3- khuỷu nối;
4- ống nối; 5- mối hàn

Ưu điểm của loại này là hệ số truyền nhiệt lớn vì ta có thể

tạo ra vận tốc lớn cho cả hai chất tải nhiệt, cấu tạo đơn giản, nhưng có nhược điểm là cồng kềnh, giá thành cao vì tốn nhiều kim loại, khó làm sạch khoảng trống giữa hai ống.

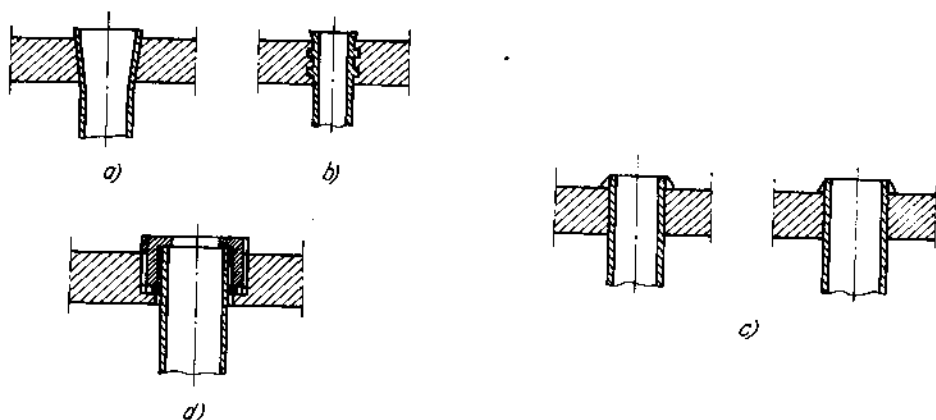
d) Loại ống chùm

Thiết bị truyền nhiệt loại này được dùng phổ biến nhất trong công nghiệp hóa chất, nó có những ưu điểm là kết cấu gọn, chắc chắn, bề mặt truyền nhiệt lớn. Thiết bị đơn giản của loại này là loại ống chùm kiểu đứng (hình 2.25) gồm có vỏ hình trụ I hai đầu hàn hai lưới ống 2, các ống truyền nhiệt 3 được ghép chắc, kín vào lưới ống. Đáy và nắp nối với vỏ I bằng mặt bích 4 có bulông ghép chắc. Trên vỏ, nắp và đáy có cửa (ống nối) để dẫn chất tải nhiệt. Thiết bị truyền nhiệt được đặt trên chân đỡ hoặc tại treo hàn vào vỏ I (không vẽ). Chất tải nhiệt I đi vào đáy dưới qua các ống lên trên và ra khỏi thiết bị, còn chất tải nhiệt II đi từ



Hình 2.25. Thiết bị trao đổi nhiệt loại ống chùm:
1- vỏ thiết bị truyền nhiệt;
2- lưới đỡ ống; 3- ống truyền nhiệt;
4- đáy thiết bị

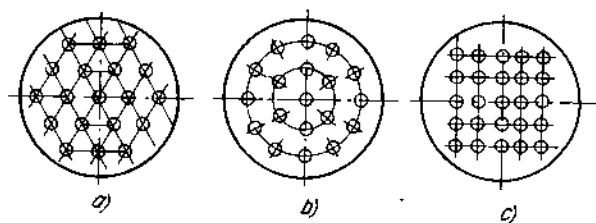
của trên của vỏ vào khoảng trống giữa ống và vỏ rồi đi ra phía dưới. Các ống lắp trên lưới ống cần phải kín bằng cách nong hoặc hàn, đôi khi người ta còn dùng đệm để ghép kín (hình 2.26). Trong trường hợp này ống có thể di chuyển dọc theo chiều dọc khi giãn nở, nhưng lắp như vậy rất phức tạp.



Hình 2.26. Cách lắp ống:
a, b - nong ống; c- hàn; d- đệm

• **Cách bố trí ống trên lưới**

Thường có ba kiểu (hình 2.27): bố trí theo hình sáu cạnh; theo đường tròn đồng tâm; đôi khi còn bố trí theo kiểu thẳng hàng.



Hình 2.27. Cách bố trí ống:
a- xếp theo hình sáu cạnh; b - xếp theo hình tròn; c- xếp theo hình vuông

Khoảng cách t giữa các tâm của hai ống liền nhau gọi là bước ống. Khi lắp

ống bằng cách nong thì $t_{\min} = (1,3 - 1,6) d_n$, còn khi lắp bằng cách hàn thì lấy $t_{\min} \approx 1,2d_n$, (d_n - đường kính ngoài của ống). Khoảng cách từ ống đến vỏ thiết bị: $t - d_n > 6 \text{ mm}$.

Đường kính của thiết bị: đường kính trong của thiết bị khi khoảng hở giữa vỏ và ống không lớn lắm xác định theo công thức sau:

$$D \approx t(b - 1) + d_n + 2(t - d_n), \text{ m} \quad (2.44)$$

trong đó b - số ống trên đường chéo khi xếp theo hình sáu cạnh:

$$b = 2a - 1 \quad (2.45)$$

a - số ống trên một cạnh của hình sáu cạnh lớn nhất; khi $a < 7$ thì có thể xác định a theo tổng số ống của thiết bị theo công thức sau:

$$n = 3a(a - 1) + 1 \quad (2.46)$$

Ngoài ra, số ống b có thể tìm trong các bảng về cách bố trí ống, cho sẵn trong các tài liệu tham khảo về thiết bị truyền nhiệt.

Đường kính của thiết bị có thể xác định theo công thức gần đúng sau:

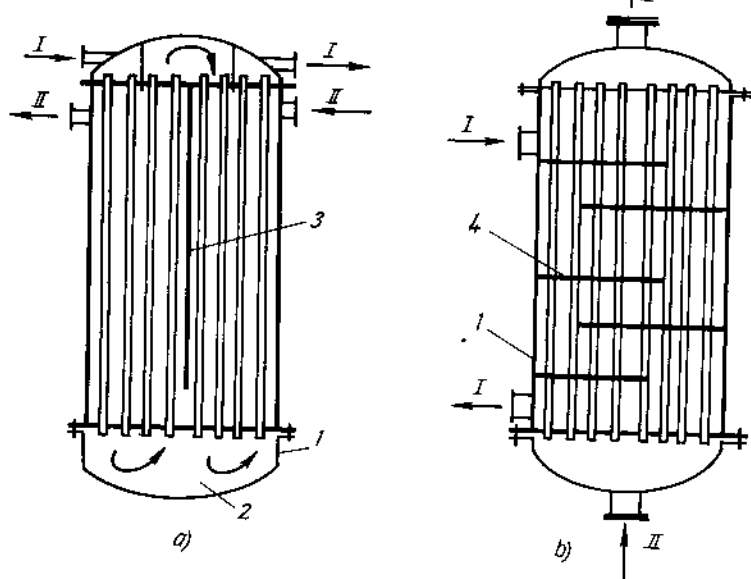
- Khi xếp hình sáu cạnh:
$$D \approx \sqrt{\frac{3,47nt^2}{\pi K}} = 1,05 \sqrt{\frac{nt^2}{K}}, \text{ m} \quad (2.47)$$

- Khi xếp ống theo hình vuông:
$$D \approx \sqrt{\frac{nt^2}{\pi K}} = 1,13 \sqrt{\frac{nt^2}{K}}, \text{ m} \quad (2.48)$$

Trong đó $K \approx 0,7 - 0,85$ là hệ số xếp ống, đối với thiết bị số ống ít nhưng số ngăn nhiều thì lấy giá trị nhỏ hơn.

• Cách chia ngăn trong thiết bị ống chùm

Khi cần tăng vận tốc của chất tải nhiệt để tăng hiệu quả truyền nhiệt, người ta thường chia thiết bị ra làm nhiều ngăn. Trên hình 2.28a chia thành bốn ngăn dọc đối với chất tải nhiệt đi trong ống, như vậy, vận tốc chất tải nhiệt sẽ tăng lên bốn lần. Tấm ngăn dọc 3 chia ngăn đối với chất tải nhiệt đi ở ngoài ống; trên hình vẽ lên hai ngăn, như vậy, vận tốc sẽ tăng lên hai lần. Hình vẽ 2.28b mô tả sự chia ngăn ngang đối với chất tải nhiệt đi ngoài ống, trường hợp này ngoài tác dụng tăng vận tốc còn có tác dụng làm cho chất tải nhiệt đi chéo góc với phương của trục ống truyền nhiệt, nhưng vận tốc không tăng tỷ lệ với các ngăn.



Hình 2.28. Cách chia ngăn thiết bị trao đổi nhiệt loại ống chùm:
a- chia ngăn trong ; b- chia ngăn ngoài

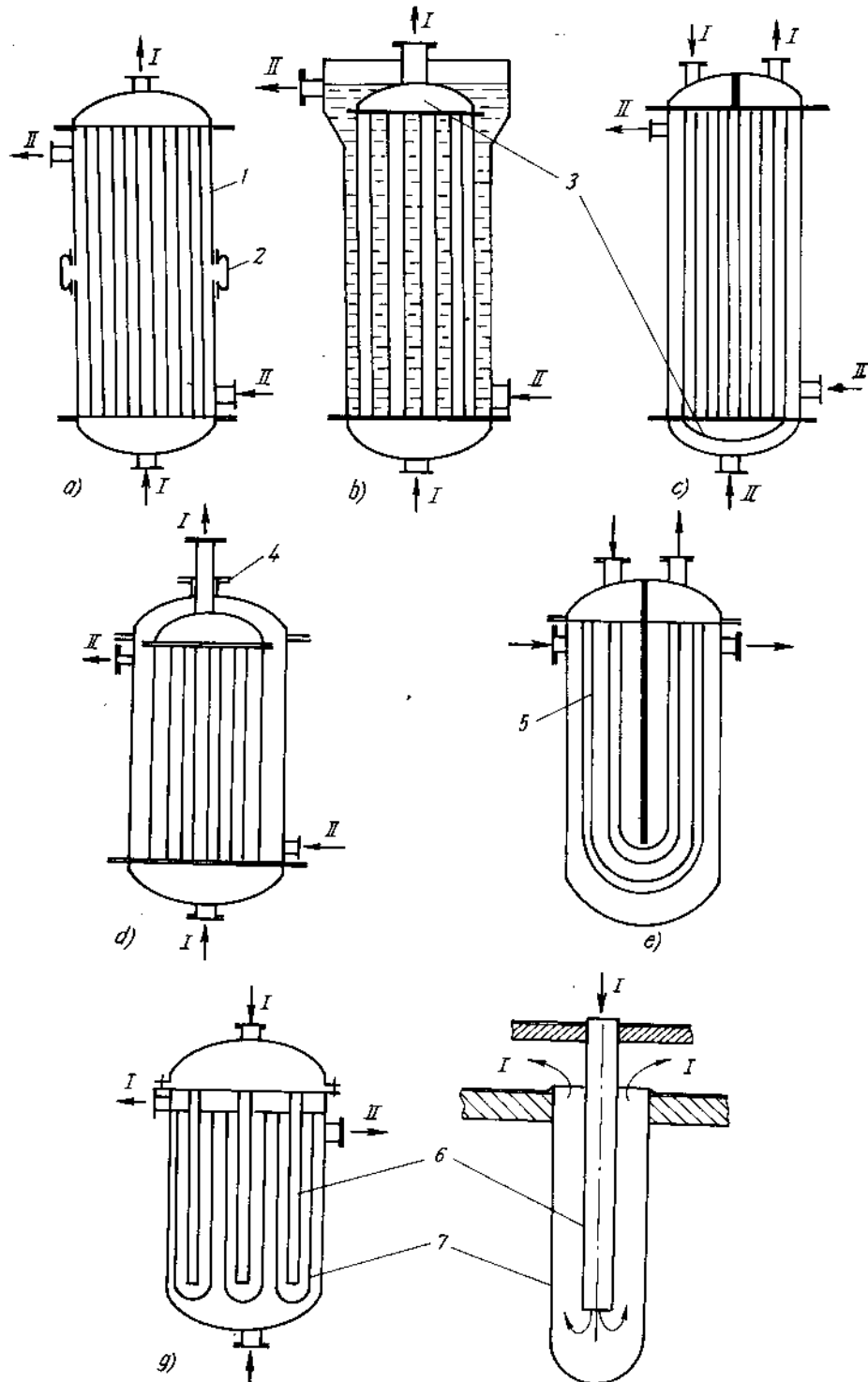
• **Bù giãn nở**

Thiết bị ống chùm khi ống lắp chắc vào lưới đỡ ống chỉ làm việc ổn định khi hiệu số nhiệt độ giữa vỏ thiết bị và ống không quá 50°C , nếu vượt quá giới hạn này ống hoặc vỏ thiết bị biến dạng do sự giãn nở không đều nhau. Vì vậy, khi thiết bị làm việc có sự chênh lệch nhiệt độ lớn giữa vỏ và ống thiết bị, ta cần cấu tạo thêm bộ phận bù giãn nở. Các chi tiết cấu tạo bộ phận bù giãn nở trong thiết bị ống chùm có thể xếp thành hai loại:

- Bù giãn nở nhờ ghép thêm một bộ phận đàn hồi.
- Bù giãn nở nhờ kết cấu di chuyển tự do theo chiều dọc.

Kết cấu theo loại thứ nhất mô tả trên hình 2.29a gọi là loại vòng bù giãn nở. Ở đây khi ống co giãn thì vỏ thiết bị sẽ co giãn nhờ vành đai 2, loại này thường dùng khi độ co giãn không dưới $10 - 15 \text{ mm}$ và áp suất không khí không dưới $3,5 \text{ at}$.

Kết cấu theo loại hai thường chỉ có một lưới ống chắc chắn với vỏ thiết bị, còn một lưới ống di chuyển tự do: loại đầu phao hở (hình 2.29b); đầu phao kín (2.29c); loại hộp đệm (hình 2.29d) hoặc cả hai đầu ống cùng lắp trên một lưới đỡ ống hình chữ U (hình 2.29e), hoặc loại ống kép (hình 2.29g), đáy dưới của ống lớn 4 bị kín, còn ống 5 hở cả hai đầu, chất tải nhiệt I đi vào ống 6 từ trên xuống và tiếp tục đi từ dưới lên trong khoảng trống vành khăn giữa hai ống. Quá trình truyền nhiệt được thực hiện trên bề mặt của ống 7, như vậy, các ống 6 và 7 có thể được giãn nở tự do.



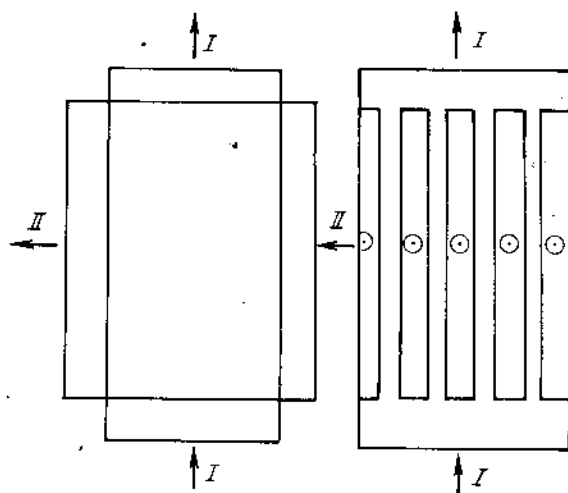
Hình 2.29. Các kết cấu bù giãn nở trong ống chèo:
a- vòng bù giãn nở; b- đầu phao nổi; c- đầu phao kín; d- loại hộp đệm;
e- loại chữ U; g- loại ống kép; 1 - vỏ thiết bị; 2- vành đai; 3- đầu phao;
4- lớp đệm; 5- ống chữ U; 6- ống trong; 7- ống ngoài

Các loại thiết bị truyền nhiệt ống chùm có các ưu điểm là chắc chắn, gọn, tốn ít kim loại (tính theo một đơn vị bề mặt truyền nhiệt), dễ làm sạch phía trong ống trừ loại chữ U.

Khuyết điểm của loại này khó chế tạo bằng những vật liệu không nóng và hàn được (gang, thép silic...).

2.2.3.1.3. Loại tấm

Loại này bề mặt truyền nhiệt làm bằng các tấm kim loại, các khe giữa các tấm tạo thành hai hệ thống không thông với nhau, một hệ chất tải nhiệt I đi còn hệ khác là chất tải nhiệt II đi (hình 2.30).



Hình 2.30. Thiết bị truyền nhiệt loại tấm

Thiết bị trao đổi nhiệt loại này rất gọn, vận tốc chất tải nhiệt

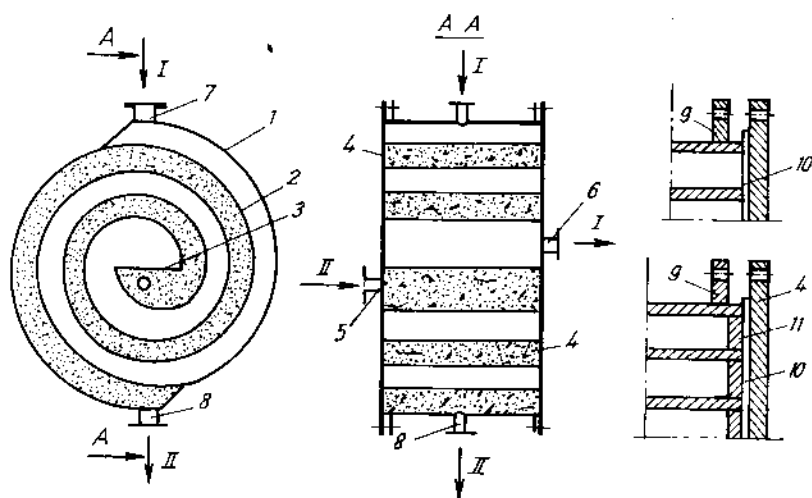
hai phía đều lớn. Nhưng nó có nhược điểm là không làm việc được ở áp suất cao, khó ghép kín cho nên loại này được dùng để trao đổi nhiệt ở áp suất thường, chủ yếu là để đốt nóng không khí bằng khói lò. Gần đây, loại thiết bị truyền nhiệt tương tự này được dùng để trao đổi nhiệt giữa các khí trong hệ thống lạnh thâm độ.

2.2.3.1.4. Loại xoắn ốc

Loại này bề mặt truyền nhiệt làm bằng những tấm kim loại cuốn theo dạng xoắn ốc (hình 2.31). Thiết bị gồm hai tấm kim loại 1 và 2, đầu trong của hai tấm kim loại này được hàn vào tấm ngăn 3, giữa hai tấm 1 và 2 tạo thành một khe có tiết diện hình chữ nhật, chữ tải nhiệt sẽ đi trong các khe đó. Hai đầu thiết bị được ghép kín bằng nắp 4.

Thiết bị truyền nhiệt kiểu xoắn ốc có ưu điểm là gọn và có vận tốc lớn, hai chất tải nhiệt có thể chuyển động ngược chiều nhau hoàn toàn, trở lực thủy lực nhỏ hơn trong ống chùm.

Khuyết điểm là chế tạo và sửa chữa phức tạp, không làm việc ở áp suất cao trên 6 at (cấu tạo đặc biệt có thể làm việc được 10 at).

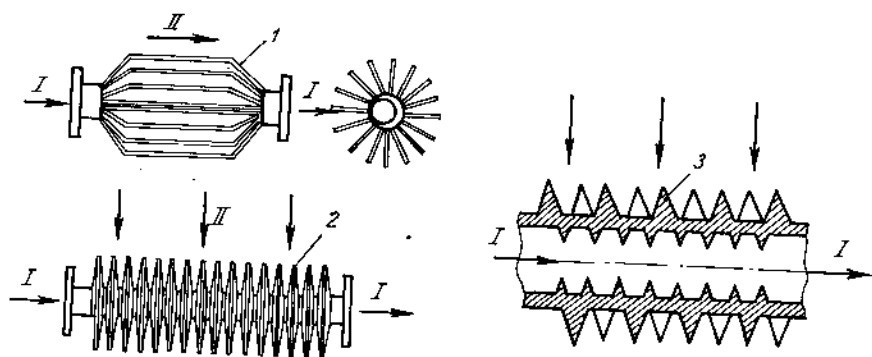


Hình 2.31. Thiết bị truyền nhiệt loại xoắn ốc:
 1, 2 - tấm kim loại; 3 - tấm ngăn; 4 - nắp; 5, 6, 7, 8 - ống nối;
 9 - mặt bích; 10 - đệm; 11 - thanh ghép kín

2.2.3.1.5. Loại ống có gân

Khi truyền nhiệt giữa hai chất tải nhiệt mà hệ số cấp nhiệt một phía thì rất nhỏ so với phía kia, ta cần tăng bề mặt truyền nhiệt ở phía có α nhỏ để tăng hiệu quả truyền nhiệt bằng cách thêm các gân lên bề mặt truyền nhiệt.

Khi đun nóng không khí hoặc khí bằng hơi nước bão hòa thì hệ số cấp nhiệt từ hơi đến bề mặt truyền nhiệt $\alpha_1 \approx 11600 \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$, còn từ bề mặt ra không khí $\alpha_2 \approx 5,7 - 58 \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$ nghĩa là $\alpha_2 \ll \alpha_1$, khi đó ta gắn gân ở phía α_2 ; Thiết bị như vậy gọi là thiết bị truyền nhiệt loại ống có gân. Cách bố trí gân cũng phải chú ý chiều chuyển động của khí để khí có thể đi sâu vào giữa các gân, gân phải làm bằng vật liệu dẫn nhiệt tốt. Thiết bị truyền nhiệt loại ống có gân thường có hai kiểu (hình 2.32): gân dọc 1 và gân ngang 2. Đôi khi truyền nhiệt giữa hai chất khí, nghĩa là α_1 và α_2 đều nhỏ, người ta cấu tạo gân ở cả hai bên, trường hợp này gân thường có dạng hình kim 3 gọi là thiết bị truyền nhiệt hình kim (hình 2.32).



Hình 2.32. Thiết bị trao đổi nhiệt loại ống gân:
1- gân dọc; 2- gân ngang; 3- gân hình kim

2.2.3.1.6. Tính toán thiết bị trao đổi nhiệt gián tiếp

Nhiệm vụ tính toán thiết bị truyền nhiệt là xác định bề mặt truyền nhiệt (kích thước, cấu tạo) và lượng nhiệt hoặc lượng chất tải nhiệt dựa vào năng suất yêu cầu và điều kiện nhiệt độ hoặc ngược lại xác định năng suất và lượng chất tải nhiệt khi biết kích thước của thiết bị. Dưới đây là các bước tính thông thường:

a) Chọn cấu tạo thiết bị

Chọn kích thước cơ bản (ví dụ, kích thước của ống truyền nhiệt), giả thiết vận tốc của chất tải nhiệt. Khi chọn cấu tạo thiết bị cần phải dựa vào những yêu cầu sau:

- Cường độ trao đổi nhiệt lớn;
- Thiết bị đơn giản, gọn, chắc chắn, dễ sửa chữa, lắp ráp;
- Giá thành rẻ.

Để đảm bảo cho quá trình cấp nhiệt tốt ta thường chọn chuyển động của chất tải nhiệt ở trạng thái xoáy ($Re > 10000$), đối với chất lỏng lấy $w_0 = 0,1 - 1$ m/s, không quá 3 m/s; đối với chất khí $w_k = 2 \div 20$ m/s.

b) Xác định hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tb} và nhiệt độ trung bình (xem chương 1) từ đó ta tìm các thông số vật lý của chất tải nhiệt ở điều kiện nhiệt độ trung bình. Các thông số này thường tra theo bảng hoặc các sổ tay về nhiệt.

c) Xác định lượng nhiệt và chất tải nhiệt

Dựa vào phương trình cân bằng nhiệt:

- Khi không thay đổi trạng thái:

$$Q = G_1 C_1 (t_{1c} - t_{2d}), W \quad (2.49)$$

- Khi một chất tải nhiệt thay đổi trạng thái:

$$Q = D_1 (I_1 - i_1) = G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2d}), W \quad (2.50)$$

- Khi cả hai chất tải nhiệt đều thay đổi trạng thái:

$$Q = D_1 (I_1 - i_1) = D_2 (I_2 - i_2), W \quad (2.51)$$

trong các phương trình trên:

D_1, D_2 - lượng chất tải nhiệt khi truyền nhiệt thay đổi trạng thái; kg/s;

G_1, G_2 - lượng chất tải nhiệt khi truyền nhiệt không thay đổi trạng thái, kg/s;

C_1, C_2 - nhiệt dung riêng tương ứng với G_1, G_2 , J/kg °C;

I_1, I_2 - nhiệt hàm của hơi, J/kg;

i_1, i_2 - nhiệt làm của chất lỏng, J/kg;

t_1, t_2 - nhiệt độ của hai chất tải nhiệt (chỉ số đ và c ứng với thời điểm đầu và cuối), °C.

Khi nhiệt dung riêng của chất tải nhiệt thay đổi trong quá trình truyền nhiệt thì tính theo hệ số trung bình tích phân cũng có thể tính theo nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt.

d) Xác định hệ số truyền nhiệt

Hệ số truyền nhiệt xác định theo phương pháp đồ thị phân tích. Nguyên tắc tính sau:

Hệ số truyền nhiệt xác định theo công thức:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \sum \frac{\lambda_i}{\delta_i} + \frac{1}{\alpha_1}}, W/m^2 \cdot \text{độ}$$

trong đó: α_1, α_2 - những đại lượng chưa biết phụ thuộc vào nhiệt độ ở hai phía của bề mặt truyền nhiệt t_{t1} và t_{t2} (hình 2.33).

Những nhiệt độ này chưa biết nên ta phải giả thiết, sau đó kiểm tra lại. Ta biết ở phía chất tải nhiệt I:

$$q_1 = \alpha_1(t_1 - t_{T1}); \text{ W/m}^2 \quad (2.52a)$$

• nhiệt tải qua tường:

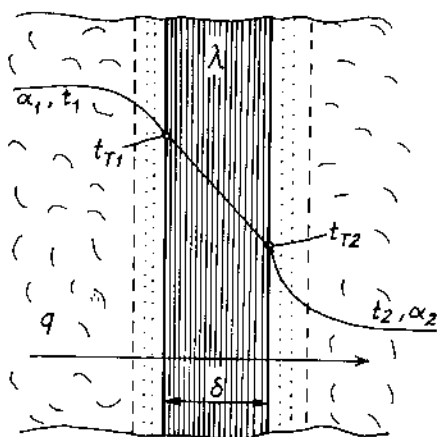
$$q_t = \left(\frac{t_{T2} - t_2}{\sum r} \right); \text{ W/m}^2 \quad (2.52b)$$

• nhiệt tải ở phía chất tải nhiệt II:

$$q_2 = \alpha_2(t_{T2} - t_2); \text{ W/m}^2 \quad (2.52c)$$

Khi truyền nhiệt ổn định ta có:

$$q_1 = q_t = q_2 = q$$



Hình 2.33. Dùng để tính hệ số truyền nhiệt

Trên cơ sở đó ta giả thiết t_{T1} , tính α_1 và q_1 theo (2.52), thay q_1 vào (2.52) tính ra t_2 . Biết t_2 tính q_2 và α_2 . Nếu $q_1 \neq q_2$ ta giả thiết lại t_{T1} lần nữa rồi tiếp tục tính như lần đầu. Lấy kết quả của các lần tính trên lập quan hệ $q_1 = f(t_{T1})$ và $q_2 = f(t_{T1})$, ta được hai đường thẳng giao nhau tại một điểm từ đó xác định được q_{tb} và t_{T1} . Rồi tính lại q_1, q_2 theo t_{T1} đã xác định được.

e) Xác định bề mặt truyền nhiệt

Từ phương trình truyền nhiệt ta rút ra:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{tb}} = \frac{Q}{q_{tb}}, \text{ m}^2 \quad (2.53)$$

Khi biết bề mặt truyền nhiệt ta xác định số ống và từ đó tính được vận tốc của chất tải nhiệt W . Nếu vận tốc thực khác với vận tốc giả thiết W_{gv} , ta có thể chia thiết bị làm nhiều ngăn, số ngăn xác định theo công thức sau:

$$m = \frac{W_{tb}}{W}$$

trong đó: m - số ngăn, lấy số nguyên chẵn 2, 4, 6, 8, 10, 12...

2.2.3.2. Phương hướng chọn thiết bị trao đổi nhiệt

Thiết bị trao đổi nhiệt làm việc hiệu quả cần có hệ số truyền nhiệt lớn. Muốn vậy phải tăng vận tốc của chất tải nhiệt. Điều đó làm tăng trở lực

thủy lực và tăng bề mặt truyền nhiệt. Điều này chỉ có thể nếu thiết bị luôn được giữ sạch, không có cặn bám, để tăng hệ số cấp nhiệt ở cả hai phía. Trong truyền nhiệt giữa khí và lỏng, hệ số cấp nhiệt phía lưu thể lỏng lớn hơn nhiều so với phía lưu thể khí ($\alpha_l > \alpha_k$), thì cần tăng vận tốc pha khí để tăng hệ số truyền nhiệt.

Để đánh giá thiết bị trao đổi nhiệt cần dựa vào giá thành, tức dựa vào chất tải nhiệt. Cụ thể:

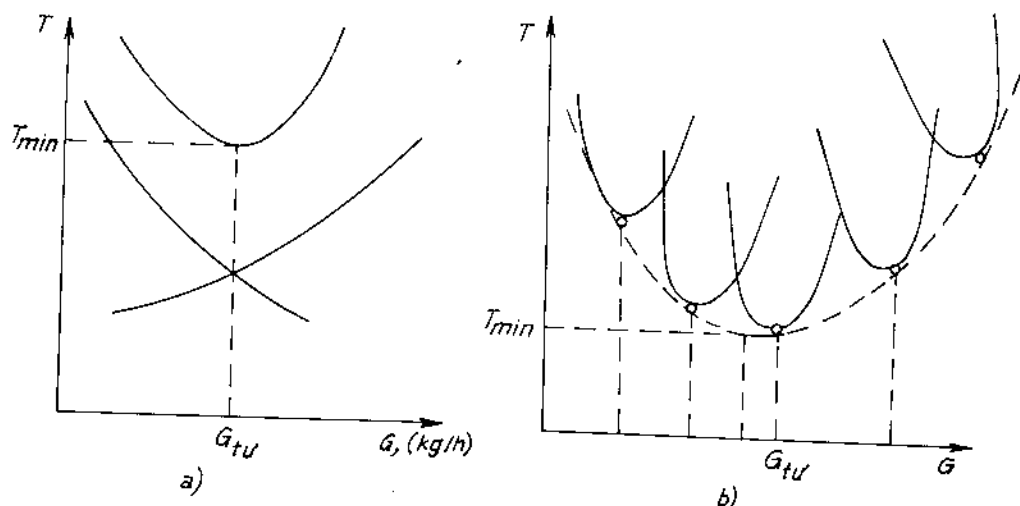
$$T = T_1 + T_2, \text{ đồng/năm} \quad (2.54)$$

trong đó: T - tổng chi phí;

T_1 - chi phí về vốn đầu tư (chế tạo, sửa chữa, lắp đặt);

T_2 - chi phí cho chất tải nhiệt, vận chuyển.

Giá chi phí phụ thuộc vào lượng chất tải nhiệt thể hiện ở hình 2.34.



Hình 2.34. a) xác định lượng chất tải nhiệt cho một phía (một lưu thể);
b) xác định lượng chất tải nhiệt cho cả hai phía

Nếu cần chọn chất tải nhiệt cho cả hai phía thì tổng chi phí phải nêu đồng thời:

$$T = T_1 + T_{21} + T_{22} = f(G_1, G_2) \quad (2.55)$$

trong đó: T_{21}, T_{22} - chi phí chất tải nhiệt cho hai phía;

G_1, G_2 - lượng chất tải nhiệt cho hai phía.

Cách tính toán: Cho trước một loạt các lưu lượng G_1 và G_2 khác nhau. Ứng với mỗi lưu lượng ta có một tổng chi phí (hình 2.34b). Từ đó ta chọn được $G_{\text{tư}}$ là lượng chất tải nhiệt thích hợp ứng với giá thành T nhỏ nhất.

Việc chọn chất tải nhiệt cần lưu ý đến loại thiết bị và vị trí của nó trong thiết bị, như chất tải nhiệt đi bên trong hoặc bên ngoài ống truyền nhiệt. Cụ thể dựa vào những đặc điểm sau:

a) Chất tải nhiệt đi trong ống cần:

- Có thể tích nhỏ, vì thể tích ống nhỏ hơn khoảng giữa các khe ống; nên có vận tốc lớn.

- Có cặn bẩn, vì đi trong ống với vận tốc lớn hạn chế đóng cặn, dễ làm sạch.

- Có áp suất lớn, vì ống chịu áp tốt hơn vỏ.

- Có tính chất ăn mòn, vì chỉ cần chế tạo ống bằng vật liệu chống ăn mòn.

- Có nhiệt độ rất cao hoặc rất thấp, vì tổn thất nhiệt nhỏ.

b) Chất tải nhiệt đi ngoài ống cần:

- Có thể tích lớn, đặc biệt lưu thể dạng khí ở áp suất thường, hệ số cấp nhiệt rất nhỏ, do đó có thể bù đắp bằng cách tăng bề mặt truyền nhiệt phía ngoài ống như làm gân.

- Hơi bão hòa, sạch và dễ tách nước ngưng tụ.

2.2.4. Quá trình đun nóng và làm nguội gián đoạn

Thiết bị được sử dụng thường là loại có cánh khuấy để tạo cho nhiệt độ trong toàn thiết bị như nhau. Quá trình tính toán thiết bị đun nóng làm nguội gián đoạn gồm: tính thời gian cần thiết để đun nóng hay làm nguội (khi đã biết bề mặt truyền nhiệt), hoặc tính bề mặt truyền nhiệt (khi đã biết thời gian).

2.2.4.1. Đun nóng trong thiết bị có vỏ bọc ngoài hay ống xoắn

Cần đun nóng dung dịch chứa trong thiết bị từ nhiệt độ t_1 đến t_2 bằng hơi nước bão hòa có nhiệt độ T :

Lượng nhiệt cần thiết cung cấp cho chất lỏng G trong thiết bị sau thời gian $d\tau$ để nhiệt độ thay đổi dt :

$$dQ = GCdt \quad (2.56)$$

Theo phương trình truyền nhiệt:

$$dQ = FK(T - t)d\tau \quad (2.57)$$

Từ phương trình (2.56) và (2.57) ta có:

$$\frac{dt}{T-t} = \frac{KF}{GC}d\tau \quad (2.58)$$

Vì $T = \text{const}$, nên lấy tích phân từ t_1 đến t_2 ta được:

$$\ln \frac{T-t_1}{T-t_2} = \frac{KF}{GC}\tau \quad (2.59)$$

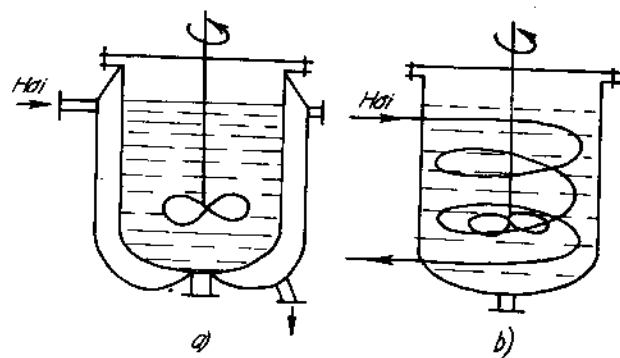
Từ công thức (2.59) có thể tính được F nếu biết τ và ngược lại.

Nếu động lực quá trình lúc đầu $\Delta t_1 = T - t_1$ và lúc cuối $\Delta t_2 = T - t_2$, ta tính được động lực trung bình:

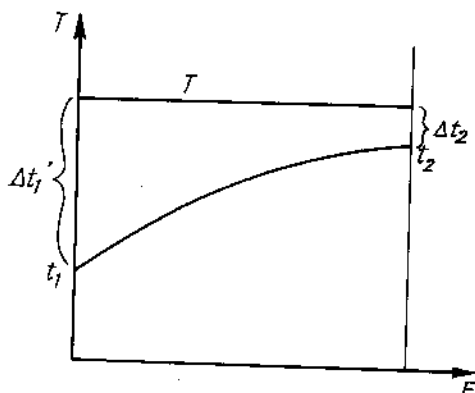
$$\Delta t_{tb} = \frac{(T-t_1)-(T-t_2)}{\ln \frac{T-t_1}{T-t_2}} = \frac{t_2-t_1}{\ln \frac{T-t_1}{T-t_2}} \quad (2.60)$$

Lượng nhiệt được tính theo công thức:

$$Q = GC(t_2 - t_1) = KF\Delta t_{tb}\tau \quad (2.61)$$



Hình 2.35: a) bình khuấy hai vỏ; b) gia nhiệt ống xoắn



Hình 2.36. Diễn biến nhiệt độ của hai lưu thể trong thiết bị

2.2.4.2. Làm nguội khi nước làm nguội đi trong ống xoắn

Trong trường hợp này chất lỏng cần làm nguội có nhiệt độ đầu T_1 và nhiệt độ cuối T_2 . Nước làm nguội đi vào ống xoắn với nhiệt độ đầu t_1 và thay đổi theo thời gian τ đến t_2 . Trong thời gian $d\tau$ nhiệt độ chất lỏng cần làm nguội thay đổi dT và cấp một lượng nhiệt:

$$dQ = -GCdT \quad (2.62)$$

Mật khác lượng nhiệt này cũng bằng lượng nhiệt phía nước lạnh nhận được:

$$dQ = G_n C_n (t_2 - t_1) d\tau \quad (2.63)$$

Hoặc tính theo phương trình truyền nhiệt:

$$dQ = KF \Delta t_{tb} d\tau \quad (2.64)$$

trong đó: G - lượng chất lỏng cần làm nguội, kg;

G_n - lượng nước lạnh, kg;

C, C_n - nhiệt dung riêng của chất lỏng và nước lạnh, J/kg.độ.

Động lực trung bình được xác định tại thời điểm có nhiệt độ T bất kỳ:

$$\Delta t_{tb} = \frac{(T-t_1)-(T-t_2)}{\ln \frac{T-t_1}{T-t_2}} = \frac{t_2-t_1}{\ln \frac{T-t_1}{T-t_2}} \quad (2.65)$$

Thay Δt_{tb} vào công thức (2.64) ta được:

$$dQ = KF \Delta t_{tb} d\tau = KF \frac{t_2-t_1}{\ln \frac{T-t_1}{T-t_2}} d\tau = dQ = G_n C_n (t_2 - t_1) d\tau \quad (2.66)$$

$$\text{Rút ra:} \quad \frac{T-t_1}{T-t_2} = \frac{KF}{G_n C_n} \quad (2.67)$$

$$\text{Vậy} \quad t_2 = T - \frac{T-t_1}{e^{(KF/G_n C_n)}} \quad (2.68)$$

Thay giá trị t_2 vào phương trình (2.63) và kết hợp với phương trình (2.62) ta có:

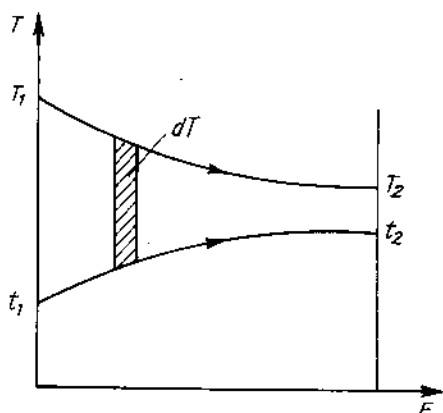
$$\frac{dT}{T-t_1} = \left(1 - \frac{1}{A}\right) \frac{G_n C_n}{GC} d\tau \quad (2.69)$$

trong đó $A = e^{(KF/G_n C_n)}$.

Lấy tích phân ta được:

$$\ln \frac{T_1-t_1}{T_2-t_2} = \left(1 - \frac{1}{A}\right) \frac{G_n C_n}{GC} \tau \quad (2.70)$$

Từ phương trình (2.70) ta tính được thời gian làm nguội τ .



Hình 2.37. Biến thiên nhiệt độ

2.2.4.3. Đun nóng khi có bộ phận đốt ở ngoài

Thiết bị đốt nóng được mắc bên ngoài (hình 2.38), chất lỏng được đun nóng khi qua bộ phận đốt nóng. Sau thời gian $d\tau$, chất lỏng tăng nhiệt độ dt . Nếu chất lỏng chuyển động với lưu lượng a và có nhiệt độ cuối t_2 thì lượng nhiệt thu được sau thời gian $d\tau$ là:

$$\begin{aligned} dQ &= GCdt = \\ &= ac(t_2 - t) d\tau = KF\Delta t_{tb} d\tau \quad (2.71) \end{aligned}$$

$$\text{trong đó: } \Delta t_{tb} = \frac{(T-t) - (T-t_2)}{\ln \frac{T-t}{T-t_2}} = \frac{t_2 - t}{\ln \frac{T-t}{T-t_2}} \quad (2.72)$$

$$\text{Rút ra: } GC \frac{dt}{d\tau} = \frac{KF \frac{G}{a} \cdot \frac{dt}{d\tau}}{\ln \frac{T-t}{T - \frac{G}{a} \cdot \frac{dt}{d\tau} - t}} \quad (2.73)$$

$$\text{Với: } t_2 - t = \frac{G}{a} \cdot \frac{dt}{d\tau} \quad \text{và} \quad t_2 = \frac{G}{a} \cdot \frac{dt}{d\tau} + t$$

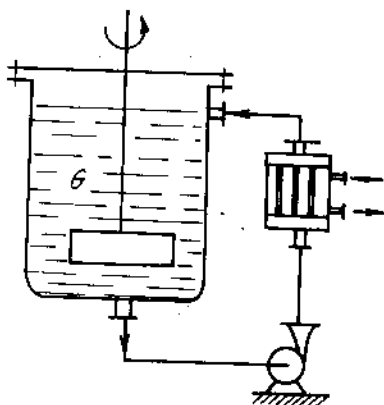
$$\text{Hay: } \ln \frac{T-t}{T - \frac{G}{a} \cdot \frac{dt}{d\tau} - t} = \frac{KF}{ac} \quad (2.74)$$

$$\text{Rút ra: } \frac{T-t}{T - \frac{G}{a} \cdot \frac{dt}{d\tau} - t} = e^{(KF/ac)} = B \quad (2.75)$$

Thay giá trị B ta có quan hệ:

$$\frac{dt}{T-t} = \frac{a}{G} \cdot \frac{B-1}{B} d\tau \quad (2.76)$$

Vì $T = \text{const}$ (nhiệt độ hơi bão hòa), nên tích phân phương trình (2.76) từ t_1 đến t_2 ta được:



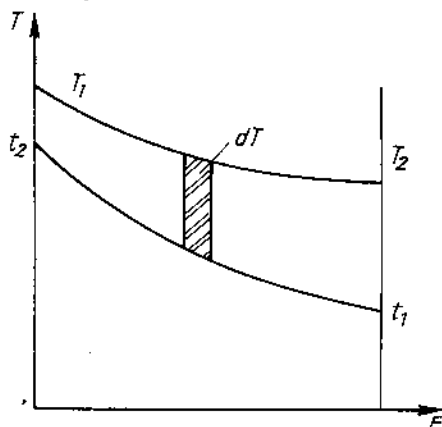
Hình 2.38. Đun nóng chất lỏng bằng bộ phận đốt nóng bên ngoài

$$\ln \frac{T-t_1}{T-t_2} = \frac{a(B-1)}{GB} \tau \quad (2.77)$$

Từ công thức (2.77) ta tính được thời gian cần thiết cho quá trình đun nóng τ .

2.2.4.4. Làm nguội khi bộ phận làm nguội ở ngoài

Giống như sơ đồ hình 2.38, nhưng thiết bị bên ngoài là thiết bị làm nguội. Chất lỏng có nhiệt độ T đi qua bộ phận làm nguội với lưu lượng a . Nước làm lạnh đi vào với lưu lượng G_n và nhiệt độ t_1 . Khi ra khỏi thiết bị làm lạnh chất lỏng có nhiệt độ T_2 và nước làm lạnh của nhiệt độ t_2 .



Hình 2.39. Diễn biến nhiệt độ

Lượng nhiệt trao đổi trong thời gian $d\tau$ được tính:

$$dQ = -GcdT = ac(T - T_2)d\tau = KF\Delta t_{tb}d\tau = G_n C_n(t_2 - t_1)d\tau \quad (2.78)$$

trong đó $\Delta t_{tb} = \frac{(T-t_2)-(T_2-t_1)}{\ln \frac{T-t_2}{T_2-t_1}}$ (cho quá trình ngược chiều)

Từ các phương trình (2.78) rút ra:

$$T - T_2 = -\frac{GdT}{ad\tau}$$

$$t_2 - t_1 = -\frac{Gc}{G_n C_n} \cdot \frac{dT}{d\tau}$$

Thay vào phương trình tính hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai lưu thể ta có:

$$\Delta t_{tb} = \frac{G \frac{dT}{d\tau} \left(\frac{c}{G_n C_n} - \frac{1}{a} \right)}{\ln \frac{T + \frac{Gc}{G_n C_n} \cdot \frac{dT}{d\tau} - t_1}{T + \frac{G}{a} \cdot \frac{dT}{d\tau} - t_1}} \quad (2.79)$$

Thay Δt_{tb} vào phương trình truyền nhiệt ta có:

$$\frac{T + \frac{Gc}{G_n C_n} \cdot \frac{dT}{d\tau} - t_1}{T + \frac{G}{a} \cdot \frac{dT}{d\tau} - t_1} e^{KF \left(\frac{1}{ac} - \frac{1}{G_n C_n} \right)} = D \quad (2.80)$$

Hoặc:

$$-\frac{dT}{T - t_1} = \frac{G_n C_n \cdot a(D-1)}{G(G_n C_n D - ac)} \quad (2.82)$$

Lấy tích phân từ T_1 đến T_2 ta có:

$$\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1} = \frac{G_n C_n \cdot a(D-1)}{G(G_n C_n D - ac)} \quad (2.82)$$

Chú ý: Trong các công thức trên, hệ số truyền nhiệt K phụ thuộc vào thời gian (do nhiệt độ thay đổi), do đó, khi tính toán ta cần tính ở nhiều nhiệt độ khác nhau rồi lấy giá trị trung bình của K .

Chương 3

CÔ ĐẶC

3.1. KHÁI NIỆM CHUNG

3.1.1. Định nghĩa

Cô đặc là quá trình làm bay hơi một phần dung môi của dung dịch chứa chất tan không bay hơi, ở nhiệt độ sôi, với mục đích:

- Làm tăng nồng độ chất tan.
- Tách chất rắn hòa tan ở dạng tinh thể (kết tinh).
- Thu dung môi ở dạng nguyên chất (cắt nước).

Cô đặc được tiến hành ở nhiệt độ sôi, ở mọi áp suất (áp suất chân không, áp suất thường hay áp suất dư), trong hệ thống một thiết bị cô đặc (nồi), hay trong hệ thống nhiều thiết bị cô đặc. Quá trình có thể gián đoạn hay liên tục. Hơi bay ra trong quá trình cô đặc thường là hơi nước, gọi là "*hơi thứ*" - thường có nhiệt độ cao, ẩn nhiệt hóa hơi lớn nên được sử dụng làm hơi đốt cho các nồi cô đặc. Nếu "*hơi thứ*" được sử dụng ngoài dây chuyền cô đặc gọi là "*hơi phụ*".

Cô đặc chân không dùng cho các dung dịch có nhiệt độ sôi cao và dung dịch dễ bị phân huỷ vì nhiệt, ngoài ra còn làm tăng hiệu số nhiệt độ của hơi đốt và nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch (gọi là *hiệu số nhiệt độ hữu ích*), dẫn đến giảm bề mặt truyền nhiệt. Mặt khác, cô đặc chân không thì nhiệt độ sôi của dung dịch thấp nên có thể tận dụng nhiệt thừa của các quá trình sản xuất khác (hoặc sử dụng hơi thứ) cho quá trình cô đặc.

Cô đặc ở áp suất cao hơn áp suất khí quyển thường dùng cho các dung dịch không bị phân huỷ ở nhiệt độ cao như các dung dịch muối vô cơ, để sử dụng hơi thứ cho cô đặc và cho các quá trình đun nóng khác.

Còn cô đặc ở áp suất khí quyển thì hơi thứ không được sử dụng mà được

thải ra ngoài không khí. Đây là phương pháp tuy đơn giản nhưng không kinh tế.

Trong hệ thống thiết bị cô đặc nhiều nồi thì nồi đầu tiên thường làm việc ở áp suất lớn hơn áp suất khí quyển, các nồi sau làm việc ở áp suất chân không.

3.1.2. Một số tính chất vật lý của dung dịch liên quan đến quá trình cô đặc

3.1.2.1. Nhiệt hòa tan

Khi hòa tan một chất rắn vào trong một dung môi có hai quá trình xảy ra:

- Do tương tác giữa các phân tử của dung môi và các phân tử chất tan mà mạng lưới tinh thể của chất tan bị phá hủy. Đây là quá trình thu nhiệt của dung môi, nên nhiệt độ của dung môi bị lạnh đi.

- Tạo thành môi liên kết giữa các phân tử của chất tan với các phân tử của dung môi gọi là quá trình solvat hóa (nếu dung môi là nước thì gọi là hydrat hóa). Đây là quá trình tỏa nhiệt.

Vậy nhiệt hòa tan chính là tổng của hai lượng nhiệt này. Bởi vậy, nhiệt hòa tan của một chất có thể dương hay âm, tùy theo tính chất của chất hòa tan và dung môi. Đối với những chất dễ tạo thành quá trình solvat (hay hydrat) hóa thì nhiệt hòa tan dương; còn những chất không tạo thành solvat thì nhiệt hòa tan âm.

Khi tính toán cân bằng nhiệt của quá trình cô đặc, chúng ta phải biết nhiệt hòa tan để thêm nhiệt vào hoặc bớt nhiệt đi. Các giá trị về nhiệt hòa tan thường được cho trong các sổ tay.

3.1.2.2. Nhiệt độ sôi của dung dịch

Nhiệt độ sôi của dung dịch là một thông số kỹ thuật rất quan trọng khi tính toán và thiết kế truyền nhiệt cô đặc. Vì căn cứ vào nhiệt độ sôi của dung dịch ta sẽ chọn được chất tải nhiệt với các thông số vật lý thích hợp, và sẽ chọn được chế độ làm việc hợp lý của thiết bị.

Nhiệt độ sôi của dung dịch phụ thuộc vào tính chất của dung môi và chất tan, đặc biệt là nồng độ của chất tan. Nhiệt độ sôi của dung dịch luôn luôn lớn hơn nhiệt độ sôi của dung môi nguyên chất ở cùng áp suất. Điều

này có thể giải thích theo định luật Raoult:

$$\frac{P_s - P}{P_s} = \frac{n}{N} \quad (3.1)$$

trong đó: P_s - áp suất hơi bão hòa của dung môi nguyên chất;

P - áp suất hơi bão hòa của dung môi trên dung dịch;

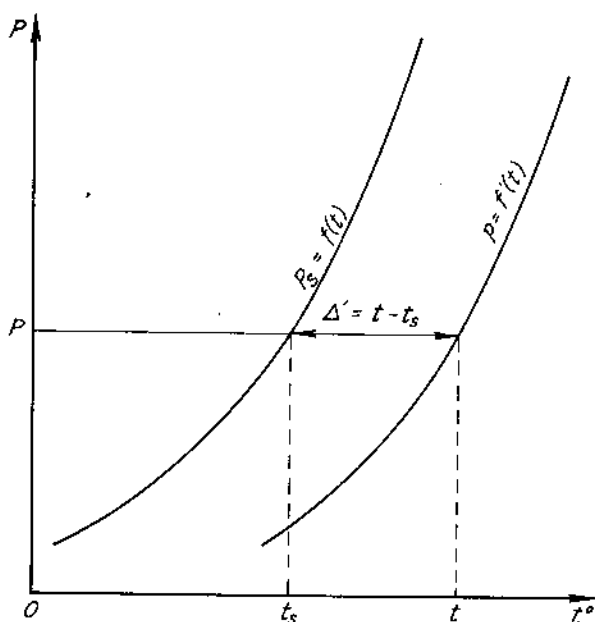
n - số mol của chất tan;

N - số mol của dung môi.

Từ biểu thức (3.1) ta thấy $\frac{n}{N} > 0$, do đó $P_s > P$ nghĩa là áp suất hơi bão

hòa của dung môi nguyên chất luôn luôn lớn hơn áp suất hơi bão hòa của dung môi trên dung dịch ở cùng nhiệt độ. Nghĩa là, ở cùng một áp suất thì nhiệt độ sôi của dung dịch luôn luôn lớn hơn nhiệt độ sôi của dung môi nguyên chất. Cũng từ biểu thức (3.1) ta thấy khi nồng độ chất tan n càng tăng thì nhiệt độ sôi của dung dịch càng tăng.

Đồ thị quan hệ giữa nhiệt độ t° và áp suất hơi bão hòa của dung môi nguyên chất P_s và của dung môi trên dung dịch P biểu diễn trên hình 3.1. Hiệu số giữa nhiệt độ sôi của dung dịch t và nhiệt độ sôi của dung môi t_s . Khi ở cùng một áp suất là Δ' :



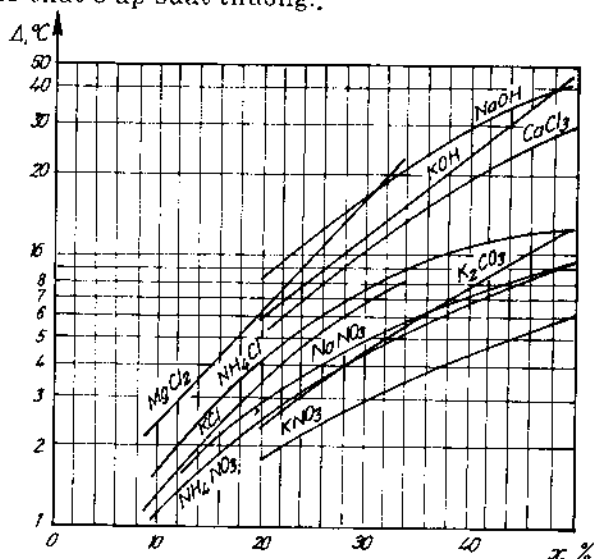
Hình 3.1. Quan hệ giữa áp suất hơi bão hòa của dung môi nguyên chất P_s và của dung môi trên dung dịch P với nhiệt độ t

$$\Delta' = t - t_s \quad (3.2)$$

Δ' là độ tăng nhiệt độ sôi của dung dịch so với dung môi nguyên chất, trong cô đặc người ta gọi là tổn thất nhiệt độ do nồng độ. Δ' là một thông số vật lý của dung dịch, nó phụ thuộc vào nồng độ chất tan, nồng độ càng tăng

thì Δ' càng tăng. Δ' còn phụ thuộc vào bản chất của chất tan và dung môi, đồng thời Δ' còn phụ thuộc vào áp suất. Ví dụ, ở áp suất thường nước nguyên chất sôi ở 100°C , dung dịch đường 60% sôi ở 103°C ($\Delta' = 3^\circ\text{C}$). dung dịch NaOH 50% sôi ở 142°C ($\Delta' = 42^\circ\text{C}$).

Giá trị của Δ' được xác định bằng thực nghiệm trên đồ thị trong hình 3.2 cho Δ' của một số chất ở áp suất thường.



Hình 3.2. Tổn thất nhiệt độ do nồng độ của một vài dung dịch phụ thuộc vào nồng độ

Khi tính tổn thất nhiệt độ do nồng độ Δ' ở áp suất bất kỳ người ta sử dụng qui tắc Babo: "Độ giảm tương đối của áp suất hơi bão hòa của dung môi trên dung dịch ở nồng độ đã cho là một đại lượng không đổi, không phụ thuộc vào nhiệt độ sôi". Nghĩa là:

$$\frac{P_s - P}{P_s} = \text{const. Do đó: } \frac{P}{P_s} = \text{const}$$

Từ biểu thức này nếu ta biết nhiệt độ sôi của dung dịch đã cho ứng với áp suất nào đó thì ta có thể xác định được nhiệt độ sôi ở áp suất khác.

Ví dụ, tính nhiệt độ sôi của dung dịch ở áp suất 0,75 at, biết rằng ở áp suất thường dung dịch này sôi ở 110°C . Vì ở $t = 110^\circ\text{C}$ thì áp suất hơi bão hòa $P_s = 1,46$ at, do đó:

$$\frac{P}{P_s} = \frac{1}{1,46} = 0,685$$

Khi ở $P = 0,75$ at thì nhiệt độ sôi của dung dịch tương ứng với nhiệt độ tại P_s của hơi bão hoà:

$$\frac{0,75}{P_s} = 0,685 \Rightarrow P_s = \frac{0,75}{0,685} = 1,095 \text{ at}$$

Từ đó, ta tìm được nhiệt độ sôi của nước ở áp suất, 1,095 at là 102°C . Ở áp suất 0,75 at nhiệt độ sôi của nước là $91,2^\circ\text{C}$.

Vậy: $\Delta' = 102 - 91,2^\circ\text{C} = 10,8^\circ\text{C}$

Qui tắc Babo ứng dụng cho dung dịch loãng, đối với dung dịch đặc phải thêm hệ số hiệu chỉnh. Trị số của hệ số hiệu chỉnh khi sôi ở áp suất thấp cho trong bảng 3.1.

Bảng 3.1. Bảng hệ số hiệu chỉnh Δt

Hệ số hiệu chỉnh Δt	Tỷ số P/P_s						
	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3
	Áp suất trên dung dịch sôi, mmHg						
0,9	100	200	400	450	500	550	650
1,8	-	50	200	350	450	500	550
2,6	-	-	100	275	300	350	400
3,6	-	-	-	150	200	250	300

Nếu chất rắn khi hòa tan tỏa nhiệt thì hệ số hiệu chỉnh lấy dấu cộng, nếu thu nhiệt thì lấy dấu trừ. Sai số khi tính có hệ số hiệu chỉnh thực tế không vượt quá $1 - 3^\circ\text{C}$.

Nhiệt độ tổn thất do nồng độ Δ' có thể xác định theo phương pháp của Tisenco. Cơ sở của phương pháp này là dựa vào phương trình Clapeyron - Clausius:

$$(V' - V)dP = \frac{r}{T}dT$$

trong đó: V' - thể tích riêng của hơi bão hòa khô, m^3/kg ;

V - thể tích riêng của hơi bão hoà, m^3/kg ;

r - ẩn nhiệt hóa hơi, J/kg ;

T - nhiệt độ tuyệt đối của hơi bão hòa, °K;

P - áp suất, N/m²;

Vì $V \ll V'$ nên có thể bỏ qua, vậy:

$$VdP = \frac{r}{T} dT$$

Ta thay: $V = \frac{RT_s}{P_s}$

$$\frac{RT_s}{P_s} dP = \frac{r}{T} dT \Rightarrow dT = \frac{RT_s^2}{P_s \cdot r} dP$$

Lấy tích phân hai vế ta có:

$$\Delta T = \frac{RT_s^2}{P_s \cdot r} \Delta P \quad (3.3a)$$

$\Delta T = \Delta'$ - hiệu số giữa nhiệt độ sôi của dung dịch và của dung môi ở cùng áp suất, °C;

R - hằng số của khí, J/kg°C;

T - nhiệt độ sôi của dung môi, °K;

P_s - áp suất hơi bão hòa của dung môi, N/m².

Theo phương trình (3.1) thì $\frac{\Delta P}{P_s} = \text{const}$, do đó (3.3a) có dạng:

$$\Delta' = \text{hằng số} \cdot \frac{RT_s^2}{r} \quad (3.3b)$$

Giả thiết Δ' là tổn thất ở áp suất nào đó và Δ'_o là tổn thất ở áp suất thường ta viết phương trình (3.3b) cho hai trường hợp này:

$$\Delta' = \text{hằng số} \cdot \frac{RT_s^2}{r}$$

$$\Delta'_o = \text{hằng số} \cdot \frac{RT_{s,o}^2}{r_o}$$

Chia vế với vế của hai phương trình này, ta có:

$$\frac{\Delta'}{\Delta'_o} = \frac{T_s^2 r_o}{r \cdot T_{s,o}^2}$$

hay:

$$\Delta' = \Delta'_0 \frac{T_s^2}{T_{s,0}^2} \frac{r_0}{r}$$

Vì nhiệt độ sôi của nước ở áp suất thường: $T_{s,0} = 100 + 273 = 373^\circ\text{K}$ và ẩn nhiệt hóa hơi $r_0 = 2,26 \cdot 10^5 \text{ J/kg}$, thay vào, ta có:

$$\Delta' = \Delta'_0 16,2 \frac{T_s^2}{r} \quad (3.4)$$

Ta đặt $f = 16,2 \frac{T_s^2}{r}$ là hệ số hiệu chỉnh, thì:

$$\Delta' = \Delta'_0 f \quad (3.4a)$$

Giá trị của Δ'_0 của một số chất cho trên đồ thị hình 3.2. So sánh hai phương pháp trên ta thấy phương pháp của Babo gần đúng với kết quả thực nghiệm hơn phương pháp Tisenco.

Nhiệt độ sôi của dung dịch còn phụ thuộc vào độ sâu. Trên mặt thoáng nhiệt độ sôi thấp nhất, càng xuống sâu thì nhiệt độ sôi càng tăng, nguyên nhân là do cột áp suất thủy tĩnh của cột chất lỏng. Hiệu giữa nhiệt độ sôi ở độ sâu có áp suất thủy tĩnh $P + \Delta P$ và nhiệt độ sôi ở mặt thoáng P là:

$t''(p + \Delta p) - t''(p) = \Delta''$: gọi là tổn thất nhiệt độ do cột áp suất thủy tĩnh.

Trong tính toán ΔP được lấy theo giá trị trung bình:

$$\Delta P = \rho' g h, \text{ N/m}^2 \quad (3.5)$$

trong đó: ρ' - khối lượng riêng của dung dịch ở trạng thái bọt gần đúng $\rho' = 0,5\rho$;

ρ - khối lượng riêng của dung dịch, kg/m^3 ;

g - gia tốc trọng trường, m/s^2 ;

h - độ sâu kể từ mặt thoáng đến giữa ống truyền nhiệt trong thiết bị cô đặc, m.

Công thức (3.5) chỉ gần đúng với số liệu thực nghiệm vì áp suất thủy tĩnh của dung dịch sôi phụ thuộc vào khối lượng riêng, độ sâu. Vận tốc tuần hoàn của dung dịch ngoài ra còn phụ thuộc vào cấu tạo thiết bị cô đặc, nhiệt độ, v.v.

Tổn thất nhiệt độ do nồng độ (Δ') và tổn thất nhiệt độ do cột áp suất thủy tĩnh (Δ'') đều làm giảm hiệu số nhiệt độ giữa nhiệt độ của hơi đốt và

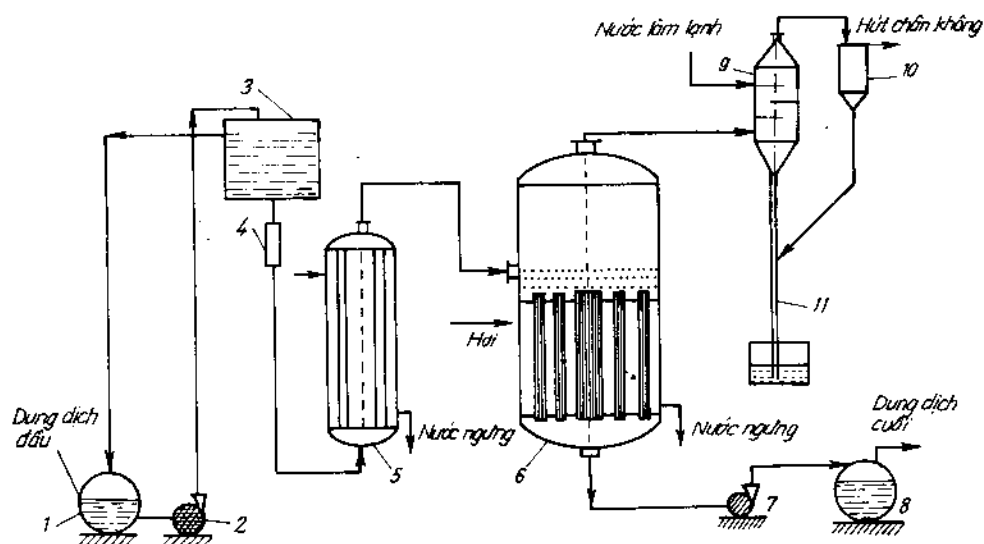
hiệt độ sôi trung bình của dung dịch, làm tăng bề mặt truyền nhiệt của thiết bị. Nhưng lượng nhiệt cung cấp để làm quá nhiệt dung dịch thì không bị mất vì khi đi lên mặt thoáng thì áp suất thủy tĩnh giảm, nó sẽ cung cấp cho môi trường xung quanh (dung dịch) phần nhiệt quá nhiệt.

3.2. CÔ ĐẶC MỘT NỒI

Cô đặc một nồi chỉ dùng khi năng suất thấp và khi không dùng hơi thứ làm chất tải nhiệt để đun nóng.

Sơ đồ hệ thống cô đặc một nồi liên tục được thể hiện trên hình 3.3. Dung dịch đầu từ thùng chứa 1 được bơm vào thùng 3, sau đó chảy qua lưu lượng kế 4 vào thiết bị đun nóng 5. Ở đây dung dịch được đun nóng đến nhiệt độ sôi rồi đi vào thiết bị cô đặc 6 thực hiện quá trình bốc hơi. Hơi thứ và khí không ngưng đi qua phía trên của thiết bị cô đặc vào thiết bị ngưng tụ.

Trong thiết bị ngưng tụ nước làm lạnh từ trên đi xuống, ở đây hơi thứ sẽ được ngưng tụ lại thành lỏng chảy qua ống 11 ra ngoài, còn khí không ngưng đi qua thiết bị thu hồi bọt 10 rồi vào bơm hút chân không. Dung dịch sau khi cô đặc được bơm ra ở phía dưới thiết bị cô đặc đi vào thùng chứa 8.



Hình 3.3. Sơ đồ cô đặc một nồi:

- 1- thùng chứa; 2- bơm; 3- thùng cao vị 4- lưu lượng kế; 5- thiết bị đun nóng;
6- nồi cô đặc; 7- bơm; 8- thùng chứa sản phẩm;
9- thiết bị ngưng tụ; 10 - bộ phận thu hồi bọt; 11- ống barômet

3.2.1. Cân bằng vật liệu

Coi quá trình bay hơi không kéo theo chất hòa tan theo hơi thứ. Cân bằng vật chất của cô đặc biểu diễn theo phương trình:

$$G_d = G_c + W \quad (3.6)$$

trong đó: G_d (kg/s) - lượng dung dịch đầu đưa vào cô đặc, có nồng độ đầu b_d , % khối lượng;

G_c - lượng dung dịch cuối, có nồng độ cuối b_c , % khối lượng;

W - lượng hơi thứ bay ra, kg/s.

Đối với chất tan trong dung dịch:

$$\frac{G_d b_d}{100} = \frac{G_c b_c}{100} \quad (3.7)$$

Từ hai phương trình (3.1) và (3.2) ta có rút ra năng suất thiết bị và lượng hơi thứ bay ra:

$$G_c = \frac{G_d b_d}{b_c} \quad (3.8)$$

và:
$$W = G_d \left(1 - \frac{b_d}{b_c}\right) \quad (3.9)$$

3.2.2. Cân bằng nhiệt lượng

Gọi: D - lượng hơi đốt cho vào nồi, kg/s;

I - hàm nhiệt của hơi đốt, J/kg;

t_d, t_c - nhiệt độ đầu và cuối của dung dịch, °C;

θ - nhiệt độ của nước ngưng, coi nhiệt độ nước ngưng bằng nhiệt độ của hơi đốt;

C_d, C_c, C_n - nhiệt dung riêng của dung dịch đầu, cuối và nước ngưng;

i - hàm nhiệt của hơi thứ, J/kg.

Lượng nhiệt vào:

- Do dung dịch đầu: G_d, C_d, t_d, W ;
- Do hơi đốt: D, I, W

Lượng nhiệt mang ra:

- Do sản phẩm: $G_c, C_c t_c, W;$
- Do hơi thứ: $W.i, W;$
- Do nước ngưng: $DC_n \theta, W;$
- Do nhiệt cô đặc: $Q_c = G_d b_d \Delta_{q1}, W;$
- Do tổn thất ra môi trường: $Q_{tt}.W.$

Thiết lập phương trình cân bằng nhiệt:

$$D.I + G_d C_d t_d = W_i + G_c C_c t_c + DC_n \theta + Q_c + Q_{tt} \quad (3.10)$$

thay $G_c C_c t_c = G_d C_d t_c - WC_n t_c$

ta có: $Q = D(I - C_n \theta) = W(i - C_n t_c) + G_d C_d t_c - t_d + Q_c + Q_{tt} \quad (3.11)$

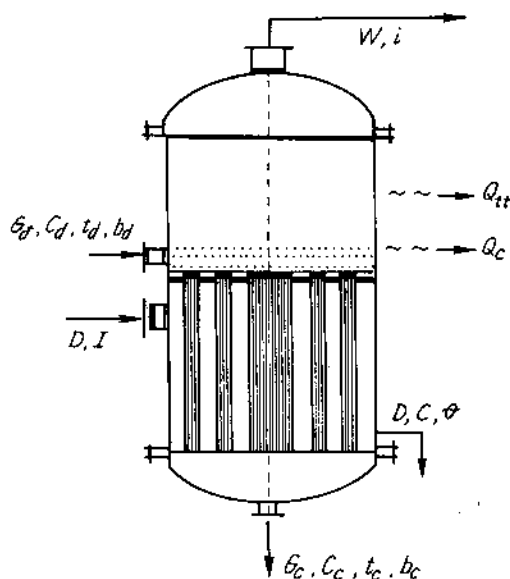
Suy ra: $D = W \left(\frac{i - C_n t_c}{I - C_n \theta} \right) + G_d C_d \left(\frac{t_c - t_d}{I - C_n \theta} \right) \quad (3.12)$

Trong phương trình (3.7) nhiệt lượng cô đặc Q_c biểu diễn bằng hiệu số tích phân của dung dịch đầu (loãng) với dung dịch cuối (đặc). Khi chất rắn hòa tan trong lỏng có thể thu nhiệt như khi hòa tan NH_4NO_3 , hoặc tỏa nhiệt như $NaOH$. Do vậy Q_c có thể mang dấu âm hoặc dương.

Nếu Q_c có giá trị nhỏ thì khi tính cân bằng có thể bỏ qua.

Lượng Q_m tổn thất ra môi trường xung quanh thường tính bằng $(0,03 - 0,05)Q$. Lượng nhiệt này dùng để tính bề dày lớp cách nhiệt.

Từ phương trình (3.7) nếu bỏ qua Q_c và



Hình 3.4. Sơ đồ xác định cân bằng vật chất và cân bằng nhiệt của nồi hơi cô đặc

Q_m ta có thể xác định lượng hơi đốt tiêu tốn làm bay hơi 1kg dung môi. Nếu dung dịch trước khi cho vào thiết bị cô đặc được đun đến nhiệt độ sôi $t_d = t_c$ thì:

$$D = W \left(\frac{i - C_n t_c}{I - C_n \theta} \right) = \frac{W(i - C_n t_c)}{r} = W, \text{ kg} \quad (3.13)$$

Từ phương trình (3.8) ta nhận thấy: đối với cô đặc một nôi để làm bay hơi một kg hơi thứ về mặt lý thuyết phải cần 1 kg hơi đốt. Thực tế do cần phải tính lượng nhiệt mất mát nên lượng hơi đốt tiêu hao riêng sẽ là 1,1 - 1,2 kg cho 1 kg hơi thứ.

3.2.3. Bề mặt đun nóng

Bề mặt đun nóng của thiết bị cô đặc xác định dựa vào phương trình truyền nhiệt:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{hi}} \quad (3.14)$$

trong đó: Q - nhiệt lượng cấp cho thiết bị [phương trình (3.14)];

K - hệ số truyền nhiệt của thiết bị, xác định theo phương trình truyền nhiệt tổng quát;

Δt_{hi} - hiệu số nhiệt độ hữu ích của thiết bị cô đặc;

Δt_{hi} - hiệu số nhiệt độ hữu ích của thiết bị cô đặc Δt_{hi} là hiệu số nhiệt độ giữa nhiệt độ của hơi đốt $T^\circ\text{C}$ và nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch cô đặc:

$$\Delta t_{hi} = T - t_{s1} \quad (3.15)$$

3.2.4. Nhiệt độ sôi của dung dịch và tổn thất nhiệt độ

Trong thiết bị cô đặc xuất hiện sự tổn thất nhiệt độ. Tổng tổn thất này bằng tổn thất nhiệt độ do nhiệt độ sôi của dung môi nhỏ hơn nhiệt độ sôi của dung dịch (Δ'), do cột áp thủy lực (Δ'') trong nôi và do trở lực thủy lực (Δ''').

Tổn thất nhiệt độ do nhiệt độ sôi của dung dịch lớn hơn nhiệt độ sôi của dung môi (Δ') phụ thuộc vào tính chất tự nhiên của chất hòa tan và dung môi, vào nồng độ và áp suất của chúng. Giá trị của (Δ') thông thường tìm được bằng con đường thực nghiệm và đã cho trong các sổ tay chuyên ngành.

Trong đó, Δ'_{Kq} thường cho ở áp suất khí quyển. Để xác định Δ'_p ở áp suất bất kỳ ta có thể tính theo phương trình I.A. Tysenco:

$$\Delta'_p = 1,62 \frac{T_S^2}{r} \Delta'_{Kq} \quad (3.16)$$

T_S - nhiệt độ sôi của dung môi nguyên chất ở áp suất P đã cho, °K;

r - ẩn nhiệt hóa hơi của dung môi cùng ở áp suất đó;

Δ'_{Kq} - tổn thất nhiệt độ do nhiệt độ sôi của dung dịch lớn hơn nhiệt độ sôi của dung môi ở nồng độ nhất định và áp suất khí quyển (xem trong các sổ tay).

Phương trình (3.16) chỉ đúng cho các loại dung dịch loãng.

Tổn thất nhiệt độ Δ'' do cột áp thủy tĩnh trong ống truyền nhiệt. Tổn thất này là do nhiệt độ sôi ở đáy thiết bị cô đặc luôn lớn hơn nhiệt độ sôi của dung dịch ở trên mặt thoáng. Người ta thường tính áp suất ở khoảng giữa ống truyền nhiệt:

$$P_{tb} = P_o + (h_1 + \frac{h}{2}) \frac{\rho_{dd}}{2} \quad (3.17)$$

trong đó: P_o - áp suất hơi thứ trên mặt thoáng dung dịch;

h_1 - chiều cao lớp dung dịch từ miệng ống truyền nhiệt đến mặt thoáng, m;

h - chiều cao ống truyền nhiệt, m;

ρ_{dd} - khối lượng riêng của dung dịch ở nhiệt độ sôi, kg/m³;

g - gia tốc trọng trường, m/s².

Vậy ta có:

$$\Delta'' = t_{tb} - t_{bt}, \text{ } ^\circ\text{C} \quad (3.18)$$

t_{tb} - nhiệt độ sôi ứng với P_{tb} , °C;

t_{bt} - nhiệt độ sôi ứng với P_o , °C.

Tổn thất nhiệt độ Δ''' do trở lực thủy lực gây nên trên đường ống dẫn hơi thứ:

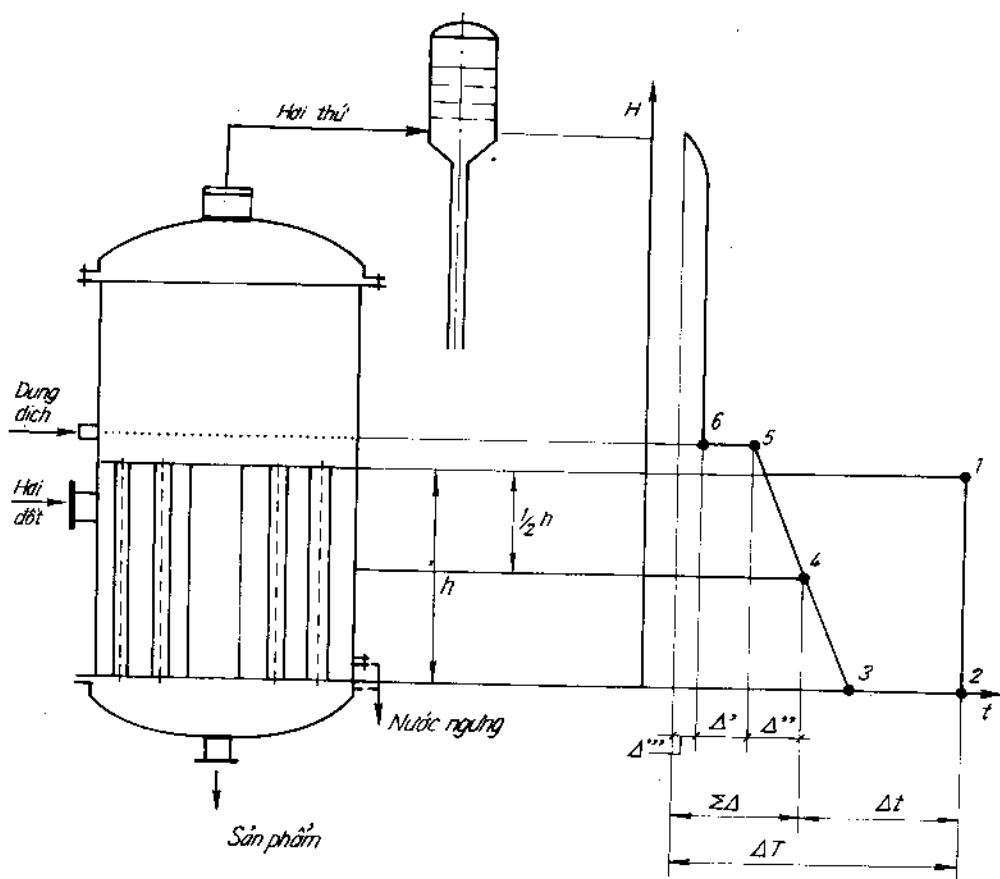
$$\Delta''' = 1 \div 1,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ sôi của dung dịch $t_{sôi}$ có thể xác định theo công thức sau:

$$t_{sôi} = t_{bt} + \Delta' + \Delta'', \text{ } ^\circ\text{C} \quad (3.19)$$

trong đó t_{ht} - nhiệt độ của hơi thứ, °C.

Đồ thị thay đổi nhiệt độ trong nồi hơi cô đặc được mô tả trên (hình 3.5).



Hình 3.5. Đồ thị thay đổi nhiệt độ trong quá trình cô đặc:

1-2 - nhiệt độ hơi đốt; 3- nhiệt độ sôi của dung dịch ở đáy ống truyền nhiệt;
4- nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch; 5,6 - nhiệt độ sôi của dung dịch
và của hơi thứ ngay trên mặt thoáng; 7- nhiệt độ của hơi thứ ở thiết bị ngưng tụ

Trên đồ thị trục tung biểu diễn chiều cao của thiết bị còn trục hoành biểu diễn nhiệt độ. Đoạn thẳng đứng 1-2 biểu thị nhiệt độ của hơi đốt ở bên ngoài ống truyền nhiệt; ở đây coi hơi đốt ở trạng thái bão hòa và nhiệt độ nước ngưng bằng nhiệt độ của hơi đốt. Điểm 3 là nhiệt độ sôi của dung dịch ở đáy ống (lớn nhất) và giảm dần đến địa điểm 5 ở mặt thoáng do áp suất thủy tĩnh (xem mục 3.1). Điểm 4 ứng với nhiệt độ giữa ống truyền nhiệt gọi là nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch. Điểm 6 là nhiệt độ của hơi thứ ở sát mặt thoáng của dung dịch, điểm 7 là nhiệt độ của hơi thứ ở trong thiết bị ngưng tụ t_{ht} .

Hiệu số nhiệt độ $t_6 - t_{nt} = \Delta'''$ gọi là tổn thất thủy lực do quá trình hơi đi từ mặt thoáng của dung dịch vào thiết bị ngưng tụ có tổn thất áp suất, do đó nhiệt độ sẽ giảm đi, thực tế $\Delta''' = 1 \div 1,5^\circ\text{C}$.

$t_5, t_6 = \Delta'$ là tổn thất do nồng độ (xem mục 3.2.3).

$t_1, t_5 = \Delta''$ là tổn thất thủy tĩnh (xem mục 3.2.3).

Tóm lại khi biết nhiệt độ hơi đốt T và nhiệt độ hơi thứ trong thiết bị ngưng tụ T_{nt} ta xác định hiệu số nhiệt độ có ích như sau:

$$\Delta t = \Delta T - (\Delta' + \Delta'' + \Delta''')$$

$$\Delta t = \Delta T - \Sigma \Delta$$

trong đó: $T = T - T_{nt}, ^\circ\text{C}$;

$\Sigma \Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$, $^\circ\text{C}$ - tổng hiệu số nhiệt độ tổn thất.

3.3. CÔ ĐẶC NHIỀU NỒI

Cô đặc nhiều nồi là quá trình sử dụng hơi thứ thay hơi đốt, do đó, có ý nghĩa về mặt sử dụng nhiệt.

Nguyên tắc cô đặc nhiều nồi có thể tóm tắt như sau:

Nồi thứ nhất, dung dịch được đun bằng hơi đốt; hơi thứ của nồi này vào đun nồi thứ hai. Hơi thứ của nồi thứ hai được đưa vào nồi thứ ba, v.v., hơi thứ của nồi cuối cùng được đưa vào thiết bị ngưng tụ (hình 3.6). Dung dịch đi vào lần lượt từ nồi nọ sang nồi kia, qua mỗi nồi dung môi được bốc hơi một phần, nồng độ của dung dịch tăng dần lên.

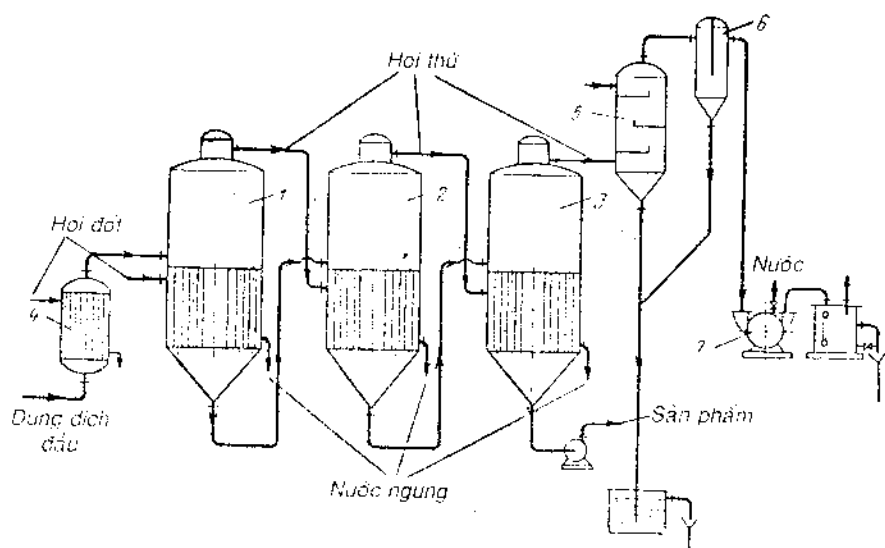
Điều kiện cần thiết để truyền nhiệt trong các nồi là phải có chênh lệch nhiệt độ giữa hơi đốt và dung dịch sôi, hay nói một cách khác là phải có chênh lệch áp suất giữa hơi đốt và hơi thứ trong các nồi. Nghĩa là, áp suất làm việc trong các nồi phải giảm dần vì hơi thứ của nồi trước làm hơi đốt của nồi sau. Thông thường thì nồi đầu làm việc ở áp suất dư, còn nồi cuối cùng làm việc ở áp suất chân không.

Cô đặc nhiều nồi có hiệu quả kinh tế cao về sử dụng hơi đốt so với một nồi, vì nếu ta giả thiết rằng cứ 1 kg hơi đưa vào đốt nóng thì làm bay hơi được 1 kg hơi thứ. Như vậy là cứ 1 kg hơi đốt đưa vào nồi đầu sẽ làm bốc hơi được số kilôgam thứ tương đương với số nồi trong hệ thống cô đặc nhiều. Hay nói một cách khác là lượng hơi đốt làm bốc hơi 1 kg hơi thứ tỷ lệ nghịch

với số nồi. Ví dụ, khi cô đặc hai nồi: 1 kg hơi đốt vào nồi đầu sẽ làm bốc hơi được 1 kg hơi thứ trong nồi đầu: 1 kg hơi thứ này đưa sang nồi thứ hai cũng làm bay hơi được 1 kg hơi thứ nữa. Như vậy, đối với hệ thống cô đặc hai nồi, ta được 2 kg hơi thứ. Vậy lượng hơi đốt tính cho 1 kg hơi thứ là $1/2 = 0,5$ kg.

3.3.1. Sơ đồ hệ thống cô đặc nhiều nồi

Hệ thống cô đặc nhiều có thể làm việc xuôi chiều, ngược chiều hoặc song song, ...



Hình 3.6. Sơ đồ cô đặc ba nồi xuôi chiều:
1, 2, 3 - nồi cô đặc; 4- thiết bị gia nhiệt nguyên liệu đầu; 5- thiết bị ngưng tụ; 6- thiết bị tách bọt; 7- bơm chân không

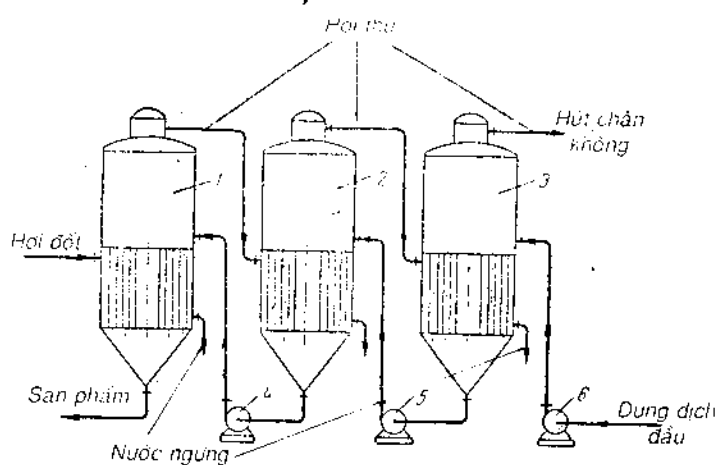
Dung dịch đi vào nồi 1 tiếp tục chuyển sang nồi 2 rồi nồi 3 nhờ chênh lệch áp suất trong các nồi. Còn hơi đốt đi vào phòng đốt của nồi 1 để đốt nóng dung dịch ở nồi 1, hơi thứ của nồi 1 đi vào phòng đốt của nồi 2, hơi thứ của nồi 2 đi vào phòng đốt của nồi 3 và hơi thứ của nồi 3 đi vào thiết bị ngưng tụ 5.

Hệ thống cô đặc xuôi chiều (hình 3.6) thường dùng phổ biến hơn cả. Loại này có ưu điểm là dung dịch tự di chuyển từ nồi trước sang nồi sau nhờ chênh lệch áp suất giữa các nồi. Nhiệt độ sôi của nồi trước lớn hơn nồi sau, do đó, dung dịch đi vào mỗi nồi (trừ nồi 1) đều có nhiệt độ cao hơn nhiệt độ

sôi, kết quả là dung dịch sẽ được làm lạnh đi và lượng nhiệt này sẽ làm bốc hơi thêm một lượng nước gọi là quá trình tự bốc hơi. Nhưng khi dung dịch đi vào nồi đầu có nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ sôi của dung dịch, do đó, cần phải tiêu tốn thêm một lượng hơi đốt để đun nóng dung dịch, vì vậy, khi cô đặc xuôi chiều dung dịch trước khi đưa vào nồi đầu cần được đun nóng sơ bộ bằng hơi phụ hoặc nước ngưng tụ.

Khuyết điểm của cô đặc xuôi chiều là nhiệt độ của dung dịch ở các nồi sau thấp dần, nhưng nồng độ của dung dịch lại tăng dần làm cho độ nhớt của dung dịch tăng nhanh, kết quả là hệ số truyền nhiệt sẽ giảm từ nồi đầu đến nồi cuối.

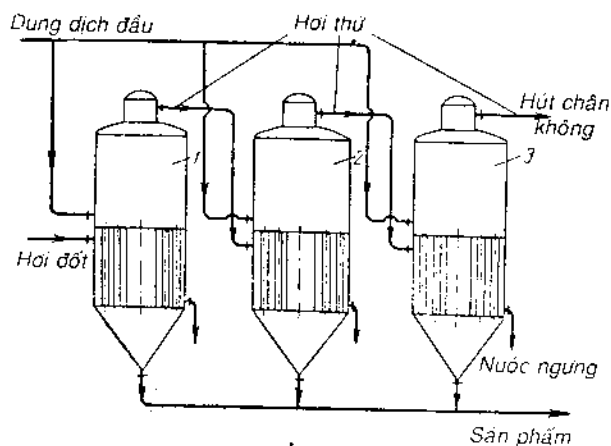
Hệ thống cô đặc ngược chiều được trình bày trong hình 3.7. Hơi di chuyển giống như trường hợp xuôi chiều còn dung dịch đi vào nồi 3 và sản phẩm ra khỏi ở nồi 1. Ở đây, vì áp suất nồi trước lớn hơn nồi sau, do đó, dung dịch không tự chảy từ nồi nọ sang nồi kia được mà phải dùng bơm để vận chuyển.



Hình 3.7. Sơ đồ đặc nhiều nồi ngược chiều

Khi cô đặc ngược chiều thì dung dịch có nhiệt độ cao nhất sẽ đi vào ở nồi đầu, ở đây nhiệt độ lớn hơn nên độ nhớt không tăng mấy. Kết quả là hệ số truyền nhiệt trong các nồi hầu như không giảm đi mấy. Đó chính là ưu điểm của cô đặc nhiều nồi ngược chiều. Ngoài ra, khi cô đặc ngược chiều lượng nước bốc hơi ở nồi cuối sẽ nhỏ hơn khi cô đặc xuôi chiều, do đó, lượng nước dùng làm ngưng tụ hơi trong thiết bị ngưng tụ sẽ nhỏ hơn.

Khuyết điểm chính của cô đặc ngược chiều là cần phải có bơm để vận chuyển dung dịch.



Hình 3.8. Sơ đồ cô đặc ba nồi song song (chéo dòng)

Hệ thống cô đặc song song được mô tả ở hình 3.8. Dung dịch đầu vào đồng thời ở các nồi. Sản phẩm cũng đồng thời lấy ra ở mỗi nồi. Hệ thống song song chỉ dùng khi yêu cầu nồng độ của dung dịch không cao lắm, hoặc khi dung dịch cô đặc có kết tinh, vì khi đó dung dịch có kết tinh di chuyển từ nồi nọ sang nồi kia dễ làm tắc ống.

3.3.2. Cân bằng vật liệu trong cô đặc nhiều nồi

Đối với toàn bộ hệ thống vẫn có thể ứng dụng các công thức (3.9) và (3.12) của quá trình cô đặc một nồi:

Lượng nước bốc hơi của cả hệ thống:

$$W = G_d \left(1 - \frac{x_d}{x_c}\right) \quad (3.20)$$

trong đó: G_d - lượng dung dịch đầu, kg/s;

X_d, X_c - nồng độ của dung dịch vào ở nồi đầu và ra khỏi nồi cuối, % khối lượng.

- Lượng nước bốc hơi của các nồi, W :

$$W = W_1 + W_2 + \dots + W_n \quad (3.21)$$

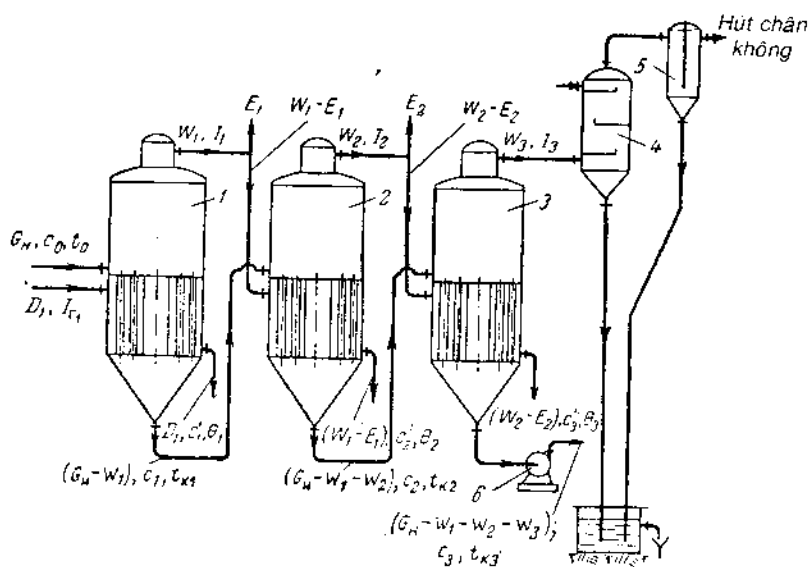
trong đó: $W_1, W_2, \dots, W_n$ - lượng nước bốc hơi ở các nồi 1, 2, ... n, kg/s.

- Nồng độ của dung dịch ra khỏi mỗi nồi tính theo công thức:

$$\text{Với nồi thứ 1: } x_1 = G_d \frac{x_d}{G_d - W_1} \quad (3.22)$$

$$\text{Với nồi thứ 2: } x_2 = G_d \frac{x_d}{G_d - W_1 - W_2} \quad (3.23)$$

$$\text{Với nồi thứ } n: x_n = G_d \frac{x_d}{G_d - W_1 - W_2 - \dots - W_n} \quad (3.24)$$



Hình 3.9. Sơ đồ cân bằng vật chất và nhiệt lượng trong hệ thống cô đặc

3.3.3. Cân bằng nhiệt lượng

Để tính cân bằng nhiệt lượng của cô đặc nhiều nồi, ta có thể dùng phương trình (3.11) của cô đặc một nồi để tính toán lượng nhiệt cung cấp cho mỗi nồi:

- Đối với nồi thứ nhất:

$$Q_1 = D_1(I_1 - C_1' \theta_1) = G_d C_d(t_{1c} - t_{1d}) + W_1(i_1 - C_1' t_{1c}) + Q_{cd1} + Q_{m1} \quad (3.25)$$

- Đối với nồi thứ hai:

$$\begin{aligned} Q_2 &= W_1(I_2 - C_2' \theta_2) = \\ &= (G_d - W_1)C_1(t_{2c} - t_{2d}) + W_2(i_2 - C_2' t_{2c}) + Q_{cd2} + Q_{m2} \end{aligned} \quad (3.26)$$

- Đối với nồi thứ ba:

$$\begin{aligned} Q_3 &= W_2(I_3 - C_3' \theta_3) = \\ &= (G_d - W_1 - W_2)C_2(t_{3c} - t_{3d}) + W_3(i_3 - C_3' t_{3c}) + Q_{cd3} + Q_{m3} \end{aligned} \quad (3.27)$$

$$W = W_1 + W_2 + W_3 \quad (3.28)$$

Từ các phương trình (3.25) đến phương trình (3.28) sẽ xác định được D_1 , W_1 , W_2 , W_3 .

Khi giải hệ phương trình trên ta có thể coi:

$$i_1 = I_2; i_2 = I; i_3 = I'_{\text{thấp ngưng tụ}}$$

trong đó: C_d , C_1 , C_2 - nhiệt dung riêng của dung dịch cho vào nồi 1, 2, 3;

Q_{cd1} , Q_{cd2} , Q_{cd3} - nhiệt cô đặc của các nồi: 1, 2, 3;

I_1 , I_2 , I_3 - hàm nhiệt của hơi đốt các nồi: 1, 2, 3;

C_1' , C_2' , C_3' - nhiệt dung riêng của nước ngưng tụ các nồi: 1, 2, 3;

θ_1 , θ_2 , θ_3 - nhiệt độ nước ngưng tụ ở các nồi: 1, 2, 3. ;

Q_{m1} , Q_{m2} , Q_{m3} - lượng nhiệt mất mát ra môi trường xung quanh của các nồi 1, 2, 3; chúng thường bằng 3 - 5% lượng nhiệt cung cấp cho các nồi.

Nếu hệ thống có n nồi thì phương trình cân bằng nhiệt của nồi thứ n là:

$$\begin{aligned} Q_n &= W_n(I_n - C_n' \theta_n) = (G_d - W_1 - W_2 - \dots - W_{n-1})C_{n-1}(t_{nc} - t_{nd}) + \\ &+ W_n(i_n - C_n' t_{nc}) + Q_{cdn} + Q_{mn} \end{aligned} \quad (3.29)$$

Như vậy, thiết lập được n phương trình và kết hợp với phương trình (3.28) ta tìm được lượng hơi thứ của mỗi nồi và lượng hơi đốt cho vào nồi 1.

Trong trường hợp có lấy hơi thứ dùng vào việc khác gọi là hơi phụ E ; lượng hơi phụ lấy ra sau nồi một là E_1 (kg/s), sau nồi hai là E_2 (kg/s), ... Vậy

lượng hơi thứ còn lại của nồi 1 dùng làm hơi đốt nồi hai là: $W_1 - E_1$. Lượng hơi thứ nồi hai còn lại dùng làm hơi đốt nồi ba là: $W_2 - E_2$ (hình 3.9).

Phương trình cân bằng có dạng:

$$\begin{aligned} Q_2 &= W_1 - E_1(I_2 - C'_2\theta_2) = \\ &= (G_d - W_1)C_1(t_{2c} - t_{2d}) + W_2(i_2 - C'_2t_{2c}) + Q_{cd2} + Q_{m2} \end{aligned} \quad (3.29a)$$

Đối với nồi thứ ba:

$$\begin{aligned} Q_3 &= W_2 - E_2(I_3 - C'_3\theta_3) = \\ &= (G_d - W_1 - W_2)C_2(t_{3c} - t_{3d}) + W_3(i_3 - C'_3t_{3c}) + Q_{cd3} + Q_{m3} \end{aligned} \quad (3.29b)$$

3.3.4. Phương pháp phân phối hiệu số nhiệt độ có ích giữa các nồi trong cô đặc nhiều nồi

Theo phương trình truyền nhiệt ta thấy khi cho biết Q và K thì còn F phụ thuộc vào Δt , vì vậy, tổng bề mặt đốt trong hệ thống cô đặc phụ thuộc vào sự phân phối W và hiệu số nhiệt độ có ích giữa các nồi. Thực tế ta thường gặp ba phương pháp phân phối hiệu số nhiệt độ hữu ích:

a) Theo điều kiện bề mặt các nồi bằng nhau:

$$F_1 = F_2 = F_3 = \dots F_n = \text{const} \quad (3.30)$$

b) Theo điều kiện tổng bề mặt đốt nóng các nồi là nhỏ nhất ($\sum F = \min$).

c) Theo điều kiện bề mặt đốt các nồi bằng nhau và tổng bề mặt đốt nóng các nồi là nhỏ nhất.

Trong tất cả các trường hợp ta đều phải biết nhiệt độ hơi đốt cho vào nồi đầu T , nhiệt độ hơi thứ ở thiết bị ngưng tụ t_{nt} và nhiệt độ tổn thất của các nồi $\sum \Delta$.

Tổng số nhiệt độ tổn thất của hệ thống xác định theo công thức sau:

$$\sum \Delta t = \Delta T - \sum_{i=1}^n \Delta_i \quad (3.31)$$

trong đó: $\sum_{i=1}^n \Delta_i = (\Delta'_1 + \Delta''_1 + (\Delta'''_1) + (\Delta'_2 + \Delta''_2 + \Delta'''_2) + \dots + (\Delta'_n + \Delta''_n + \Delta'''_n)) \quad (3.31a)$

$$\Delta T = T - t_{nt} \quad (3.31b)$$

$\sum \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \dots \Delta t_n$ - tổng hiệu số nhiệt độ có ích của các nồi.

3.3.4.1. Phân phối theo điều kiện bề mặt các nối bằng nhau

Theo phương trình truyền nhiệt $F = \frac{Q}{K\Delta t}$, đối với mỗi nối ta có:

$$F_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1}, F_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2}, \dots, F_n = \frac{Q_n}{K_n \Delta t_n}$$

Theo điều kiện này ta có : $F_1 = F_2 = \dots = F_n$ thay vào, ta có:

$$\frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{Q_n}{K_n \Delta t_n} \quad (3.32)$$

Ta có thể viết các đẳng thức này dưới dạng sau:

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= \Delta t_1 \\ \Delta t_2 &= \Delta t_1 \frac{\frac{Q_2}{K_2}}{\frac{Q_1}{K_1}} \\ \Delta t_3 &= \Delta t_1 \frac{\frac{Q_3}{K_3}}{\frac{Q_1}{K_1}} \\ &\vdots \\ \Delta t_n &= \Delta t_1 \frac{\frac{Q_n}{K_n}}{\frac{Q_1}{K_1}} \end{aligned}$$

Cộng vế với vế ta có:

$$\begin{aligned} \sum \Delta t &= \Delta t_1 \left(1 + \frac{\frac{Q_2}{K_2}}{\frac{Q_1}{K_1}} + \frac{\frac{Q_3}{K_3}}{\frac{Q_1}{K_1}} + \frac{\frac{Q_n}{K_n}}{\frac{Q_1}{K_1}} \right) \\ \sum \Delta t &= \Delta t_1 \frac{\sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i}}{\frac{Q_1}{K_1}}, \end{aligned}$$

hay:

$$\Delta t_1 = \sum \Delta t \frac{Q_1/K_1}{\sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i}}$$

Đối với nồi thứ hai cũng tương tự như trên:

$$\Delta t_2 = \sum \Delta t \frac{Q_2/K_2}{\sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i}}$$

Đối với nồi thứ n :

$$\Delta t_n = \sum \Delta t \frac{Q_n/K_n}{\sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i}}$$

Dạng tổng quát đối với bất kỳ một nồi thứ k nào đó:

$$\Delta t_k = \sum \Delta t \frac{Q_k/K_k}{\sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i}} \quad (3.33)$$

Phương trình này cho ta thấy: muốn phân phối hiệu số nhiệt độ có ích theo phương pháp này cần phải biết sơ bộ lượng nhiệt Q và hệ số truyền nhiệt K ở từng nồi. Ta biết, rằng lượng nhiệt ở mỗi nồi tỷ lệ gần đúng với lượng nước bốc hơi, theo (3.28) ta có thể viết:

$$m_2 = \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = \frac{Q_2/K_2}{Q_1/K_1} \cong \frac{W_2 \cdot K_1}{W_1 \cdot K_2}$$

$$m_3 = \frac{\Delta t_3}{\Delta t_1} = \frac{Q_3/K_3}{Q_1/K_1} \cong \frac{W_3 \cdot K_1}{W_1 \cdot K_3}$$

Ta có thể ứng dụng công thức này để tính toán sơ bộ.

3.3.4.2. Phân bố hiệu số nhiệt độ theo điều kiện tổng bề mặt các nôi nhỏ nhất

Giả thiết hệ thống cô đặc gồm hai nôi, ta có:

$$F_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1}, F_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2}, \text{ đồng thời } \sum \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2$$

$$\text{do đó: } \sum F = F_1 + F_2 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} + \frac{Q_2}{K_2 (\sum \Delta t - \Delta t_1)}$$

Giá trị nhỏ nhất của tổng các bề mặt đun nóng trong hệ thống cô đặc tính bằng cách lấy đạo hàm trên theo Δt_1 và cho bằng không, nghĩa là:

$$\frac{dF_1}{d(\Delta t_1)} = 0$$

$$\begin{aligned} \frac{dF_1}{d(\Delta t_1)} &= -\frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1^2} + \frac{Q_2}{K_2 (\sum \Delta t - \Delta t_1)^2} = 0 \\ &= -\frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1^2} + \frac{Q_2}{K_2 (\Delta t_2)^2} = 0 \end{aligned}$$

$$\text{hay: } \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1^2} = \frac{Q_2}{K_2 (\Delta t_2)^2}; \text{ từ đây ta rút ra: } m'_2 = \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = \sqrt{\frac{K_1 Q_2}{K_2 Q_1}}, \text{ nghĩa là } m'_2 = \sqrt{m_2}.$$

$$\text{Cũng tương tự như vậy, } m'_3 = \frac{\Delta t_3}{\Delta t_1} = \sqrt{\frac{K_1 Q_3}{K_3 Q_1}}$$

Từ đẳng thức này cộng vế, ta có:

$$m'_1 + m'_2 + m'_3 = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3}{\Delta t_1} = \frac{\sum \Delta t}{\Delta t_1}$$

$$\text{trong đó: } m'_1 = \frac{\Delta t_1}{\Delta t_1} = 1$$

$$\text{Như vậy ta có: } \Delta t_1 = \frac{\sum \Delta t}{\sum m'}$$

Thay trị số của $\sum m'$ vào ta được:

$$\Delta t_1 = \sum \Delta t \frac{1}{\sqrt{\frac{Q_1}{K_1}} + \sqrt{\frac{Q_2}{K_2}} + \sqrt{\frac{Q_3}{K_3}}} = \sum \Delta t \frac{\sqrt{Q_1/K_1}}{\sum_{i=1}^3 \sqrt{Q_i/K_i}} \quad (3.34)$$

Đối với nồi thứ hai:

$$\Delta t_1 = \sum \Delta t \frac{\sqrt{Q_2/K_2}}{\sum_{i=1}^3 \sqrt{Q_i/K_i}}$$

Ở dạng chung:

$$\Delta t_k = \sum \Delta t_i \frac{\sqrt{Q_k/K_k}}{\sum_{i=1}^n \sqrt{Q_i/K_i}} \quad (3.34a)$$

nghĩa là hiệu số nhiệt độ có ích của nồi thứ k nào đó bằng tích số của tổng hiệu số nhiệt độ có ích $\sum \Delta t_i$ với số $\sqrt{\frac{Q_k}{K_k}}$ của nồi đó chia cho tổng $\sqrt{\frac{Q_i}{K_i}}$ của các nồi.

3.3.4.3. Phân phối Δt từ điều kiện bề mặt đốt nóng các nồi bằng nhau và tổng các bề mặt là nhỏ nhất

Ta thấy rõ ràng điều kiện này đòi hỏi phải thoả mãn cả hai điều kiện, nghĩa là: $m_k = m'_k$.

$$m_k = \frac{\frac{Q_k}{K_k}}{\frac{Q_1}{K_1}}$$

$$m'_k = \sqrt{\frac{\frac{Q_k}{K_k}}{\frac{Q_1}{K_1}}}$$

$$\frac{\frac{Q_k}{K_k}}{\frac{Q_1}{K_1}} = \sqrt{\frac{\frac{Q_k}{K_k}}{\frac{Q_1}{K_1}}} \quad (3.35)$$

Điều kiện thỏa mãn đẳng thức này là $m_k = m'_k = 1$.

Trên cơ sở đó, ta có:

$$\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = m_2 = 1 \text{ và } \frac{\Delta t_3}{\Delta t_1} = 1$$

hay: $\Delta t_1 = \Delta t_2 = \Delta t_3 = \dots = \Delta t_n$

do đó: $\Delta t_1 = \Delta t_2 = \Delta t_3 = \dots = \frac{\Sigma \Delta t}{\Delta t_1}$

ta cũng có: $x_2 = 1 = \frac{Q_2}{K_2} : \frac{Q_1}{K_1}$

hay: $\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{K_2}{K_1}$; nghĩa là theo phương pháp phân phối nhiệt độ có ích này,

ta có:

$$Q_2 : Q_1 = K_2 : K_1$$

Viết ở dạng chung: $Q_1 : Q_2 : Q_3 : \dots : Q_n = K_1 : K_2 : K_3 : \dots : K_n$

Do Q tỷ lệ với W nên ta cũng có:

$$W_1 : W_2 : W_3 = K_1 : K_2 : K_3 \quad (3.36)$$

Như vậy phân phối nhiệt độ theo điều kiện này ta có:

- Hiệu số nhiệt độ có ích của các nồi bằng nhau.
- Lượng nước bốc hơi của các nồi tỷ lệ tương ứng với hệ số truyền nhiệt.

3.3.5. Số nồi thích hợp trong hệ thống cô đặc nhiều nồi

Lượng hơi đốt dùng để bốc hơi 1 kg hơi thứ trong hệ thống cô đặc nhiều nồi sẽ giảm khi số nồi tăng. Dưới đây là một số số liệu về lượng tiêu hao hơi đốt (kg) theo 1 kg hơi thứ:

Trong hệ thống cô đặc một nồi: 1,1 kg/kg.

Trong hệ thống cô đặc hai nồi: 0,57.

Trong hệ thống cô đặc ba nổi: 0,40.

Trong hệ thống cô đặc bốn nổi: 0,30.

Trong hệ thống cô đặc năm nổi: 0,27.

Qua số liệu này ta thấy lượng hơi đốt có giảm đi khi số nổi tăng lên, nhưng không phải giảm theo tỷ lệ bậc một mà từ một nổi lên hai nổi giảm đi 50%, còn từ bốn nổi lên năm nổi giảm đi 10% và thực tế từ mười nổi lên 11 nổi thì giảm đi không quá 1% nghĩa là xét về mặt hơi đốt thì số nổi trong hệ thống cô đặc nhiều nổi không thể lớn hơn mười. Mặt khác khi số nổi tăng hiệu số nhiệt độ có ích giảm đi rất nhanh do đó bề mặt đun nóng của các nổi sẽ tăng. Ta giả thiết rằng: bỏ qua các tổn thất nhiệt độ, so sánh bề mặt truyền nhiệt trong hệ thống cô đặc một nổi và cô đặc nhiều nổi ở các điều kiện như nhau:

$$\text{Đối với một nổi: } F_1 = \frac{Q}{K \cdot \Delta t}$$

Còn đối với nhiều nổi thì năng suất của mỗi nổi là: $\frac{Q}{n}$; và hiệu số nhiệt

độ có ích: $\frac{\Delta T}{n}$, (n - số nổi)

$$\text{Vậy: } F_n = \frac{Q \cdot n}{K \cdot \frac{\Delta T}{n}} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t}$$

Nghĩa là: $F_1 = F_n$.

Ta thấy rõ ràng là bề mặt truyền nhiệt của mỗi nổi khi cô đặc nhiều nổi bằng bề mặt truyền nhiệt khi cô đặc một nổi, hay nói cách khác là khi số nổi tăng thì bề mặt truyền nhiệt tăng tỷ lệ thuận với số nổi. Thực tế, khi số nổi tăng thì tổn thất nhiệt độ $\sum \Delta$ tăng làm cho hiệu số nhiệt độ có ích giảm đi, do đó, bề mặt truyền nhiệt càng tăng nhanh; nghĩa là khi số nổi tăng thì chi phí thiết bị (chế tạo, sửa chữa, lắp ghép, hao mòn,...) sẽ tăng nhanh.

Mặt khác, số nổi cũng không thể vô hạn được vì muốn đảm bảo quá trình làm việc được ta phải có điều kiện:

$$\sum \Delta T = \Delta T - \sum \Delta > 0$$

giới hạn đối với mỗi nổi là $5 \div 7^\circ\text{C}$.

Ví dụ, giả thiết $\Delta T = 80^{\circ}\text{C}$, tổn thất trong mỗi nồi là $\sum \Delta = 10^{\circ}\text{C}$ (coi tổn thất trong các nồi bằng nhau), vậy:

- Đối với hai nồi: $\Delta t = 80 - 2.10 = 60$ suy ra $\Delta_{tk} = 30^{\circ}\text{C}$.

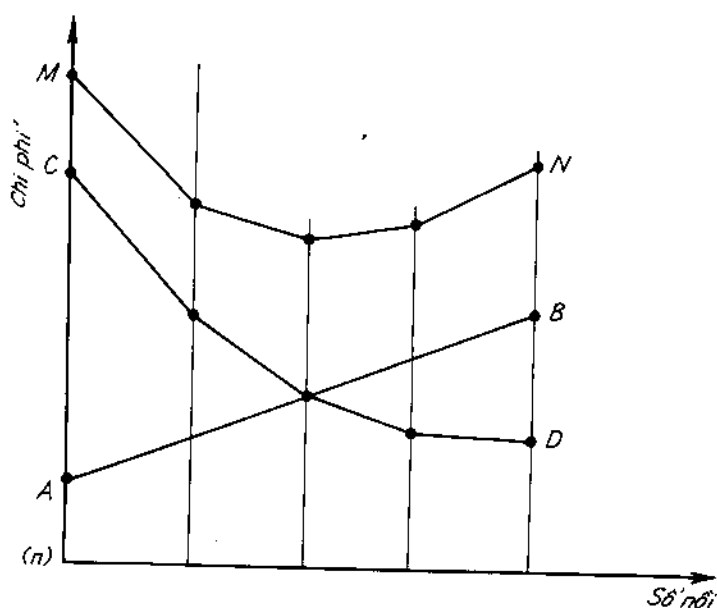
- Đối với bốn nồi: $\Delta t = 80 - 4.10 = 40$ suy ra $\Delta_{tk} = 10^{\circ}\text{C}$.

- Đối với năm nồi: $\Delta t = 80 - 5.10 = 30$ suy ra $\Delta_{tk} = 6^{\circ}\text{C}$.

- Đối với tám nồi: $\Delta t = 80 - 8.10 = 0$ suy ra $\Delta_{tk} = 0^{\circ}\text{C}$.

Theo ví dụ trên ta thấy số nồi nhiều nhất của hệ là năm nồi.

Để xác định số nồi thích hợp, ta tính toán một loạt đối với số nồi thay đổi và lập đồ thị (hình 3.10).



Hình 3.10. Xác định số nồi thích hợp trong cô đặc nhiều nồi

AB biểu thị chi phí về thiết bị; CD - chi phí về hơi đốt; MN - chi phí chung.

Trị số cực tiểu của MN cho ta thấy số nồi thích hợp của hệ thống cô đặc nhiều nồi.

Số nồi thích hợp thường từ 2-4 nồi.

3.4. CẤU TẠO THIẾT BỊ CÔ ĐẶC

Trong công nghiệp hóa chất và thực phẩm các loại thiết bị cô đặc đun nóng bằng hơi được dùng phổ biến, loại này gồm có hai phần chính:

a) Bộ phận đun sôi dung dịch (phòng đốt) trong đó bố trí bề mặt truyền nhiệt để đun sôi dung dịch;

b) Bộ phận bốc hơi (phòng bốc hơi) là một phòng trống, ở đây hơi thứ được tách khỏi hỗn hợp lỏng - hơi của dung dịch sôi (khác với thiết bị chỉ có phòng đốt). Tùy theo mức độ cần thiết người ta có thể cấu tạo thêm bộ phận ly hơi - lỏng ở trong phòng bốc hơi hoặc ở trên ống dẫn hơi thứ, để thu hồi các hạt dung dịch bị hơi thứ mang theo.

Khi cấu tạo thiết bị cần chú ý đến những yêu cầu sau:

- Đơn giản, gọn, chắc, dễ chế tạo, sửa chữa, lắp ráp, các chi tiết phải quy chuẩn hoá, giá thành rẻ;

- Đáp ứng yêu cầu kỹ thuật: chế độ làm việc ổn định, ít bám cặn, dễ làm sạch, dễ điều chỉnh và kiểm tra.

- Cường độ truyền nhiệt lớn (hệ số truyền nhiệt K lớn).

Về phân loại có thể phân loại theo hai cách:

- Theo sự bố trí bề mặt truyền nhiệt có loại nằm ngang, thẳng đứng, loại nghiêng.

- Theo cấu tạo bề mặt truyền nhiệt có loại vỏ bọc ngoài, ống xoắn, ống chùm.

- Theo chất tải nhiệt có loại đun nóng bằng dòng điện, bằng khối lò, bằng hơi nước, bằng chất tải nhiệt đặc biệt.

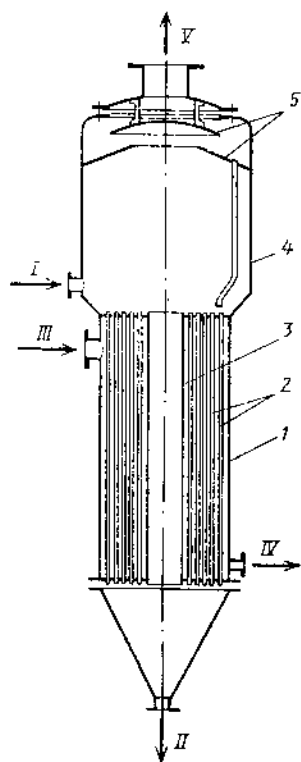
- Theo tính tuần hoàn của dung dịch: tuần hoàn tự nhiên, tuần hoàn cưỡng bức, ... Dưới đây giới thiệu một số thiết bị cô đặc.

3.4.1. Thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn ở tâm

Hình 3.11 là thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn ở tâm. Phần dưới của thiết bị là phòng đốt 1, trong đó có các ống truyền nhiệt 2 và ống tuần hoàn 3 tương đối lớn, dung dịch ở trong ống còn hơi đốt đi vào khoảng trống phía ngoài ống. Khi làm việc dung dịch trong ống truyền nhiệt sôi tạo thành hỗn hợp hơi - lỏng có khối lượng riêng giảm đi và bị đẩy từ dưới lên trên miệng ống, còn trong ống tuần hoàn thể tích dung dịch theo một đơn vị bề mặt truyền nhiệt lớn hơn so với ống truyền nhiệt do đó lượng hơi tạo ra trong ống ít hơn, vì vậy, khối lượng riêng của khối hỗn hợp hơi - lỏng ở đây lớn hơn

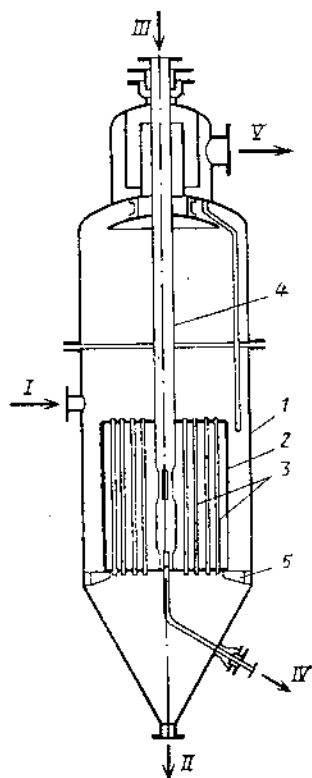
trong ống truyền nhiệt, sẽ bị đẩy xuống dưới. Kết quả là trong thiết bị có chuyển động tuần hoàn tự nhiên từ dưới lên trong ống truyền nhiệt và từ trên xuống trong ống tuần hoàn. Vận tốc tuần hoàn càng lớn hệ số cấp nhiệt phía dung dịch càng tăng và quá trình đông cặn trên bề mặt truyền nhiệt cũng giảm.

Vận tốc tuần hoàn của loại thiết bị này thường không quá 1,5 m/s. Khi năng suất thiết bị lớn có thể thay ống tuần hoàn bằng vài ống có đường kính nhỏ hơn. Phía trên phòng đốt là phòng bốc hơi 4 trong đó có bộ phận tách bọt 5 dùng để tách các giọt lỏng do hơi thứ mang theo.



Hình 3.11. Thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn ở tâm:

- 1 - phòng đốt; 2- ống truyền nhiệt;
3- ống tuần hoàn



Hình 3.12. Thiết bị cô đặc phòng đốt treo:

- 1- vỏ thiết bị; 2- phòng đốt; 3- ống truyền nhiệt;
4- ống dẫn hơi đốt; 5- tai đỡ

Thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn ở tâm có ưu điểm là cấu tạo đơn giản, dễ sửa chữa và làm sạch, nhưng có nhược điểm là vận tốc tuần hoàn bị giảm vì ống tuần hoàn cũng bị đun nóng.

3.4.2. Thiết bị cô đặc phòng đốt treo

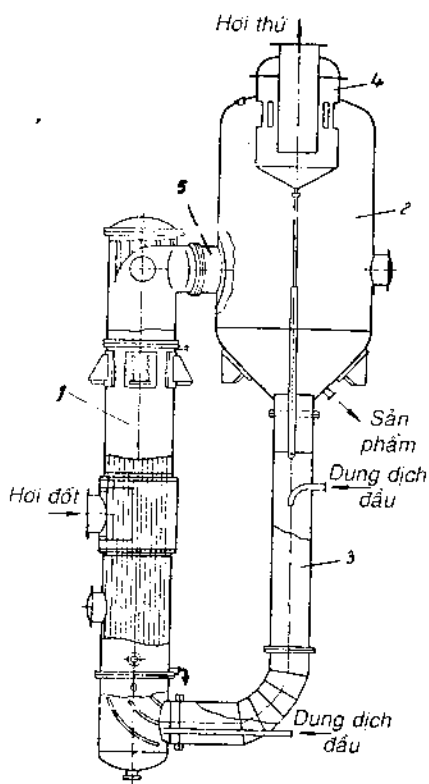
Hình 3.12 là thiết bị cô đặc phòng đốt treo. Phòng đốt 2 đặt ở giữa thiết bị, khoảng trống vành khăn ở giữa phòng đốt và vỏ đóng vai trò ống tuần hoàn, hơi đốt đi vào phòng theo ống 4. Phòng đốt có thể lấy ra ngoài khi cần sửa chữa hoặc làm sạch. Vận tốc tuần hoàn tốt hơn vì vỏ ngoài không bị đốt nóng.

Khuyết điểm của thiết bị này là cấu tạo phức tạp và kích thước lớn do có khoảng trống hình vành khăn.

3.4.3. Thiết bị cô đặc phòng đốt ngoài

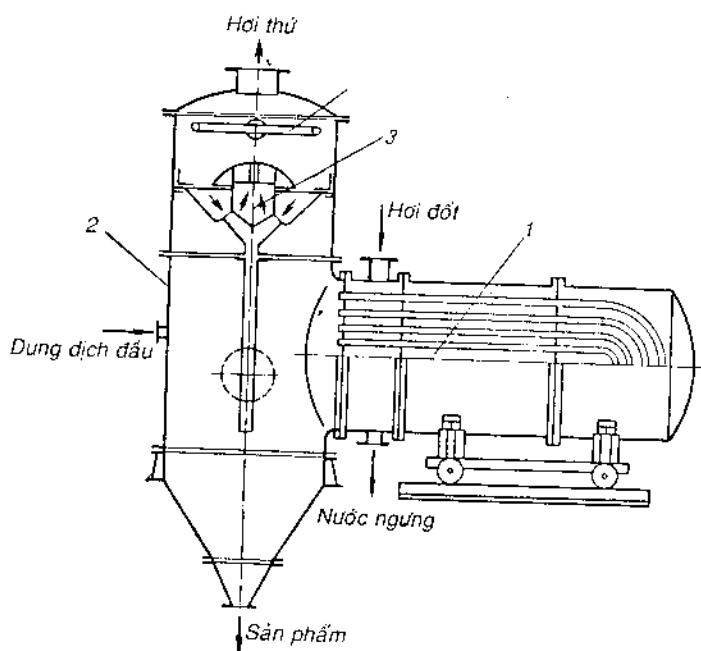
Hình 3.13 là thiết bị cô đặc phòng đốt ngoài kiểu đứng. Dung dịch đi vào phòng đốt 1 được đun sôi tạo thành hỗn hợp lỏng hơi đi qua ống 5 vào phòng bốc hơi, ở đây hơi thứ được tách ra đi lên phía trên, dung dịch còn lại đi về phòng đốt 1 theo ống tuần hoàn 3. Các ống truyền nhiệt có thể làm dài (đến 7 m) nên cường độ tuần hoàn lớn, do đó cường độ bốc hơi lớn. Đôi khi người ta ghép một vài phòng đốt vào một buồng bốc hơi để làm việc thay thế khi cần làm sạch và sửa chữa để đảm bảo quá trình làm việc liên tục.

Thiết bị cô đặc phòng đốt ngoài kiểu nằm ngang, loại này có phòng đốt 1 là thiết bị truyền



Hình 3.13. Thiết bị cô đặc phòng đốt ngoài kiểu đứng:
1- phòng đốt; 2- phòng bốc hơi;
3- ống tuần hoàn; 4- bộ phận tách bọt; 5- ống dẫn hỗn hợp lỏng, hơi

nhiệt ống chữ U (hình 3.14). Dung dịch ở nhánh dưới của ống truyền nhiệt chuyển động từ trái qua phải, còn ở nhánh trên từ phải qua trái. Phòng đốt được đặt trên một chiếc xe nhỏ và dễ dàng tách khỏi phòng bốc hơi 4 để làm sạch và sửa chữa. Loại này cường độ tuần hoàn của dung dịch lớn hơn loại ống tuần hoàn ở giữa phòng đốt treo, dễ dàng tháo phòng đốt để sửa chữa và làm sạch.



Hình 3.14. Thiết bị cô đặc phòng đốt ngoài kiểu nằm ngang.
1- phòng đốt; 2- phòng bốc hơi

3.4.4. Thiết bị cô đặc tuần hoàn cưỡng bức

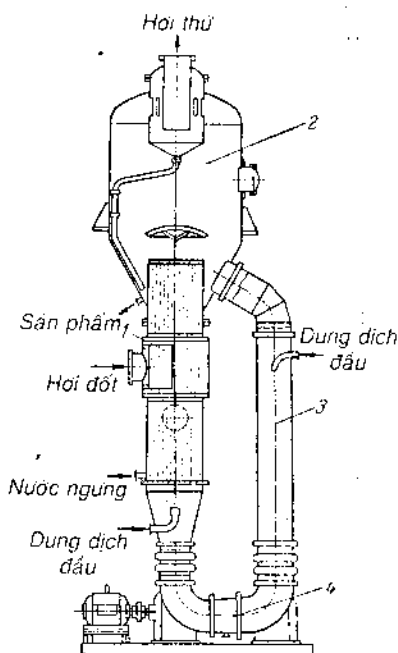
Hình 3.15 mô tả thiết bị cô đặc tuần hoàn cưỡng bức. Dung dịch đưa vào phòng đốt 1 bằng bơm tuần hoàn, dung dịch đặc đi ra ở phần dưới của phòng bốc hơi, còn phần chính chảy về ống 3 do bơm tuần hoàn hút và trộn lẫn với dung dịch đầu đi vào phòng đốt. Vận tốc của dung dịch trong ống truyền

nhệt bằng 1,5 đến 3,5 m/s, do đó hệ số cấp nhệt lớn hơn trong tuần hoàn tự nhiên tới 3 đến 4 lần và có thể làm việc được ở điều kiện hiệu số nhệt độ có ích nhỏ (3-5°C) vì cường độ tuần hoàn không phụ thuộc vào hiệu số nhệt độ mà phụ thuộc vào năng suất của bơm.

Ngoài ra, cô đặc tuần hoàn cưỡng bức cũng tránh được hiện tượng bám cặn trên bề mặt truyền nhệt và có thể cô đặc những dung dịch có độ nhớt lớn mà tuần hoàn tự nhiên khó thực hiện.

Khuyết điểm của loại này là tốn năng lượng để bơm; thường ứng dụng khi cường độ bay hơi lớn.

Tuần hoàn cưỡng bức có thể thực hiện ở những thiết bị khác nhau (như loại phòng đốt ngoài, phòng đốt treo).



Hình 3.15. Thiết bị cô đặc tuần hoàn cưỡng bức:
1- phòng đốt; 2- phòng bốc hơi;
3- ống tuần hoàn ; 4- bơm tuần hoàn

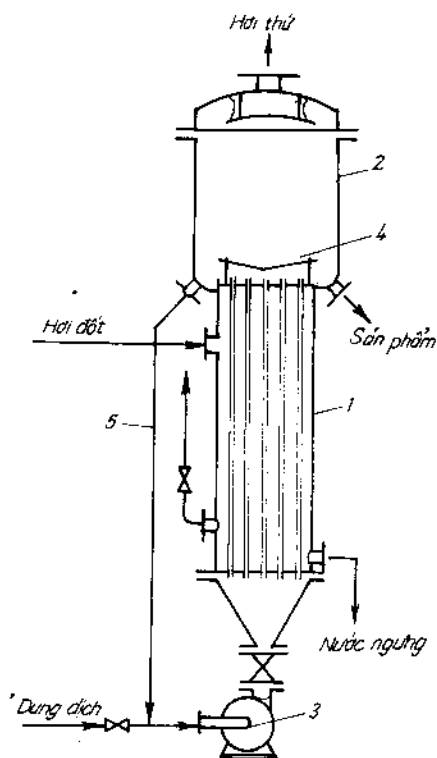
3.4.5. Thiết bị cô đặc loại màng

Trong thiết bị cô đặc loại màng dung dịch chuyển động dọc theo bề mặt truyền nhệt ở dạng màng mỏng từ dưới lên trên. Phòng đốt I (hình 3.16) là một thiết bị truyền nhệt ống chùm dài 6 - 9 m, hơi đốt đi vào phía ngoài ống, dung dịch vào đáy thiết bị chứa khoảng $\frac{1}{4} + \frac{1}{5}$ chiều cao ống truyền nhệt. Khi sôi, hơi thứ chiếm hầu hết tiết diện của ống đi từ dưới lên với vận tốc rất lớn (≈ 20 m/s) kéo theo màng chất lỏng ở bề mặt ống cùng đi lên, khi màng chất lỏng đi từ dưới lên tiếp tục bay hơi, nồng độ dung dịch tăng lên dần đến miệng ống là đạt nồng độ cần thiết. Thiết bị cô đặc loại

màng có hệ số truyền nhiệt lớn khi mức chất lỏng thích hợp. Nếu mức chất lỏng cao quá hệ số truyền nhiệt sẽ giảm vì vận tốc chất lỏng giảm, ngược lại nếu mức chất lỏng quá thấp, bề mặt truyền nhiệt của ống ở phía trên sẽ bị khô (vì dung môi bốc hơi hết), khi đó quá trình cấp nhiệt phía trong ống sẽ là quá trình cấp nhiệt từ thành ống tới hơi chứ không phải tới lỏng do đó hiệu quả truyền nhiệt sẽ giảm đi nhanh chóng. Thường mức chất lỏng thích hợp xác định bằng thực nghiệm.

Loại thiết bị này có ưu điểm là áp suất thủy tĩnh nhỏ, do đó tổn thất thủy tĩnh bé.

Khuyết điểm của loại này là khó làm sạch vì ống dài, khó điều chỉnh khi áp suất hơi đốt và mức dung dịch thay đổi, không thích hợp đối với dung dịch nhớt và dung dịch kết tinh.

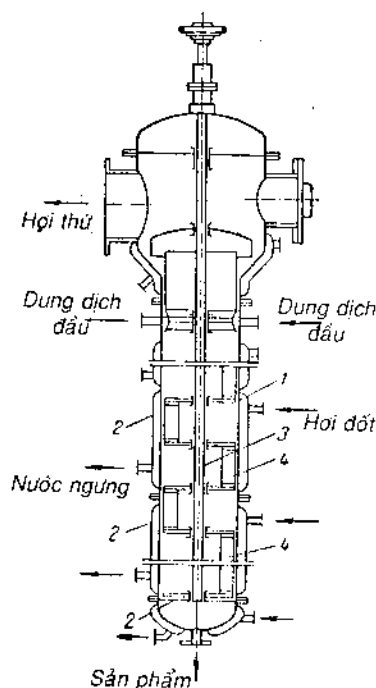


Hình 3.16. Thiết bị cô đặc loại màng:
1- phòng đốt; 2- phòng bốc hơi;
3- bộ phận tách bọt; 4- ống dẫn

3.4.6. Thiết bị cô đặc có vành dẫn chất lỏng

Thiết bị này gồm phòng đốt 1, phía trên phòng đốt là phòng sôi 2 cao gần 3m, phần trên phòng sôi đặt những tấm ngăn hình tròn đồng tâm tạo thành những khe hình vành khăn từ phòng sôi hỗn hợp hơi - lỏng đi lên phòng bốc hơi 5, hơi thứ đi lên phía trên ra ngoài; dung dịch còn lại đi xuống phòng đốt qua ống tuần hoàn 4; phần kết tinh lắng xuống đáy 6. Phòng đốt chỉ có nhiệm vụ đun nóng dung dịch, ở đây dung dịch chưa sôi vì áp suất thủy tĩnh lớn. Khi đi vào các tấm ngăn 3, áp suất thủy tĩnh giảm đi, dung dịch sẽ sôi. Tác dụng của các tấm ngăn này làm cho quá trình sôi ổn định, không cản trở sự tuần hoàn ở khu vực sôi (hình 3.17).

Dung dịch đầu đưa vào ở phần trên thiết bị, do cánh quay, dưới tác dụng của lực ly tâm làm văng chất lỏng ra thành thiết bị và chuyển động xoáy. Màng mỏng tiếp xúc với thiết bị được đun nóng bởi hơi 2. Hơi thứ bay ra được đưa lên phía trên rồi ra ngoài. Sản phẩm được tháo ra từ đáy thiết bị. Thiết bị có đặc loại rôto có ưu điểm là cường độ truyền nhiệt lớn, dung dịch bị hơi thứ kéo theo nhỏ. Dùng để cô đặc loại dung dịch dạng keo, đặc sệt. Nhưng có nhược điểm là cấu tạo và gia công phức tạp, giá thành cao do cần bộ phận chuyển động quay.



Hình 3.18. Thiết bị có đặc loại rôto:
1- thân thiết bị; 2- bao hơi; 3- rôto; 4- cánh

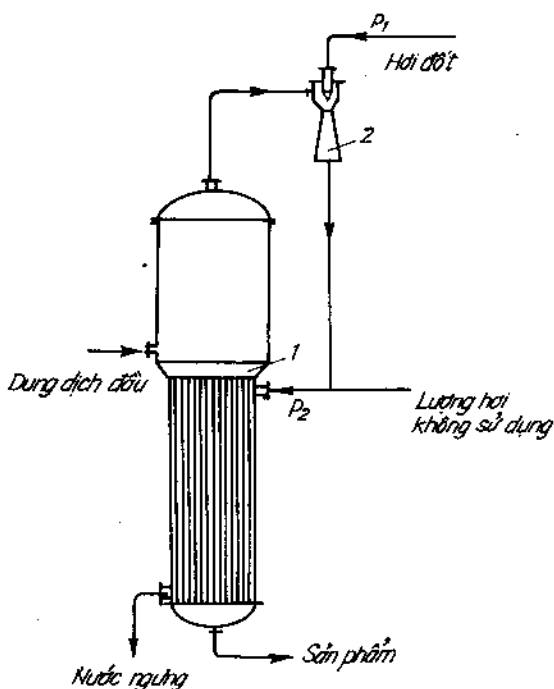
3.5. ỨNG DỤNG BƠM NHIỆT TRONG QUÁ TRÌNH CÔ ĐẶC

Trong hệ thống cô đặc nhiều nồi tiêu hao hơi đốt càng giảm khi số nồi tăng, nhưng tăng số nồi thì phải tăng hiệu số nhiệt độ chung bằng cách tăng áp suất hơi đốt, hoặc là hiệu số nhiệt độ có ích của mỗi nồi sẽ giảm, làm tăng bề mặt đun nóng của hệ thống. Ngoài ra, trong công nghiệp có nhiều trường hợp không cho phép ta cô đặc nhiều nồi được. Ví dụ, cô đặc những chất dễ phân huỷ ở nhiệt độ cao (khi cô đặc nhiều nồi thì nồi đầu thường làm việc ở nhiệt độ cao) hoặc dung dịch có tổn thất nhiệt độ lớn và hơi đốt chỉ cung cấp được ở điều kiện áp suất thấp.

Trong trường hợp đó ta sử dụng hơi thứ bằng cách nén hơi thứ đến áp suất hơi đốt để đun nóng dung dịch là kinh tế nhất. Để nén hơi thứ người ta dùng máy nén (máy nén pittông, tuabin hoặc tuye), và chúng được gọi là

bơm nhiệt. Bơm nhiệt kiểu tuye cấu tạo đơn giản, rẻ và nó được dùng phổ biến hơn cả.

Trên hình 3.19 là sơ đồ của thiết bị cô đặc kiểu tuye. Hơi có áp suất cao P_0 (hơi làm việc) đi vào tuye 2 và giãn, đồng thời hơi thứ có áp suất P' bị hút vào tuye. Từ tuye hỗn hợp hơi đi ra với áp suất P_1 . Nếu coi một đơn vị hơi làm việc hút được m kg hơi thì lượng hơi đi vào đun nóng thiết bị sẽ là $D(1 + m)$ kg, lượng hơi



Hình 3.19. Thiết bị có bơm nhiệt:
1- thiết bị cô đặc; 2- bơm tuye

thứ còn lại không được sử dụng là: $(W - mD)$ kg. Phương trình cân bằng nhiệt trong trường hợp này cũng theo (3.20) và (3.21) của cô đặc một nồi:

$$D(1 + m)i + GC_d t_d = GC_2 t_c + W i' + DC\theta(1 + m) + Q_c + Q_{tt} \quad (3.37)$$

$$\text{Thay } GC_c t_c = G_d C_d t_d - W C t_c$$

ta được:

$$D = \frac{W(i' - C i_c)}{(1 + m)(i - C\theta)} + \frac{G_d C_d (t_c - t_d)}{(1 + m)(i - C\theta)} + \frac{Q_n}{(1 + m)(i - C\theta)} \quad (3.38)$$

So sánh hai phương trình (3.38) với phương trình (3.21) trong cô đặc một nồi ta thấy trong trường hợp này lượng hơi đốt giảm đi $(1 + m)$ lần. Hệ số m gọi là hệ số hút, có thể tính theo công thức sau:

$$m = \varphi \sqrt{\frac{\Delta i}{\Delta i'}} - 1 \quad (3.39)$$

trong đó φ = hệ số tính tổn thất chung trong tuye: $\varphi = \varphi_1 \varphi_2 \varphi_3$.

- ở đây: $\varphi_1 = 0,92 - 0,98$ - hệ số vận tốc của hơi vào tuye, do vận tốc thực tế của hơi luôn luôn nhỏ hơn lý thuyết;
- $\varphi_2 = 0,85 - 0,90$ - hệ số tính tổn thất va đập và ma sát của hơi ở trong phòng đốt của tuye;
- $\varphi_3 = 0,92 - 0,98$ - hệ số vận tốc của hơi khi ra khỏi tuye;
- Δi - hiệu số hàm nhiệt khi giãn đoạn nhiệt của hơi làm việc hơi thứ từ áp suất P_0 đến P ; ($\Delta i = i_0 - i'$);
- $\Delta i'$ - hiệu số hàm nhiệt khi nén đoạn nhiệt hơi thứ từ áp suất của hơi thứ đến áp suất p_1 ($\Delta i = i_1 - I'$).

Từ phương trình trên ta thấy $\Delta i'$ càng tăng thì m giảm, $\Delta i'$ phụ thuộc vào tổn thất nhiệt độ $\sum \Delta$, tổn thất càng tăng thì $\Delta i'$ càng tăng. Thực tế thường ứng dụng bơm nhiệt khi tổn thất nhiệt độ không quá $10 - 12^\circ\text{C}$.

Chương 4

QUÁ TRÌNH LẠNH

4.1. LẠNH ĐÔNG

4.1.1. Khái niệm cơ bản

Trong sản xuất hóa chất và thực phẩm nhiều quá trình cần tiến hành ở nhiệt độ thấp hơn 0°C , do đó, không thể dùng không khí, nước hay nước đá để làm lạnh, mà cần tiến hành sản xuất lạnh.

Quá trình lạnh là quá trình thu nhiệt từ nguồn nhiệt có nhiệt độ thấp rồi truyền cho vật có nhiệt độ cao hơn. Vì vậy, cần phải tiêu tốn công bên ngoài.

Kỹ thuật làm lạnh thường được dùng trong hấp thụ, trong sấy thăng hoa, công nghệ tách khí, bảo quản thực phẩm, điện tử và nhiều lĩnh vực công nghệ khác.

Tùy theo nhiệt độ làm lạnh mà người ta chia ra:

- Làm lạnh ôn độ (lạnh đông), nhiệt độ làm lạnh từ nhiệt độ thường đến -100°C .
- Làm lạnh thâm độ, từ -100°C trở xuống.
- Làm lạnh dưới -100°C được chia ra làm:
 - Kỹ thuật lạnh thâm độ (từ -100°C đến -281°C).
 - Kỹ thuật băng lạnh thâm độ (từ 40 đến $0,3^{\circ}\text{K}$).
 - Kỹ thuật siêu lạnh thâm độ (đến $0,00002^{\circ}\text{K}$).

4.1.2. Cơ sở nhiệt động của quá trình lạnh

Theo định luật nhiệt động học, khi trao đổi nhiệt từ vật có nhiệt độ thấp

đến vật có nhiệt độ cao là quá trình giảm entropi S , nghĩa là nó không thể tự xảy ra. Để thực hiện quá trình này cần thiết phải kết hợp với quá trình làm tăng entropi (tiêu hao công) để bù vào sự giảm S . Để thu nhiệt từ nguồn nhiệt độ thấp truyền nhiệt cho nguồn có nhiệt độ cao hơn cần có chất làm tác nhân lạnh.

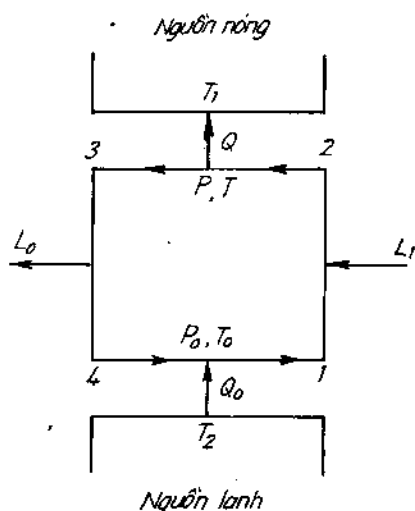
Trên hình 4.1 biểu diễn sơ đồ nguyên lý của quá trình lạnh:

1-2: Nén đoạn nhiệt hơi tác nhân lạnh, nhiệt độ hơi thay đổi từ T_o đến T_1 tiêu hao công L_1 .

2-3: Ngưng tụ đẳng nhiệt hơi tác nhân lạnh, nhiệt lượng toả ra môi trường xung quanh (nước hoặc không khí) một lượng nhiệt Q .

3-4: Giãn đoạn nhiệt lỏng tác nhân lạnh, nhiệt độ cuối là T_o , sinh công L_o .

4-1: Bay hơi lỏng tác nhân lạnh, thu một lượng nhiệt của nguồn lạnh Q_o .



Hình 4.1. Nguyên tắc của quá trình lạnh

Ta thấy rằng khi tác nhân lạnh bay hơi thu nhiệt của nguồn lạnh (vật cần làm lạnh) entropi giảm đi đại lượng là Q_o/T_o , còn khi tác nhân lạnh ngưng tụ toả nhiệt cho nguồn nóng, entropi của nguồn sẽ tăng lên ($\frac{Q_o + L}{T}$, $L = L_1 - L_o$: công tiêu hao chung của máy lạnh):

$$\frac{Q_o}{T_o} = \frac{Q_o + L}{T} \quad (4.1)$$

Công tiêu hao cần thiết cho máy lạnh:

$$L = Q_o \left(\frac{T - T_o}{T_o} \right) \quad (4.2)$$

Lượng nhiệt Q_o do tác nhân lạnh thu vào từ nguồn lạnh gọi là năng suất lạnh của máy lạnh.

Trên đồ thị $T - S$ (hình 4.2), năng suất lạnh biểu diễn bởi diện tích 1-4-5-6. Diện tích 2-3-5-6 biểu diễn lượng nhiệt khi tác nhân lạnh ngưng tụ tỏa ra cho nguồn nóng ở nhiệt độ T . Hiệu số giữa hai diện tích 2-3-5-6 và 1-4-5-6 là diện tích 2-3-4-1, là công tiêu hao L :

$$Q = Q_o + L \quad (4.3)$$

Tỷ lệ giữa năng suất lạnh Q_o và công tiêu hao L đặc trưng cho hiệu quả làm việc của máy lạnh và gọi là số lạnh ε :

$$\varepsilon = \frac{Q_o}{L} = \frac{Q_o}{Q - Q_o} = \frac{T_o(S_1 - S_2)}{T(S_1 - S_2) - T_o(S_1 - S_2)} = \frac{T_o}{T - T_o} \quad (4.4)$$

Hệ số lạnh ε đặc trưng cho mức độ sử dụng công cơ học của máy lạnh, nó không phụ thuộc vào tính chất tác nhân lạnh hay sơ đồ làm việc của máy lạnh, mà chỉ là hàm số của nhiệt độ T_o và T . Từ phương trình (4.4), ta nhận thấy mức độ sử dụng công càng lớn nếu hiệu số $(T - T_o)$ càng nhỏ. Tuy nhiên, ta không thể tăng T_o lên để cho $(T - T_o)$ nhỏ đi vì như thế độ lạnh sẽ giảm đi. Vì trong làm lạnh ta thường muốn T_o nhỏ nhưng cũng không thể giảm T_o quá giới hạn mà điều kiện kỹ thuật qui định, vì T_o giảm thì ε nhỏ.

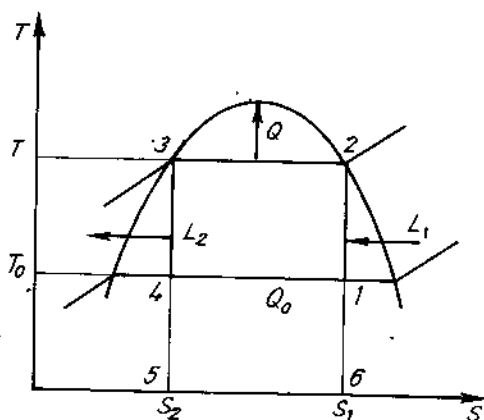
Hệ số lạnh ε khác với hiệu suất η_1 .

Lượng nhiệt tác nhân lạnh thu vào từ nguồn lạnh Q_o có thể lớn hơn công tiêu hao L nên ε có thể lớn hơn 1, còn hiệu suất η_1 luôn nhỏ hơn 1.

4.1.3. Chu trình lý tưởng của máy lạnh nén hơi

Có thể coi chu trình Carno nghịch là chu trình lý tưởng. Sơ đồ nguyên lý biểu diễn trên hình 4.3.

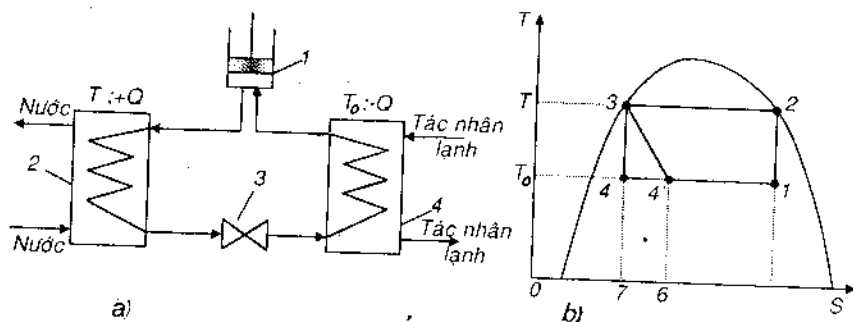
Máy nén 1 hút hơi ẩm tác nhân lạnh từ thiết bị bay hơi 4 có nhiệt độ T_o và áp suất P_o , hơi được nén đến áp suất P và nhiệt độ T , hơi tác nhân lạnh



Hình 4.2. Biểu đồ $T - S$ của quá trình lạnh:

- 1-2 - nén đoạn nhiệt, tiêu công L_1 ;
- 2-3 - ngưng tụ đẳng nhiệt đẳng áp cấp nhiệt Q ;
- 3-4 - giãn đoạn nhiệt, sinh công L_2 ;
- 4-1 - bốc hơi đẳng nhiệt đẳng áp, thu nhiệt Q_o

đi vào thiết bị ngưng tụ 2, ở đây hơi được ngưng tụ lại thành lỏng. Sau khi ngưng tụ, tác nhân lạnh đi vào máy giãn 3 và giãn đến áp suất P_0 , nhiệt độ giảm đến T_0 . Từ máy giãn, tác nhân lạnh đi vào thiết bị bay hơi 4, ở đây tác nhân lạnh thu nhiệt của nguồn lạnh để bay hơi. Sau thiết bị bay hơi, chu trình lại hút vào máy nén 1 và lặp lại từ đầu. Thường người ta thay máy giãn bằng van tiết lưu như hình 4.3a. Hình 4.3b biểu diễn đồ thị $T-S$ của chu trình lý tưởng. Khi giãn trong van tiết lưu thì theo đường 3-4'.



Hình 4.3. Sơ đồ máy lạnh kiểu nén hơi:

a- sơ đồ thiết bị; b- đồ thị $T-S$;

1- máy nén; 2- thiết bị ngưng tụ; 3 - van tiết lưu; 4- thiết bị bay hơi

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_3}{i_2 - i_1} \quad (4.5)$$

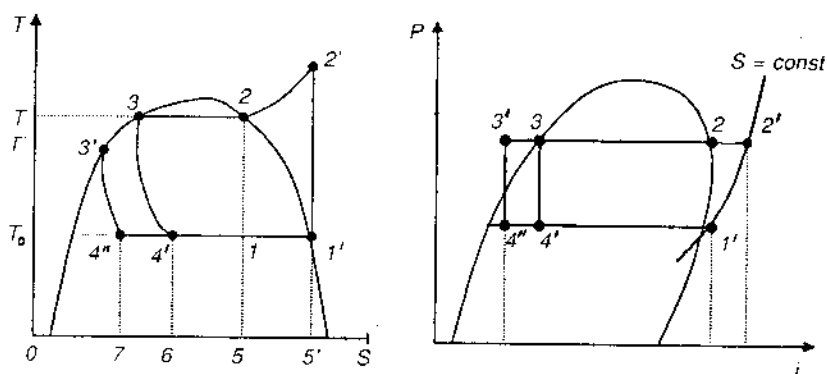
trong đó i_1, i_2, i_3, i_4 - hàm nhiệt của tác nhân lạnh ở điểm 1, 2, 3, 4'.

Trên đồ thị $T-S$, ta nhận thấy khi giãn trong van tiết lưu thì $i_3 = i_4$, entanpi không đổi.

4.1.4. Chu trình thực của máy lạnh

Chu trình thực khác với chu trình lý tưởng, ngoài việc thay máy giãn bằng van tiết lưu còn có các điểm khác sau đây:

Nén hơi tác nhân lạnh không phải ở vùng hơi ẩm (điểm 1) mà nén hơi ở trạng thái bão hòa (tại điểm 1') (hình 4.4), nén quá nhiệt 1'-2'. Do đó, trước khi ngưng tụ cần phải làm lạnh hơi quá nhiệt 2'-2, ngưng tụ theo đường 2-3. Tiếp tục làm quá lạnh 3-3', giãn qua van tiết lưu 3'-4'.



Hình 4.4. Chu trình thực của máy lạnh

- Hệ số lạnh:

$$\varepsilon = \frac{Q_o}{L} = \frac{i_1' - i_{4''}}{i_2' - i_1'} = \frac{i_1' - i_3'}{i_2' - i_1'} \quad (4.6)$$

- Năng suất lạnh:

$$Q_o = G(i_1' - i_3'), W \quad (4.7)$$

- Công tiêu hao lý thuyết:

$$L = Q - Q_o = G(i_2' - i_1'), W \quad (4.8)$$

Lượng nhiệt tác nhân lạnh cấp cho nguồn nóng:

$$Q = G(i_2' - i_3'), W \quad (4.9)$$

G - lượng tác nhân lạnh tiêu hao trong chu kỳ, kg/s.

Năng suất lạnh Q_o còn được xác định theo công thức sau đây:

$$Q_o = \lambda V_n q_v, W \quad (4.10)$$

trong đó: λ - hiệu suất thể tích;

V_n - thể tích do pittông đi qua trong xilanh, m³/s;

q_v - năng suất lạnh thể tích riêng phần, J/m³:

$$q_v = \rho_1(i_1' - i_3')$$

ở đây: ρ_1 - khối lượng riêng hơi tác nhân lạnh hút vào máy nén, kg/m³.

Đối với máy lạnh kiểu nén hơi, người ta chọn điều kiện làm việc chuẩn của nén một bậc là: nhiệt độ bay hơi - 10°C , nhiệt độ ngưng tụ 25°C , nhiệt độ quá lạnh của lỏng tác nhân lạnh 15°C . Khi biết năng suất lạnh ở điều kiện chuẩn Q_0 có thể xác định Q'_0 ở điều kiện khác theo công thức sau:

$$\frac{Q}{Q'_0} = \frac{\lambda \cdot q_v}{\lambda' \cdot q'_v} \quad (4.11)$$

trong đó:

q_v, q'_v - năng suất lạnh thể tích riêng ứng với điều kiện chuẩn và điều kiện làm việc J/m^3 ;

λ, λ' - hiệu suất thể tích ứng với điều kiện chuẩn và điều kiện làm việc;

Q, Q'_0 - năng suất lạnh ứng với điều kiện chuẩn và điều kiện làm việc.

• Công suất máy lạnh

Công suất tiêu hao khi máy lạnh làm việc được tính theo công thức sau:

$$N = \frac{L}{1000\eta} = \frac{Q_0}{1000\epsilon\eta}, \text{ kW} \quad (4.12)$$

trong đó: η - hiệu suất chung của máy lạnh, $\eta = \eta_i \cdot \eta_{ek} \cdot \eta_{c/dg} \cdot \eta_{d/gc}$;

η_i - hiệu suất chỉ thị phụ thuộc tỷ số nén ép p/p_0 của máy nén;

η_{ek} - hiệu suất cơ khí tính đến sự mất mát do ma sát;

$\eta_{c/dg}$ - hiệu suất chuyển động;

$\eta_{d/gc}$ - hiệu suất động cơ.

4.1.5. Tác nhân lạnh

Như đã nêu ở trên, hệ số lạnh không phụ thuộc vào tính chất tác nhân lạnh. Nhưng kích thước máy lạnh, vật liệu chế tạo máy lạnh, áp suất làm việc thì phụ thuộc tính chất của tác nhân lạnh. Tác nhân lạnh phải thỏa mãn các yêu cầu sau:

- Nhiệt độ tối hạn phải lớn để đảm bảo khi ngưng tụ hơi tác nhân lạnh có thể dùng nước hoặc không khí để làm lạnh.

- Nhiệt bay hơi lớn, nghĩa là lượng tác nhân lạnh dùng sẽ nhỏ.

- Thể tích hơi riêng phần nhỏ để kích thước máy lạnh nhỏ.

- Áp suất bay hơi cần phải lớn hơn áp suất khí quyển một ít để phát hiện sự rò rỉ tác nhân lạnh dễ hơn là phát hiện không khí thấm vào máy. Không khí lọt vào làm giảm hệ số truyền nhiệt, tăng áp suất làm việc. Trong không khí có hơi nước, sẽ đóng băng trên thiết bị bay hơi và tạo thành hợp chất hóa học hoạt động nguy hiểm.

- Không tạo thành hợp chất với dầu bôi trơn trên máy.

- Không cháy nổ, không độc hại, rẻ tiền.

4.1.5.1. Amoniac

Amoniac là tác nhân lạnh rất phổ biến cho máy lạnh, loại máy nén pittông.

NH_3 có ưu điểm: thể tích hơi nhỏ, nhiệt độ tới hạn lớn ($t_{th} = 132,4^\circ\text{C}$), áp suất làm việc trong thiết bị ngưng tụ không cao quá (9-14 at), áp suất bốc hơi không quá thấp, dễ phát hiện rò rỉ.

Nhược điểm: độc hại, có mùi đặc trưng, ăn mòn đồng và các hợp kim có đồng, có thể tạo với không khí thành hỗn hợp cháy nổ. Do đó, phải tuyệt đối tuân theo các chế độ an toàn lao động. Amoniac chỉ được dùng cho máy lạnh năng suất lớn, không dùng cho máy lạnh năng suất nhỏ hoặc tủ lạnh gia đình.

4.1.5.2. Cloflocacbon

Cloflocacbon (CFC) là tác nhân lạnh phổ biến nhất vì nó không độc hại đối với con người, không gây cháy nổ. Ngoài việc cloflocacbon được dùng làm tác nhân lạnh, nó còn được dùng làm chất thổi bột, chất gây áp suất trong bình xịt và chất tẩy,...

Tùy theo công thức hóa học mà chúng có tên gọi khác nhau freon 11, freon 12... (theo tiếng Nga ký hiệu là Φ , theo hệ phương Tây ký hiệu là R).

R11: CFCl_3 ; R12: CFCl_2 ; R13: CFCl ; R21: CHFCl_2 ; R22: CHF_2Cl

Nhược điểm CFC hoặc HCFC: rất nhẹ, có thể tồn tại trong khí quyển đến 100 năm. Trong thời gian này, chúng tập trung ở tầng bình lưu và bị phân giải bởi ánh sáng Mặt trời, tạo ra chất clorin, chất này phá hủy tầng ozon (ozon là dạng oxy có ba nguyên tử). Người ta thấy rằng: một nguyên tử clorin có khả năng phá hủy hàng ngàn phân tử ozon.

Tầng ozon bảo vệ hành tinh chúng ta khỏi bị bức xạ tia cực tím. Khi tầng ozon bị mỏng đi thì khả năng ung thư da và đục nhân mắt tăng lên,

năng suất cây trồng giảm đi. Ở Nam cực, tầng ozon bị phá hủy nghiêm trọng và ngày càng lan rộng dần lên phía Bắc. Theo Nghị định thư Montreal, các nước sử dụng nhiều CFC, như Mỹ, Nga, Anh, Đức, ... phải chấm dứt sản xuất chúng. Còn các nước sử dụng ít phải loại dần đến năm 2010.

4.1.5.3. Hydrocacbon

Hiện nay, các hydrocacbon là các chất thay thế cho CFC làm tác nhân lạnh. Đối với tủ lạnh gia đình và các máy lạnh thương mại thì ba tác nhân lạnh sau đây được quan tâm nghiên cứu:

- Propan nguyên chất R290.
- Isobutan nguyên chất R600a.
- Hợp chất của propan R290 và isobutan (R290/R600a).

Ứng dụng:

- Propan được dùng trong công nghiệp lớn.
- Isobutan phần lớn được dùng cho tủ lạnh gia đình, ví dụ, Đức và Thụy Sĩ, trên 90% máy lạnh gia đình dùng isobutan.
- Hợp chất hydrocacbon được dùng cho máy lạnh thương mại.

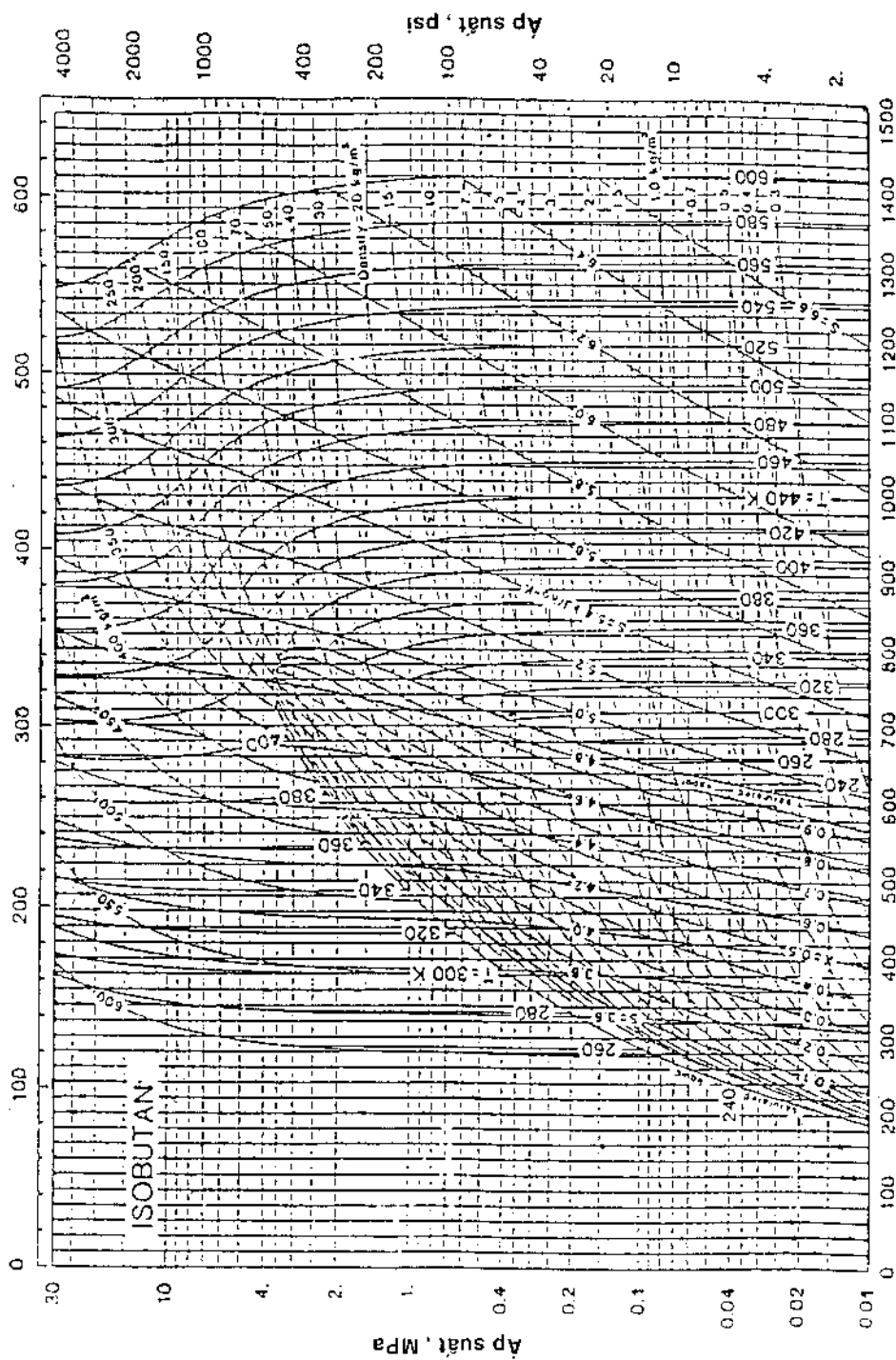
Các loại Hydrocacbon có các ưu điểm sau:

- Nhiệt lượng bay hơi lớn hơn CFC, nghĩa là lượng nhiệt thu vào khi tác nhân lạnh bay hơi sẽ lớn hơn.
- Khối lượng riêng của hydrocacbon nhỏ hơn CFC, chỉ bằng 40% so với R12 nạp vào máy.

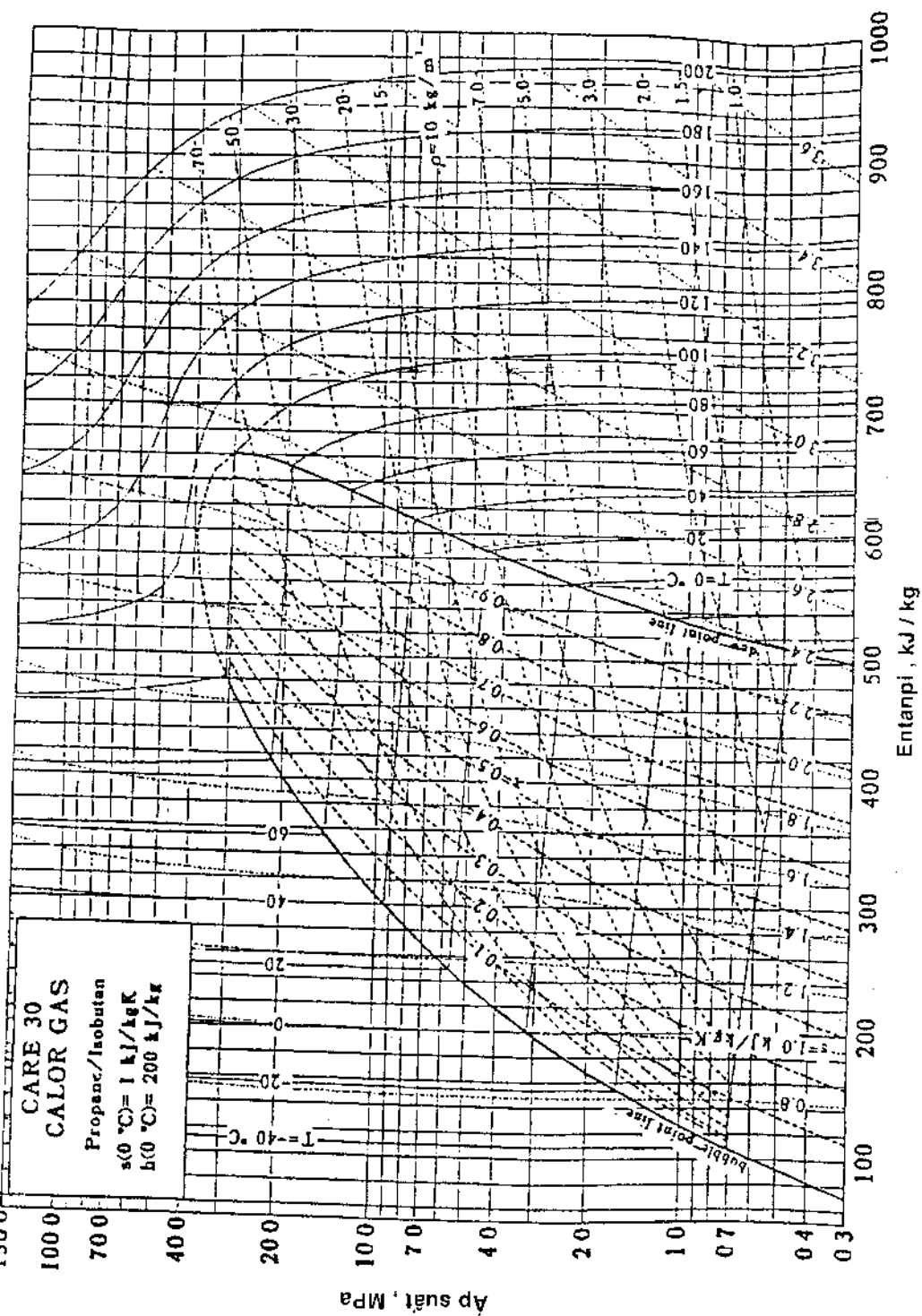
Nhược điểm cơ bản của hydrocacbon là dễ gây cháy nổ khi trộn lẫn với không khí và có mối nổ. Đối với isobutan giới hạn cháy dưới là 1,85% R600a, giới hạn cháy trên là 8,5% R600a. Còn đối với hỗn hợp R290/ R600a thì giới hạn dưới là 1,95% (nếu thấp hơn 1,95%, trong không khí thì không đủ nhiên liệu để cháy), giới hạn trên của hỗn hợp là 9,1%. Nếu trên nữa thì không đủ oxy để phát cháy (tính theo khối lượng là 35g/m^3 và 165g/m^3).

Khi tác nhân lạnh hydrocacbon bị rò rỉ, nó không phân tán đều trong không khí mà tích tụ ở độ thấp bên dưới. Máy lạnh chạy bằng hydrocacbon cần phải đặt cách xa các mối lửa tiềm tàng như: công tắc đèn, motor quạt, rơle bộ nén bị hở, dây điện nối lỏng v.v. Chỗ đặt máy cần thông gió thật tốt.

Biểu đồ entanpi - áp suất của isobutan và hợp chất propan và isobutan được trình bày trên hình 4.5, 4.6.



Hinh 4.5



Hinh 4.6

4.1.6. Chất tải lạnh

Trong hệ thống máy lạnh, người ta thường dùng một chất trung gian để mang nhiệt từ vật làm lạnh đến tác nhân lạnh. Chất trung gian đó gọi là chất tải lạnh. Chu trình vận chuyển của chất tải lạnh như sau (hình 4.7): nhờ bơm tuần hoàn chất tải lạnh đi theo vòng kín, nó lấy nhiệt của vật cần làm lạnh ở thiết bị bốc hơi.

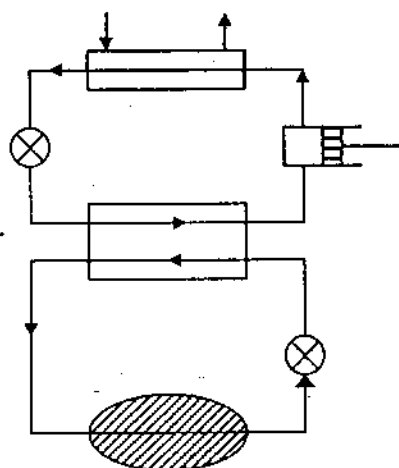
Chất tải lạnh thường dùng là dung dịch NaCl , CaCl_2 , MgCl_2 . Lựa chọn nồng độ dung dịch muối phụ thuộc vào mức độ làm lạnh. Nồng độ dung dịch phải đủ lớn để cho dung dịch không đóng băng ở nhiệt độ thấp nhất trong hệ thống máy lạnh. Dung môi phải được chuẩn bị bằng muối tinh khiết. Nếu trong dung dịch có natri sunfat sẽ dẫn đến tạo thành kết tủa ở thành ống của thiết bị truyền nhiệt.

Phải luôn kiểm tra nồng độ dung dịch muối để tránh trường hợp dung dịch bị pha loãng hoặc tăng nồng độ do một phần nước bị đóng băng và tách ra ở những nơi quá lạnh.

4.1.7. Máy nén hai bậc

Khi giảm nhiệt độ bay hơi và tăng nhiệt độ ngưng tụ, nghĩa là khi tăng hiệu số nhiệt độ $T - T_0$ dẫn đến tăng chỉ số nén, do đó, làm giảm hiệu suất của máy nén. Máy nén làm lạnh bằng amoniac chỉ làm việc thích hợp với chỉ số nén không quá 8-9.

Ngoài ra khi nén đến áp suất cao sẽ làm tăng nhiệt độ hơi tác nhân lạnh, do đó, có thể bị phân hủy, đối với amoniac thì nhiệt độ phân hủy là 120°C . Vì vậy, khi nén đến áp suất cao, người ta dùng máy nén hai bậc hay ba bậc. Trong thực tế khi nhiệt độ bay hơi $T_0 = -25^\circ\text{C}$ dùng một bậc, khi $T_0 = -25^\circ\text{C} \div -50^\circ\text{C}$ dùng hai bậc, khi $T_0 = -50^\circ\text{C} \div -70^\circ\text{C}$ dùng ba bậc. Sơ đồ thiết bị, nguyên tắc làm việc và đồ thị $T-S$ của máy làm lạnh hai bậc biểu thị ở hình 4.8.

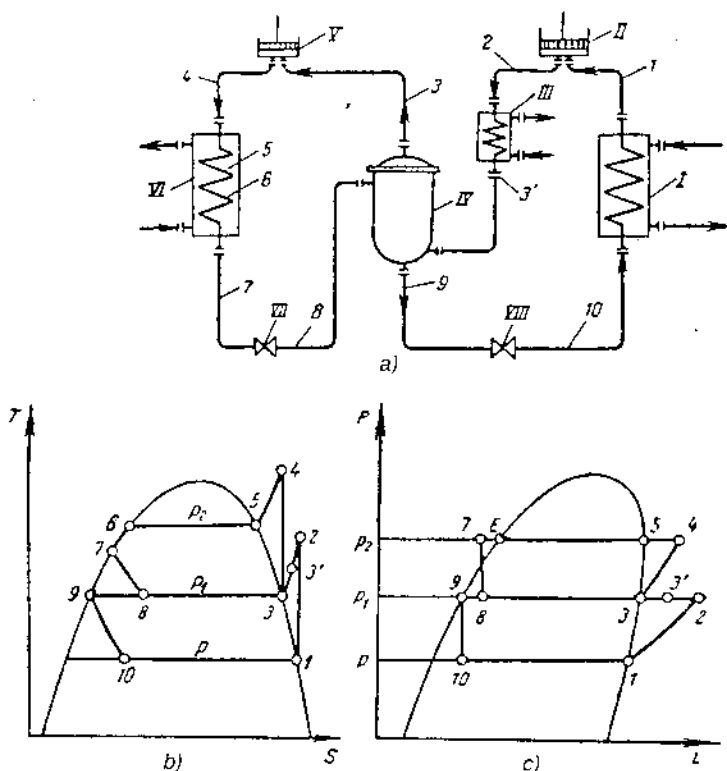


Hình 4.7. Chu trình vận chuyển của chất tải lạnh

Hơi tác nhân lạnh từ thiết bị bay hơi I có áp suất P_0 được hút vào xilanh cấp thấp II, ở đây, hơi được nén đến áp suất p_1 .

Sau đó, qua thiết bị làm lạnh III rồi vào thiết bị phân ly IV, ở trong thiết bị phân ly hơi qua lớp chất lỏng sôi của tác nhân làm lạnh và một phần chất lỏng sẽ bay hơi. Hơi được làm lạnh đến bão hòa và tách ra khỏi chất lỏng, được hút vào xilanh áp suất cao V, ở đây, hơi được nén đến áp suất p_2 và đưa vào thiết bị ngưng tụ VI. Chất lỏng được tạo thành (do ngưng tụ hơi) sẽ qua van tiết lưu VII, áp suất tác nhân lạnh sẽ giảm từ p_2 xuống đến p_1 , sau đó, lỏng tác nhân lạnh được đưa vào thùng phân ly IV. Phần chất lỏng trong thùng phân ly sẽ hướng tới van tiết lưu VIII và giảm đến áp suất p_0 , rồi cho vào thiết bị bay hơi I để nhận nhiệt từ nguồn lạnh.

Đồ thị $T-S$ và $p-i$ (hình 4.8b, c) biểu diễn chu trình nén hai cấp của máy lạnh. Trong máy lạnh hai cấp, mức độ nén của cấp thấp và cấp cao nhỏ hơn máy nén một cấp nên hiệu suất thể tích (xem chương 3) máy nén sẽ lớn.



Hình 4.8. Máy lạnh hai bậc:

a- sơ đồ máy lạnh; b- đồ thị $T-S$; c- đồ thị $p-i$

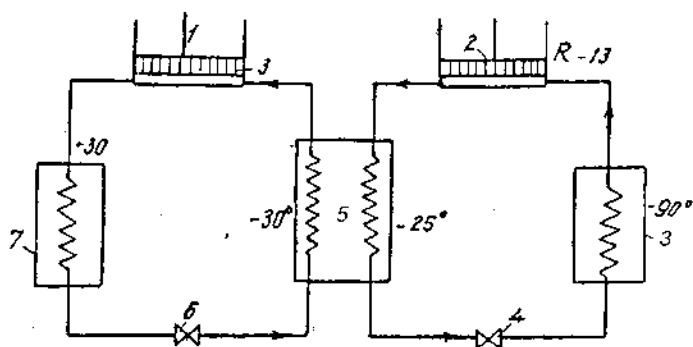
I- thiết bị bay hơi; II- máy nén cấp thấp; III- thiết bị làm lạnh cấp thấp; IV- thiết bị phân ly; V- máy nén cấp cao; VI- thiết bị ngưng tụ; VII, VIII - van tiết lưu

4.1.8. Sơ đồ làm lạnh liên hợp

Đối với tác nhân lạnh có áp suất ngưng tụ không cao lắm và nhiệt độ bay hơi thấp, máy nén phải làm việc ở điều kiện chân không.

Các máy nén pittông hiện đại có thể làm việc ở áp suất hút tuyệt đối: 0,1 at. Đối với tác nhân lạnh như NH_3 và freon 13 ứng với áp suất đó ta có nhiệt độ -70°C . Đối với tác nhân lạnh có áp suất hút khá cao, ở nhiệt độ thấp thì khi ngưng tụ cần phải có áp suất cao.

Tất cả những điều kiện trên làm phức tạp thêm cho máy lạnh. Vì thế khi nhiệt độ nhỏ hơn -70°C người ta dùng hệ thống làm lạnh liên hợp. Trong hệ thống có hai tác nhân lạnh (ở đây là NH_3 và R13, xem sơ đồ làm lạnh liên hợp trong hình 4.9)



Hình 4.9. Sơ đồ làm lạnh liên hợp:
1- máy nén NH_3 ; 2- máy nén R13; 3- thiết bị bốc hơi R13; 4,6 - van tiết lưu; 5- thiết bị ngưng tụ - bốc hơi; 7- thiết bị ngưng tụ NH_3

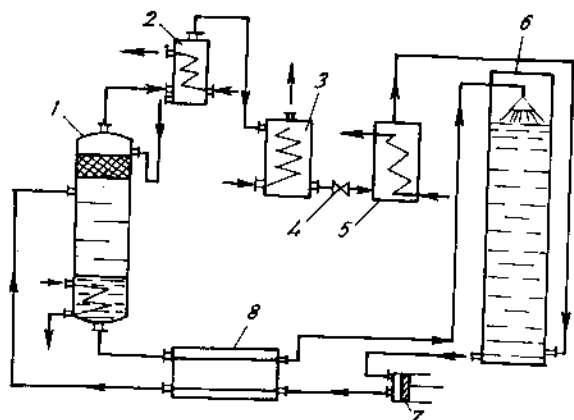
Trong hệ thống này độ lạnh thu được ở khâu thứ nhất dùng để ngưng tụ tác nhân lạnh ở khâu thứ hai. Ở khâu thứ nhất, thường dùng nén hai cấp. Ở khâu thứ hai, thường dùng nén một cấp hay hai cấp.

Trên sơ đồ này, trong khâu thứ nhất tác nhân lạnh là R13 (trong khoảng nhiệt độ -15 đến -90°C). Thiết bị bốc hơi NH_3 đồng thời là thiết bị ngưng tụ R13.

4.1.9. Máy làm lạnh kiểu hấp thụ

Điều đặc biệt khác với các loại máy lạnh trên là ở đây năng lượng tiêu hao cho quá trình là nhiệt năng chứ không phải là cơ năng. Tác nhân lạnh là NH_3 , chất hấp thụ thường dùng là dung dịch amoniac loãng.

Sơ đồ thiết bị và nguyên nhân làm lạnh biểu thị ở hình 4.10. Hơi NH_3 (nồng độ lớn hơn 90%) từ thiết bị chưng luyện áp suất cao 1 đi vào thiết bị ngưng tụ hồi lưu 2. Một phần hơi NH_3 ngưng tụ và trở về tháp chưng luyện. Phần còn lại qua thiết bị ngưng tụ làm lạnh 3. Sau đó NH_3 lỏng đi qua van tiết lưu 4 được giãn đến áp suất bốc hơi rồi đi vào thiết bị bốc hơi 5. Hơi từ thiết bị 5 đi vào thiết bị hấp thụ 6, được hấp thụ bằng dung dịch amoniac loãng đi từ đáy tháp chưng luyện ra. Sau khi hấp thụ dung dịch đặc được bơm 7 bơm về tháp chưng luyện 1. Trong thiết bị trao đổi nhiệt 8 dung dịch cấp nhiệt cho dung dịch đặc vì thế dung dịch đặc được đốt nóng trước khi vào tháp chưng luyện và dung dịch loãng được làm nguội trước khi vào tháp hấp thụ, áp suất trong thiết bị hấp thụ được duy trì bằng áp suất trong thiết bị bốc hơi, áp suất trong tháp chưng luyện bằng áp suất ngưng tụ.

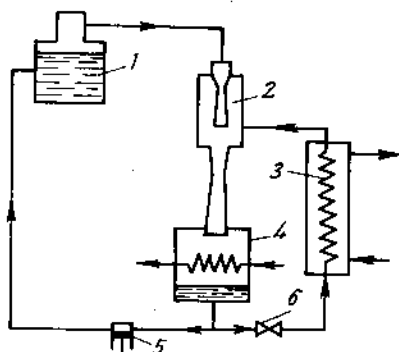


Hình 4.10. Máy làm lạnh kiểu hấp thụ:
 1- tháp chưng luyện; 2- thiết bị ngưng tụ hồi lưu; 3- thiết bị ngưng tụ làm lạnh; 4- van tiết lưu; 5- thiết bị bốc hơi; 6- thiết bị hấp thụ; 7- bơm; 8- thiết bị trao đổi nhiệt

4.1.10. Máy làm lạnh kiểu tuye

Trong máy lạnh này nguồn năng lượng cung cấp từ ngoài vào cũng là nhiệt năng. Tác nhân là nước lạnh. Sơ đồ và nguyên tắc làm việc thể hiện ở hình 4.11. Hơi nước từ nồi hơi 1 ở áp suất cao đi vào tuye 2, giãn qua ống loa và áp suất giảm xuống bằng áp suất trong thiết bị bốc hơi 3, khi đó hơi có vận tốc lớn sẽ hút hơi tác nhân lạnh (cũng là nước) từ thiết bị bốc hơi 3 sang và trộn lẫn với nhau. Hỗn hợp hơi đi qua ống giãn, vận tốc giảm xuống nhiều, động năng biến thành thế năng, do đó, hỗn hợp lại được nén đến áp suất cao hơn (bằng áp suất trong thiết bị ngưng tụ 4) rồi vào thiết bị ngưng tụ rồi hóa lỏng.

Nước từ thiết bị ngưng tụ đi ra chia làm hai phần: một phần được bơm 5 bơm về nồi hơi, phần còn lại đi qua van tiết lưu 6 được giãn đến áp suất bốc hơi rồi đi vào thiết bị bốc hơi 3, ở đó nó nhận nhiệt của môi trường cần làm lạnh để bốc hơi. Vì trong hơi nước có lẫn không khí nên đòi hỏi độ nén ép cao, thường phải nén qua vài bậc. Để tạo độ chân không cao người ta thường dùng tuye nhiều bậc. Loại máy lạnh này thường dùng để sản xuất nước đá, khi đó dùng nước muối để làm chất tải lạnh.

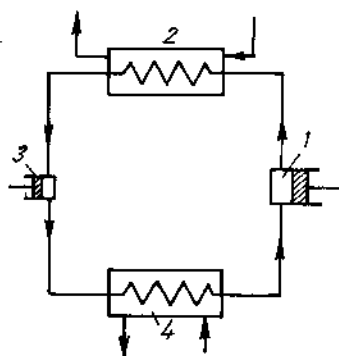


Hình 4.11. Máy làm lạnh kiểu tuye:
1- nồi hơi; 2- tuye; 3- thiết bị bốc hơi;
4- thiết bị ngưng tụ; 5- bơm; 6- van tiết lưu

4.1.11. Máy làm lạnh bằng không khí

Trong máy lạnh này tác nhân lạnh là không khí. Sơ đồ và nguyên tắc làm việc thể hiện ở hình 4.12.

Không khí được nén đoạn nhiệt đến áp suất tuyệt đối 5 – 6 at trong máy nén 1, sau đó, được làm lạnh bằng nước đến mức tối đa trong thiết bị làm lạnh 2 rồi giãn đoạn nhiệt trong máy giãn 3. Nhiệt độ không khí hạ xuống thấp rồi đi vào phòng lạnh 4. Không khí lấy nhiệt của vật cần làm lạnh và nóng lên rồi được hút vào máy nén. Do nhiệt dung riêng của không khí nhỏ nên ngay trong máy có năng suất



Hình 4.12. Máy làm lạnh bằng không khí:
1- máy nén; 2- thiết bị làm lạnh;
3- máy giãn; 4- phòng lạnh

lạnh nhỏ cũng phải tuần hoàn một lượng không khí rất lớn. Vì thế loại máy lạnh này rất cồng kềnh. Ngoài ra, nó còn có nhược điểm là hay tạo thành tuyết. Do những nhược điểm đó nên loại máy lạnh này rất ít được dùng.

4.2. LẠNH THÂM ĐỘ

4.2.1. Khái niệm cơ bản

Để nhận lạnh ở nhiệt độ rất thấp, người ta không thể dùng phương pháp làm lạnh nhờ vào tác nhân lạnh có nhiệt độ sôi nhỏ (như NH_3 ở áp suất khí quyển có nhiệt độ sôi -33°C hay khí nén freon từ -12 đến $29,8^\circ\text{C}$...) như đã trình bày ở phần lạnh đông. Vì muốn nhận lạnh ở nhiệt độ rất thấp cần độ chân không sâu, sẽ dẫn đến tác nhân lạnh sẽ bị đóng băng, rất khó khăn cho máy nén làm việc. Vì vậy, để làm lạnh thâm độ người ta ứng dụng một trong các phương pháp sau đây:

- Tiết lưu khí nén, nghĩa là giãn khí qua van tiết lưu không bù công bên ngoài.
- Giãn khí trong detander hoàn toàn bù công bên ngoài.
- Tổng hợp vừa tiết lưu vừa bù công bên ngoài.

4.2.1.1. Tiết lưu khí

Nghĩa là cho khí nén đi qua đĩa có lỗ nhỏ, dòng khí sẽ bị bó hẹp lại, khí bị giãn đoạn nhiệt. Quá trình giãn khí thì entanpi không đổi.

Đối với khí lý tưởng, khi giãn thì nhiệt độ khí không thay đổi. Khi tiết lưu khí thực, nhiệt độ của khí sẽ thay đổi. Sự thay đổi nhiệt độ của khí là do entanpi là hàm số của cả nhiệt độ và áp suất:

$$i = u + pv = C_v T + u_T + pv \quad (4.13)$$

trong đó: u - nội năng khí thực;

u_T - thế nội năng khí thực, bằng công để thắng lực hút giữa các phân tử;

C_v - nhiệt dung riêng đẳng tích;

$C_v T$ - động nội năng;

pv - năng lượng thể tích.

Năng lượng cần thiết để giãn khí đoạn nhiệt (không trao đổi nhiệt với bên ngoài) chỉ có thể nhận được nội năng của bản thân chất khí đó.

Từ công thức (4.13) áp dụng cho điểm 1 và 2 ta có thể viết:

$$C_v T_1 + u_{T1} + p_1 v_1 = C_v T_2 + u_{T2} + p_2 v_2 \quad (4.14)$$

$$C_v (T_1 - T_2) = (u_{T2} - u_{T1}) - (p_1 v_1 - p_2 v_2) \quad (4.15)$$

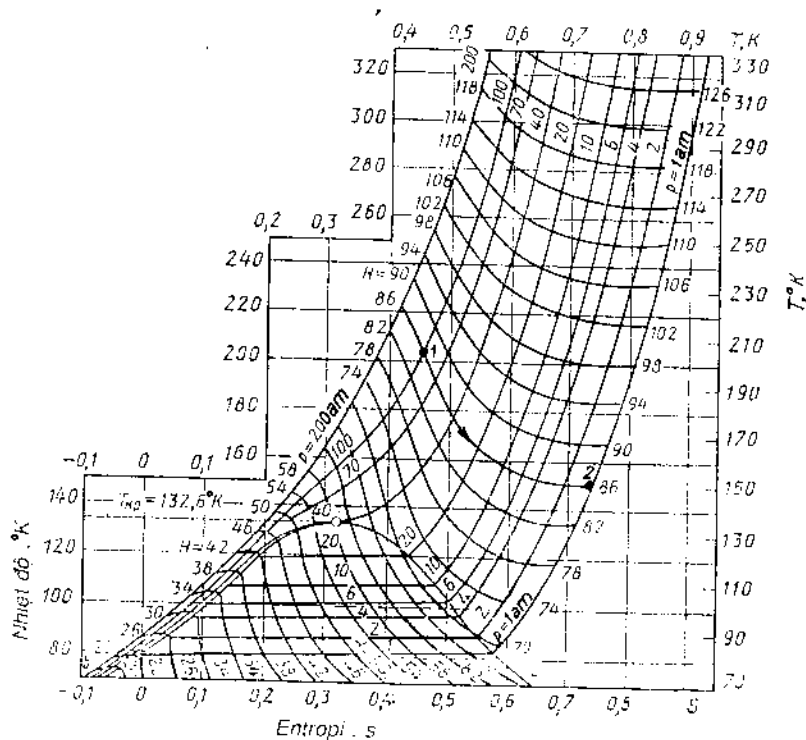
Nếu $p_1 v_1 < p_2 v_2$ thì $(T_1 - T_2) > 0$ nghĩa là khi tiết lưu nhiệt độ khí giảm.

Nếu $p_2 v_2 < p_1 v_1$ nhưng $(u_{T_1} - u_{T_2}) > (p_1 v_1 - p_2 v_2)$ thì khi tiết lưu nhiệt độ cũng giảm. Còn nếu $u_{T_2} - u_{T_1} < (p_1 v_1 - p_2 v_2)$ thì nhiệt độ khi tiết lưu sẽ tăng ($T_2 > T_1$)

Sự biến đổi khi tiết lưu gọi là hiệu ứng tiết lưu hay là hiệu ứng Joule - Thomson.

Hiệu ứng tiết lưu là dương nếu khi tiết lưu khí bị làm lạnh, là âm nếu khí bị đun nóng.

Khi $u_{T_2} - u_{T_1} = p_1 v_1 - p_2 v_2$ nghĩa là $C_v(T_1 - T_2) = 0$, hiệu ứng tiết lưu bằng không.



Hình 4.13. Đồ thị $T - S$ của không khí

Phần lớn các chất khí khi tiết lưu nhiệt độ khí giảm, chỉ có khí hydro và heli khi tiết lưu nhiệt độ của nó tăng lên. Nhưng đối với hydro nhiệt độ thấp hơn -73°C và với heli nhỏ hơn -243°C thì khi tiết lưu nhiệt độ khí sẽ giảm. Để có thể xác định hiệu ứng tiết lưu có thể dùng đồ thị $T - i$. Ví dụ, không khí nén ở p_1 ($p_1 = 100$ at) có nhiệt độ $T_1 = 205^{\circ}\text{K}$ biểu diễn trên đồ thị tại điểm 1 (hình 4.13) khi giãn đoạn nhiệt trong van tiết lưu ($i = \text{const}$) đến điểm 2 có áp suất $p_2 = 1$ at. Tại điểm 2 có nhiệt độ $T = 150^{\circ}\text{K}$. Vậy hiệu ứng tiết lưu $\Delta T = T_1 - T_2 = 55^{\circ}\text{K}$.

Khi giãn đẳng nhiệt theo đường 1 - 3, điểm 3 nằm trên đường T_1 . Tại điểm 3 có $i_3 = 100 \text{ kcal/kg} = 4,19.105 \text{ J/kg}$. Vậy hiệu số entanpi $\Delta i = i_1 - i_3 = 86 - 100 = -14 \text{ kcal/kg}$.

4.2.1.2. Làm lạnh bằng giãn khí trong detander

Giãn sơ bộ khí nén trong máy phát và hoàn toàn bù công bên ngoài, công sinh ra của máy phát có thể dùng vận chuyển chất lỏng hoặc đẩy khí. Giãn khí nén trong detander không có trao đổi nhiệt với môi trường xung quanh. Nhiệt độ khí sau khi giãn đoạn nhiệt đối với khí lý tưởng có thể xác định theo công thức (3 - 68). Nhưng đối với khí thực và khí giãn đa biến thì sự giảm nhiệt độ sẽ ít hơn so với tính theo công thức trên.

Khi giãn trong detander thì lượng nhiệt và nhiệt độ của khí có thể xác định bằng đồ thị $T - S$ (hình 4.13).

Ví dụ, trạng thái không khí nén trước khi giãn trong detander được biểu diễn ở điểm 1 có nhiệt độ $T_1 = 205^{\circ}\text{K}$ và áp suất $P_1 = 100$ at. Quá trình giãn đoạn nhiệt sinh đường đẳng áp $p_2 = 1$ at ở điểm 4, đặc trưng cho trạng thái khí sau detander. Điểm này có $T_4 = 82^{\circ}\text{K}$, do đó $\Delta T = T_1 - T_4 = 205 - 82 = 132^{\circ}\text{K}$ và lượng nhiệt $\Delta i = i_1 - i_4 = 86 - 58 = 28 \text{ kcal/kg} = 117,3.10^3 \text{ J/kg}$.

Từ đồ thị $T - S$ ta nhận thấy giãn khí trong detander, hiệu ứng lạnh nhận được lớn hơn khi giãn tiết lưu. Ngoài ra, còn nhận được công giãn nên năng lượng tiêu hao chung cho cả chu kỳ sẽ nhỏ hơn.

Nhưng trong thực tế, lợi ích khi giãn trong detander so với giãn trong van tiết lưu không nhiều như là lý thuyết đã nêu lên. Thực tế, trong khi giãn trong detander, nhiệt độ của khí xuống khá nhỏ so với khí nén khí nên sự bù công không là bao nhiêu so với công tiêu hao khi nén khí. Mặt khác,

khí giãn trong detander, một phần khí hóa lỏng làm cho tính chất khí thay đổi đáng kể so với khí lý tưởng. Hiệu suất lạnh khi giãn trong detander còn bị giảm do va đập thủy học và tạo sự xoáy trộn dẫn đến tỏa nhiệt và mất mát lạnh do cách nhiệt không hoàn hảo trong detander. Vì vậy, để tăng năng suất lạnh người ta thường dùng kết hợp vừa giãn detander vừa tiết lưu khí.

4.2.2. Các chu kỳ trình tiết lưu khí

4.2.2.1. Chu trình áp suất cao tiết lưu một bậc

Chu trình tiết lưu này còn gọi là chu trình Linde. Không khí từ ngoài trời có áp suất p_1 và nhiệt độ T_1 được hút vào máy nén I (hình 4.14), khí được nén đến áp suất p_2 , do nhiệt tỏa ra trong khi nén khí nên khí được đưa qua thiết bị làm lạnh II bằng nước. Khí được làm lạnh đến độ ban đầu T_1 . Quá trình nén khí được biểu diễn trên đồ thị $T - S$ (hình 4.14b), bằng đoạn 1 - 2. Khí nén tiếp tục làm lạnh trong thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên III theo phương thức ngược chiều với áp suất không đổi (đẳng áp 2 - 3). Khí nén được làm lạnh nhờ khí ngược chiều sau van tiết lưu. Khí nén đã được làm lạnh có áp suất p_2 đi qua van tiết lưu IV, áp suất khí sẽ giảm xuống đến áp suất ban đầu p_1 khí được làm lạnh đẳng entanpi 3 - 4 và một phần khí bị hóa lỏng được chứa vào bình V. Phần khí không bị hóa lỏng cho quay trở lại thiết bị truyền nhiệt III để thu nhiệt của khí nén. Khí ngược chiều sẽ được đun nóng đến T_1 và áp suất p_1 (đường đẳng áp 5 - 1). Sau khi qua thiết bị truyền nhiệt III, khí lại được hút vào máy nén I. Chu kỳ lại được lặp lại từ đầu.

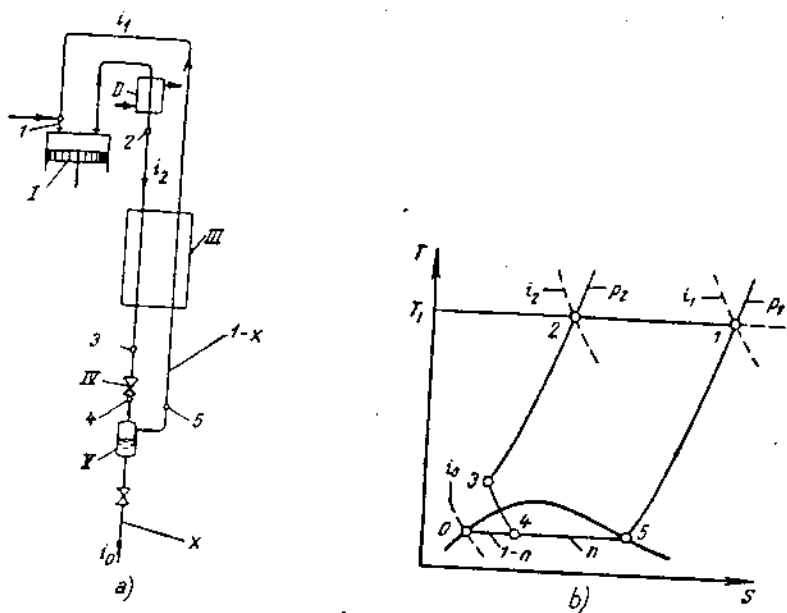
Gọi: x là phần khí hóa lỏng khi nén 1 kg khí; $1 - x$ là phần không bị hóa lỏng:

$$x = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_o} \quad (4.16)$$

$i_1 - i_2 = \Delta i_T$ là hiệu ứng tiết lưu đẳng nhiệt (khi $T = \text{const}$)

$$i_1 - i_2 = x(i_1 - i_o) = \Delta i_T = q_o \quad (4.17)$$

Năng suất lạnh thực luôn nhỏ hơn năng suất lạnh lý thuyết một đại lượng $\sum q_m$ là tổng mất mát lạnh bao gồm mất mát lạnh ra môi trường xung quanh và mất mát ở thiết bị truyền nhiệt III, không được thu hồi lại hoàn toàn.



Hình 4.14. Chu trình áp suất cao một lần tiết lưu:
a- sơ đồ thiết bị ; b- đồ thị $T - S$ của quá trình;
I- máy nén; II- thiết bị làm lạnh của máy nén; III- truyền nhiệt hoàn nguyên;
IV- van tiết lưu; V- thùng chứa sản phẩm lỏng

Hệ số hóa lỏng thực:

$$x = \frac{i_1 - i_2 - \sum q_m}{i_1 - i_0} \quad (4.18)$$

Hệ số lạnh xác định theo phương trình:

$$\varepsilon = \frac{i_1 - i_2}{1,69 RT_1 \ln \frac{p_2}{p_1}} \quad (4.19)$$

Đối với chu trình áp suất cao tiết lưu một bậc có hệ số lạnh nhỏ.

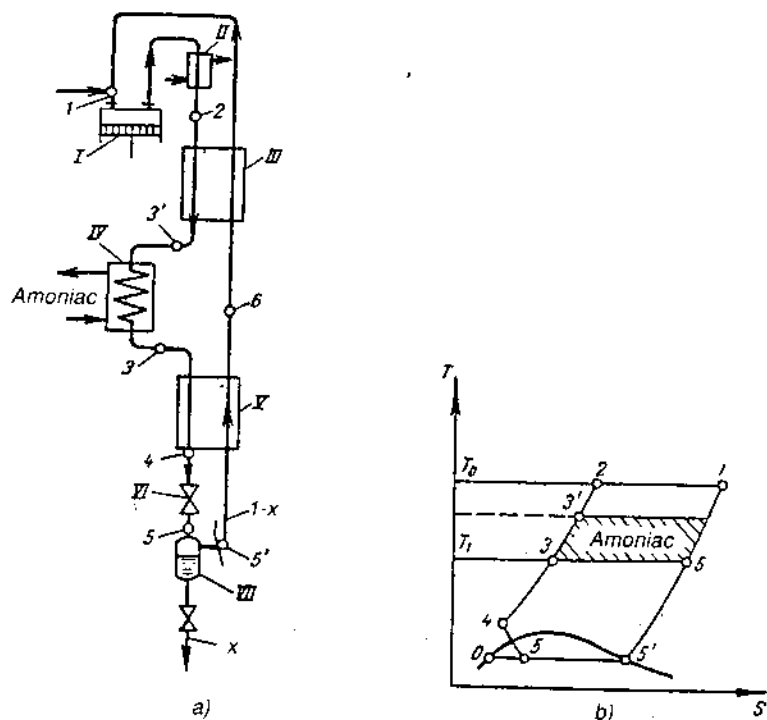
4.2.2.2. Chu trình tiết lưu một lần và làm lạnh sơ bộ bằng amoniac

Chu trình làm lạnh sơ bộ bằng amoniac cho phép tăng hiệu ứng tiết lưu đẳng nhiệt và giảm tiêu hao năng lượng khí nén 1kg không khí (hình 4.15).

Sơ đồ làm việc của chu trình này khác với sơ đồ hình 4.14 ở chỗ thiết bị

truyền nhiệt hoàn nguyên III được chia làm hai, giữa chúng có làm lạnh bổ sung bằng amoniac.

Khí được nén trong máy é n I (hình 4.15a) đến áp suất $p_1 = 200$ at rồi được đưa vào thiết bị làm lạnh sơ bộ II, ở đây khí làm lạnh bằng không khí hoặc nước đến nhiệt độ T_0 (đoạn 1 - 2 trên đồ thị $T - S$ hình 4.15b). Tiếp sau, khí nén đưa qua thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên sơ bộ III (đường 2 - 3), được làm lạnh bởi khí hoàn nguyên ngược chiều (sau tiết lưu). Khí nén tiếp tục đi qua thiết bị làm lạnh bằng amoniac IV (đoạn 3' - 3) rồi vào thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên chính V (3 - 4), ở đây, khí nén tiếp tục được làm lạnh bởi khí ngược dòng sau van tiết lưu. Khí nén sau thiết bị truyền nhiệt V cho qua tiết lưu VI. Một phần khí bị hóa lỏng đi xuống bình chứa VII, phần khí chưa bị hóa lỏng cho quay trở lại để làm lạnh khí nén trong thiết bị truyền nhiệt V và III rồi được hút vào máy nén I.



Hình 4.15. Chu trình tiết lưu một lần làm lạnh sơ bộ amoniac:

a- sơ đồ thiết bị; b- đồ thị $T - S$

I- máy nén; II- thiết bị làm lạnh sơ bộ; III - thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên sơ bộ;
IV- thiết bị làm lạnh bằng amoniac; V- thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên chính;
VI- van tiết lưu; VII - thùng chứa sản phẩm

Năng suất lạnh lý thuyết của 1 kg không khí tính theo phương trình sau

$$q_o = (i_1 - i_2) + (i_3 - i_2) \quad (4.20)$$

Hoặc cũng có thể tính theo:

$$q_o = i_6 - i_3 \quad (4.21)$$

Năng suất lạnh thực:

$$q_o = i_6 - i_3 - \sum q_m \quad (4.22)$$

$\sum q_m$ - tổng mất mát lạnh.

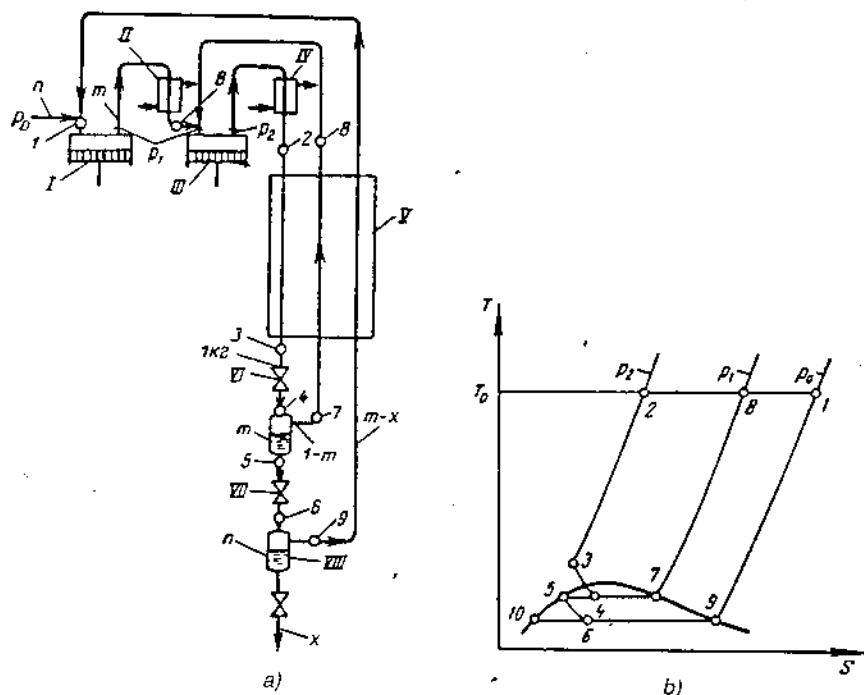
Phần lỏng được tạo thành:

$$x = \frac{i_6 - i_3 - \sum q_m}{i_1 - i_o} \quad (4.23)$$

4.2.2.3. Chu trình tiết lưu hai lần và tuần hoàn khí áp suất cao

Ta nhận thấy rằng lượng lạnh thu được khi tiết lưu khí thì tỷ lệ thuận với hiệu số áp suất $p_1 : p_2$ trước khi và sau khi tiết lưu nhưng công tiêu hao khi nén đẳng nhiệt lại tỷ lệ với logarit (p_2/p_1). Ví dụ, hiệu ứng lạnh khi tiết lưu từ 20 at đến 50 at cũng bằng khi tiết lưu từ 150 at đến 1 at, nhưng công của quá trình nén ở trường hợp một tỷ lệ với $\ln(200/50) = 4$, còn ở trường hợp hai là: $\ln(150/1) = 150$, nghĩa là lớn hơn nhiều so với trường hợp 1. Vì vậy nếu ban đầu tiết lưu khí chỉ đến áp suất trung gian nào đó và phần khí chưa bị hóa lỏng cho quay trở lại để nén đến áp suất cao (hình 4.16).

Khí được nén từ áp suất p_o đến áp suất trung gian p_1 (khoảng 50 at) trong máy nén I và nén tiếp từ p_1 đến p_2 trong máy nén III ($p_2 = 200$ at). Khí nén làm lạnh đến nhiệt độ T_o trong thiết bị làm lạnh II và IV. Tiếp đó cho vào thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên V, ở đây khí nén sẽ được làm lạnh bởi khí hoàn nguyên sau tiết lưu (chưa bị hóa lỏng). Sau khi được làm lạnh sơ bộ, khí nén cho qua van tiết lưu VI. Kết quả tiết lưu lần một áp suất khí giảm đến p_1 (áp suất nén trong máy nén I) và một phần khí được hóa thành lỏng. Phần khí chưa bị hóa lỏng cho quay lại thiết bị truyền nhiệt V để làm lạnh khí áp suất cao, sau đó được hút vào máy nén III. Phần lỏng tiếp tục cho qua tiết lưu thứ hai VIII, áp suất sẽ giảm xuống p_o và sẽ bay hơi một phần. Phần khí này cũng cho quay trở lại thiết bị truyền nhiệt V rồi sau đó được hút vào máy nén I, phần lỏng còn lại chứa vào bình chứa sản phẩm VIII.



Hình 4.16. Chu trình tiết lưu hai lần và tuần hoàn khí áp suất cao:

a- sơ đồ thiết bị; b- đồ thị $T - S$;

I. máy nén áp suất thấp; II- thiết bị làm lạnh áp suất thấp; III - máy nén áp suất cao; IV - thiết bị làm lạnh áp suất cao; V- truyền nhiệt hoàn nguyên; VI và VII - van tiết lưu; VIII - bình chứa sản phẩm lỏng

Nếu nén 1 kg khí thì sau khi tiết lưu lần I có m kg lỏng thu được ($m = 0,2 \div 0,5$) và sau khi tiết lưu lần hai có x kg khí biến thành lỏng. Vậy sau khi tiết lưu lần 1 có $(1 - m)$ kg khí quay trở lại truyền nhiệt V để làm lạnh khí nén và sau khi tiết lưu lần hai có $(m - x)$ kg khí quay lại thiết bị truyền nhiệt V.

Năng suất lạnh lý thuyết:

$$q_o = (i_8 - i_2) + m (i_1 - i_8) \quad (4.24)$$

Phần lỏng tạo thành (tính đến mất mát lạnh $\sum q_m$):

$$x = \frac{(i_8 - i_2) + m(i_1 - i_8) - \sum q_m}{i_1 - i_0} \quad (4.25)$$

Công tiêu hao để nén 1 khí từ p_1 đến p_2 và m kg khí từ p_0 đến p_1 có thể tính theo công thức:

$$l = 1,69RT_1 \left(\ln \frac{p_1}{p_0} + m \cdot \ln \frac{p_1}{p_0} \right) \quad (4.26)$$

4.2.3. Chu trình kết hợp tiết lưu và giãn khí trong detander

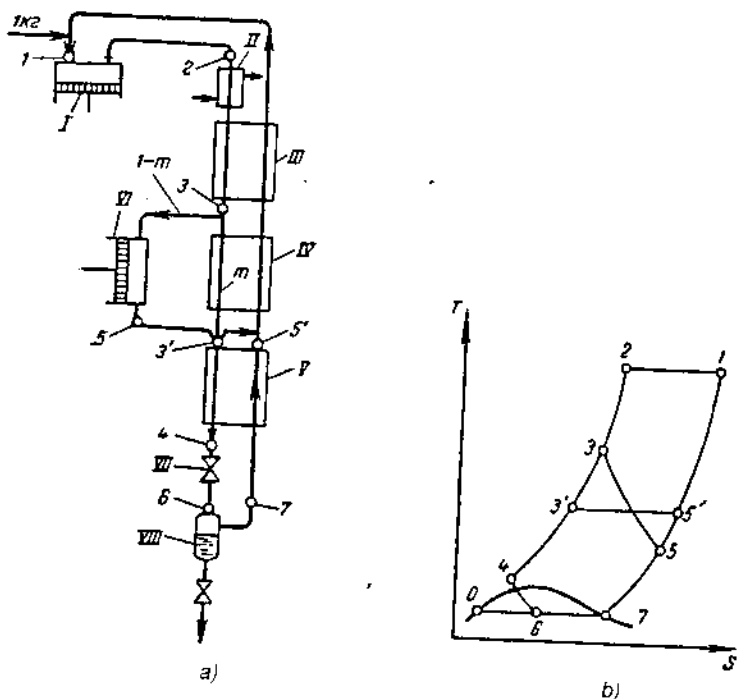
Như đã trình bày ở phần trên, để hạ nhiệt độ của khí ta có thể tiết lưu khí từ áp suất 200 at xuống 1 at. Để hạ nhiệt độ xuống thấp hơn có thể giãn khí trong detander với bù công tiêu tổn bên ngoài. Nhưng để nhận được nhiệt độ rất thấp (bắt đầu khí bị hóa lỏng) thì không thể giãn khí trong detander, vì khi đó thể tích khí nhỏ đi rất nhiều, ví dụ, -140°C thể tích khí chỉ còn khoảng 1/4. Ngoài ra, khi khí bắt đầu biến thành lỏng, ở trong detander xuất hiện các va đập thủy học và làm tăng mất mát lạnh, hiệu suất giãn khí lỏng detander rất thấp. Do đó, để nhận được nhiệt độ rất thấp của khí người ta phải kết hợp giãn khí detander sẽ rất thấp. Do đó, để nhận được nhiệt độ rất thấp của khí người ta phải kết hợp giãn khí trong detander để hoàn lại công và tiết lưu khí (detander có thể là loại pittông hoặc tuabin).

4.2.3.1. Chu trình áp suất trung bình (chu trình Clog)

Chu trình áp suất trung bình (hình 4.17), khí được nén trong máy nén I đến áp suất $245 \cdot 10^4 + 392 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$ ($25 + 40$ at) và được làm lạnh trong thiết bị II đến nhiệt độ ban đầu (xem đoạn 1 - 2 trên hình 4.17b).

Sau đó, khí được làm lạnh trong thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên III (đường đẳng 2 - 3, khi ra khỏi thiết bị III được chia làm hai phần. Một phần khí cho tiếp tục làm lạnh trong thiết bị thiết bị IV (đoạn 3 - 3') và V (đoạn 3' - 4). Phần còn lại của khí cho vào detander VI và giãn hoàn lại công đoạn (3 - 5). Từ detander khí lạnh có áp suất thấp (khoảng $9,81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$ hay 1 at) cho qua liên tục truyền nhiệt IV và III để lấy nhiệt của khí nén và được đun nóng đến nhiệt độ đầu (đoạn 5 - 1).

Từ thiết bị truyền nhiệt V khí nén và lạnh đưa vào van tiết lưu VI (đoạn 4 - 6). Phần khí không bị hóa lỏng cho quay lại V làm lạnh khí nén (đoạn 7 - 5') rồi trộn lẫn với khí giãn từ detander, để qua IV và III và bị hút trở lại máy nén I.



Hình 4.17. Chu trình kết hợp tiết lưu và detander:

a - sơ đồ thiết bị; b - đồ thị $T - S$;

I - máy nén; II - thiết bị làm lạnh sơ bộ; III, IV, V - truyền nhiệt hoàn nguyên;
VI - detander; VII - van tiết lưu; VIII - thùng chứa sản phẩm

Phần khí đã bị hóa lỏng được chứa vào bình VIII.

Năng suất lạnh của chu trình gồm năng suất lạnh của tiết lưu và năng suất lạnh của detander.

Năng suất lạnh của tiết lưu:

$$q_o = m(i_1 - i_2) \quad (4.27)$$

Năng suất lạnh detander:

$$q''_o = (1 - m)[(i_1 - i_2) + (i_3 - i_5)] \quad (4.28)$$

trong đó nếu nén 1kg khí thì có m kg hướng đến tiết lưu, còn $(1 - m)$ kg giãn trong detander.

Năng suất lạnh chung cho cả chu kỳ có tính đến mất mát lạnh Σq_m :

$$q_o = q'_o = q''_o - \Sigma q_m = (i_1 - i_2) + (1 - m)(i_3 - i_5) - \Delta q_m \quad (4.29)$$

Lượng lỏng được tạo thành:

$$x = \frac{(i_1 - i_2) + (1 - m)(i_3 - i_5) - \frac{\Sigma q_m}{(i_1 - i_0)}}{i_1 - i_0}$$

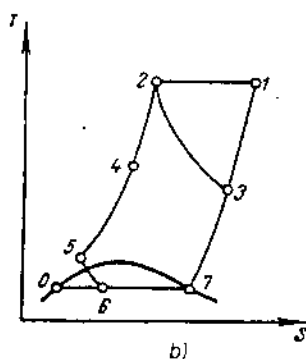
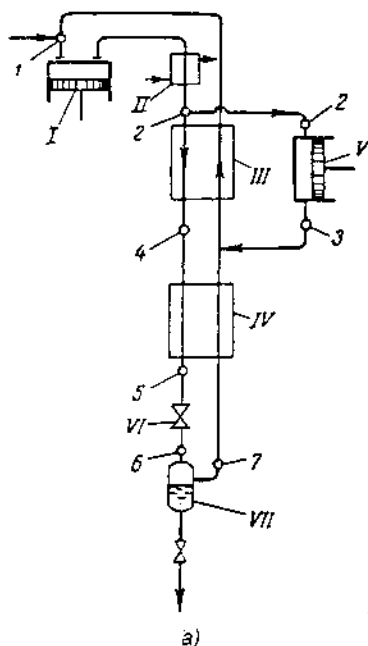
Công được hoàn lại khi giãn khí trong detander:

$$l_d = (1 - m)(i_3 - i_5) \eta_{ch}$$

η_{ch} - hiệu suất chung của detander.

4.2.3.2. Chu trình áp suất cao (chu trình Halandt)

Về nguyên tắc thì chu trình này không khác chu trình trên. Chỉ khác ở chỗ, khí nén sau khi làm lạnh sơ bộ, một phần khí sẽ hướng ngay đến detander trước khi thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên. Trong detander làm việc ở nhiệt độ tương đối cao nên hiệu suất detander của chu kỳ tăng cao. Nhưng để hiệu ứng lạnh lớn khi tiết lưu khí cần phải nén đến áp suất cao (200 at).



Hình 4.18. Chu trình kết hợp tiết lưu và detander ở áp suất cao:

a- sơ đồ thiết bị; b- đồ thị T - S;

I - máy nén; II- thiết bị làm lạnh sơ bộ; III, IV - thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên;
V- detander; VI - van tiết lưu; VII- thùng chứa sản phẩm lỏng

Khí sau khi nén trong máy nén I và được làm lạnh sơ bộ II (đoạn 1 - 2) được chia ra làm hai phần (hình 4.18). Một phần cho vào thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên III để làm lạnh (đoạn 2 - 4) rồi sau đó vào thiết bị truyền nhiệt IV để tiếp tục làm lạnh đến nhiệt độ thấp (theo đoạn 4 - 5). Phần khí còn lại cho qua detander và giãn hoàn lại công (đoạn 2 - 3).

Từ IV khí nén và lạnh cho qua van tiết lưu VI. Để giãn đến áp suất gần áp suất khí quyển (đường đẳng entanpi 5 - 6), một phần khí quyển biến thành lỏng được chứa vào bình VII. Phần không hóa lỏng cho quay trở lại để làm lạnh khí nén ở thiết bị truyền nhiệt IV rồi III sau đó được hút vào máy nén I (đoạn 7 - 1).

Xác định năng suất lạnh, lượng khí hóa lỏng, công suất tiêu hao khí nén theo các công thức tính toán giống chu trình áp suất trung bình.

4.2.3.3. Chu trình áp suất thấp (chu trình Copisa)

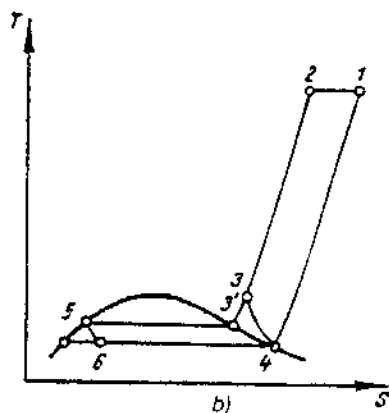
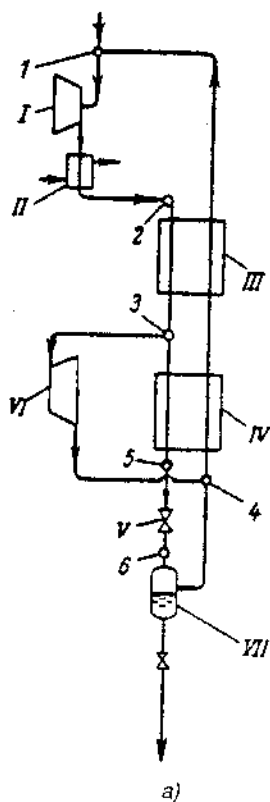
Để tăng hiệu suất giãn khí trong detander có thể dùng detander tuabin thay cho máy pittông, khi đó hiệu suất η_{ah} có thể đạt 0,8. Dùng tuabin detander chỉ cần nén khí đến khoảng 59.10^4 N/m^2 (6 at). Khi đó không cần tách khí CO_2 và hơi nước ở trong không khí.

Ngoài ra, trong chu trình chỉ có máy tuabin nên năng suất của máy rất lớn.

Chu trình áp suất thấp (hình 4.19) khí được nén trong tuabin I (theo đoạn 1 - 2) đến áp suất khoảng 59.10^4 N/m^2 (6 at), sau đó được làm lạnh sơ bộ II rồi cho vào thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên III. Tiếp đó, khí được chia làm hai phần. Phần nhỏ tiếp tục cho làm lạnh ở thiết bị truyền nhiệt IV để làm lạnh đến nhiệt độ thấp (theo đoạn 3 - 3' - 5).

Phần khí còn lại cho qua máy phát tuabin detander VI giãn (theo đoạn 3 - 4) hoàn lại công.

Ra khỏi detander, khí lạnh sẽ hỗn hợp với phần khí còn sau tiết lưu. Hỗn hợp khí cho quay lại để làm lạnh khí nén trong thiết bị truyền nhiệt IV và III rồi được hút vào máy nén tuyết bin (theo đường 4 - 1).



Hình 4.19. Chu trình kết hợp tiết lưu và giãn detander áp suất thấp:

a- sơ đồ thiết bị ; b- đồ thị $T - S$:

I - máy nén; II- làm lạnh sơ bộ; III, IV - thiết bị truyền nhiệt hoàn nguyên;

V - van tiết lưu; VI- detander; VII- thùng chứa sản phẩm lỏng

Chương 5

VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP

5.1. TRUYỀN NHIỆT

5.1.1. Ví dụ

5.1.1.1. Một thiết bị đường kính 2 m và chiều cao 5 m được bảo ôn (cách nhiệt) bằng một lớp vật liệu cách nhiệt có chiều dày 75 mm. Nhiệt độ của thành thiết bị là 146°C, nhiệt độ bên ngoài của lớp cách nhiệt là 40°C. Hãy xác định lượng nhiệt mất mát (dòng nhiệt) qua lớp cách nhiệt có $\lambda = 0,15 \text{ W/m}^\circ\text{C}$.

GIẢI:

Diện tích truyền nhiệt trung bình của thiết bị :

$$F_{tb} = \pi(D_{tb}L + 2\frac{D^2}{4}) = 3,14(2,075.5 + 0,5.2^2) = 38,8 \text{ m}^2$$

Dòng nhiệt qua lớp cách nhiệt:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta}(t_T - t_{xq})F_{tb} = \frac{0,151}{0,075}(146 - 40).38,8 = 8280, \text{ W}$$

5.1.1.2. Hãy xác định hệ số dẫn nhiệt nitrobenzen lỏng ở 120°C.

GIẢI:

Khối lượng riêng của nitrobenzen lỏng ở 30°C $\rho \approx 1200 \text{ kg/m}^3$ và nhiệt dung riêng của nó : $c \approx 1380 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$.

Vậy hệ số dẫn nhiệt của nitrobenzen lỏng ở 30°C:

$$\lambda_{30^{\circ}\text{C}} = A.C.\rho\sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} = 4,22.10^{-8}.1380.1200\sqrt[3]{\frac{1200}{123}} = 0,149 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$$

trong đó: $A = 4,22.10^{-8}$ đối với chất lỏng không liên kết;

$M = 123$ - khối lượng phân tử của nitrobenzen.

Hệ số dẫn nhiệt của nitrobenzen ở 120°C được xác định theo công thức:

$$\lambda_t = \lambda_{30^{\circ}\text{C}}[1 - \varepsilon(t - 30^{\circ}\text{C})] = 0,149[1 - 1,0.10^{-3}(120^{\circ} - 30^{\circ})] = 0,136 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$$

Theo số liệu thực nghiệm: $\lambda_t = 0,137 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$.

5.1.1.3. Tính hệ số dẫn nhiệt của dung dịch 25% khối lượng NaCl ở 80°C .
Khối lượng riêng của dung dịch này là $\rho = 1189 \text{ kg/m}^3$.

GIẢI:

Theo [3] nhiệt dung riêng của dung dịch 25% khối lượng NaCl ở 30°C là $C = 3390 \text{ J/kg}^{\circ}\text{C}$. Khối lượng phân tử của dung dịch:

$$M = 0,907 \times 18 + 0,0903 \times 58,5 = 21,7 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{trong đó: } 0,093 = \frac{\frac{25}{58,5}}{\frac{25}{58,5} + \frac{75}{18}} \text{ - phần mol của NaCl trong dung dịch.}$$

Vậy hệ số dẫn nhiệt của dung dịch 25% khối lượng NaCl ở 30°C :

$$\lambda_{30^{\circ}\text{C}} = 3,58.10^{-8}.3390.1189\sqrt[3]{\frac{1189}{21,7}} = 0,548 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$$

Hệ số dẫn nhiệt của dung dịch ở 80°C được tính theo công thức:

$$\lambda_t = \lambda_{30^{\circ}\text{C}} \cdot \frac{\lambda_{n,t}}{\lambda_{n,30^{\circ}\text{C}}}$$

$$\lambda_t = 0,548 \cdot \frac{0,674}{0,615} = 0,60 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$$

trong đó: 0,674 và 0,615 - hệ số dẫn nhiệt của nước ở 80°C và ở 30°C [3].

5.1.1.4. Tính hệ số dẫn nhiệt của metan lỏng ở $t_0 = -160,6^\circ\text{C}$.

GIẢI:

Metan lỏng là chất lỏng không liên kết

$$\lambda = A.C.\rho\sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} = 4,22.10^{-8} \cdot 3,47.10^3 \cdot 423 \sqrt[3]{\frac{423}{16}} = 0,184 \text{ W/m}^\circ\text{C}.$$

trong đó $A = 4,22.10^{-8}$ đối với chất lỏng không liên kết;

$C = 3,47.10^3 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ - nhiệt dung riêng của metan;

$T = 112,6 \text{ }^\circ\text{K}$ ($-160,4^\circ\text{C}$);

ρ - khối lượng riêng của metan lỏng, $\rho = 423 \text{ kg/m}^3$;

$M = 16 \text{ kg/kmol}$ - khối lượng phân tử của metan.

5.1.1.5. Tính độ dẫn nhiệt của không khí khô ở 300°C

GIẢI:

Độ dẫn nhiệt của không khí được tính theo công thức:

$$\lambda = BC_v \cdot \mu = 1,9 \times 0,748.10^{-3} \times 2,97.10^{-5} = 0,042 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

trong đó $B = 1,9$ đối với khí hai nguyên tử;

C_v - nhiệt dung riêng đẳng tích được xác định theo quan hệ:

$$C_p/C_v = 1,4 \Rightarrow C_v = \frac{C_p}{1,4} = \frac{1,05.10^3}{1,4} = 0,748.10^3 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$$

ở đây: $C_p = 1,05.10^3 \text{ J/kg }^\circ\text{C}$ - nhiệt dung riêng đẳng áp của không khí khô, ở 300°C ;

$\mu = 2,97.10^{-5} \text{ N.s/m}^2$ - hệ số độ nhớt động của không khí ở 300°C .

5.1.1.6. Tính hệ số dẫn nhiệt ở 0°C của hỗn hợp khí có thành phần H_2 - 50%; CO - 40%; N_2 - 10 % (thể tích).

GIẢI:

Hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp khí, không theo qui luật cộng tính. Gần

đúng có thể xác định hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp khí theo công thức:

$$\lambda = B C_v \mu.$$

Ta viết các hằng số hóa - lý đối với từng cấu tử của hỗn hợp vào bảng 5.1.

Bảng 5.1

Cấu tử	$\rho, \text{ kg/m}^3$	$C_v.10^{-3}, \text{ J/kg}^{\circ}\text{C}$	$K = \frac{C_p}{C_v}$	$\mu.10^3, \text{ Ns/m}^2$
H ₂	0,09	10,14	1,41	0,00842
CO	1,25	0,75	1,4	0,0166
N ₂	1,25	0,75	1,4	0,017

Ta tìm được thành phần khối lượng của hỗn hợp khí như trong bảng 5.2.

Bảng 5.2

Cấu tử	$m^3 \text{ (\% thể tích)}$	kg	% khối lượng
H ₂	50	50x0,09 = 4,5	6,7
CO	40	40x1,25 = 50,0	74,6
N ₂	10	10x 1,25 = 12,5	18,7
Tổng	100	67	100

Ta tính được nhiệt dung riêng đẳng tích của hỗn hợp khí:

$$C_v = 0,067 \times 10,14 + 0,746 \times 0,75.10^3 + 0,75.10^3 \times 0,187 = 1,379.10^3 \text{ J/kg}^{\circ}\text{C}.$$

Theo [3] ở "Sổ tay quá trình và thiết bị công nghệ hóa chất, tập 1", ta có được hệ số độ nhớt động lực của hỗn hợp khí:

$$\begin{aligned} \mu_{hh} &= \frac{(0,5.8,13.8,42.10^{-3} + 0,4.61,4.1,66.10^{-2} + 0,1.59,5.0,017).10^{-3}}{0,5.8,13 + 0,4.61,4 + 0,1.59,5} \\ &= 1,56.10^{-5} \text{ N.s/m}^2 \end{aligned}$$

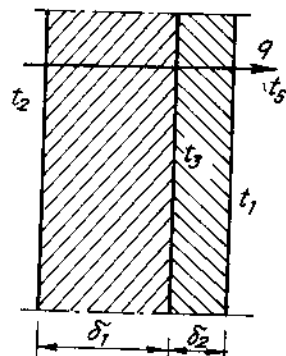
Ta tính được hệ số B của công thức trên:

$$B = 0,25(9.1,4 - 5) = 1,9$$

Ta xác định được hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp khí:

$$\lambda_{hh} = B.C_v.\mu_{hh} = 1,9.1,379.10^3.1,56.10^{-5} \approx 0,041 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$$

5.1.1.7. Tường của một lò đốt gồm hai lớp: một lớp gạch cách nhiệt dày $\delta_1 = 500 \text{ mm}$ và một lớp gạch xây dựng dày $\delta_2 = 250 \text{ mm}$. Nhiệt độ bên trong lò: 1300°C , nhiệt độ môi trường không khí xung quanh: 25°C . Hãy xác định:



Hình 5.1. Ví dụ 5.1.1.7

a) Mất mát nhiệt qua 1m^2 bề mặt của tường;

b) Nhiệt độ t_3 trên lớp giới hạn giữa lớp gạch cách nhiệt và lớp gạch xây dựng.

Hệ số cấp nhiệt từ khối lò đến tường lò: $\alpha_1 = 34,8 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$; Từ tường lò đến không khí $\alpha_2 = 16,2 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt của gạch chịu nhiệt: $\lambda_1 = 1,16 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$; của gạch xây dựng $\lambda_2 = 0,58 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$.

GIẢI:

a) Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{34,8} + \frac{0,5}{1,16} + \frac{0,25}{0,58} + \frac{1}{16,2}} = 1,5 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Mất mát nhiệt qua 1m^2 bề mặt:

$$q = K(t_1 - t_2) = 1,05(1300 - 25) = 1340 \text{ W/m}^2.$$

b) Nhiệt độ t_3 trên lớp giới hạn hai lớp gạch có thể được xác định từ hệ các phương trình:

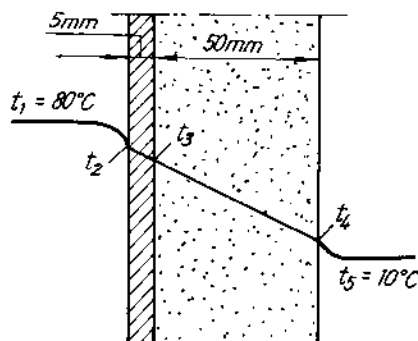
$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_2 - t_3)$$

Từ đó ta rút ra:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 1300^\circ\text{C} - \frac{1340}{34,8} = 1261^\circ\text{C}$$

Gạch xây dựng có thể chịu được đến nhiệt độ 800°C , do đó ở $t^{\circ} = 684^{\circ}\text{C}$ gạch xây dựng làm việc tốt.

5.1.1.8. Xác định nhiệt độ bên trong t_2 và bên ngoài t_3 của bề mặt tường của một thiết bị trao đổi nhiệt và t_4 của mặt ngoài chất cách nhiệt bọc kín thiết bị. Nhiệt độ không khí xung quanh: $t_5 = 10^{\circ}\text{C}$. Thành thiết bị được làm bằng CT_{13} dày 5 mm. Chiều dày của lớp cách nhiệt (bảo ôn) dày: $\delta_2 = 50$ mm. Hệ số cấp nhiệt từ chất lỏng đến thành thiết bị: $\alpha_1 = 232 \text{ W/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$. Hệ số cấp nhiệt từ bề mặt chất cách nhiệt đến không khí: $\alpha_2 = 10,4 \text{ W/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt của lớp cách nhiệt $\lambda_2 = 0,12 \text{ W/m}\cdot^{\circ}\text{C}$.



Hình 5.2. Ví dụ 5.1.1.8

GIẢI:

Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{CT}_{13}}}{\lambda_{\text{CT}_{13}}} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{232} + \frac{0,005}{46,5} + \frac{0,05}{0,12} + \frac{1}{10,4}} = 1,86 \text{ W/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$$

trong đó: $\lambda_{\text{CT}_{13}} = 46,5 \text{ W/m}\cdot^{\circ}\text{C}$ - hệ số dẫn nhiệt của CT_{13} .

Nhiệt tải riêng: $q = K(t_1 - t_5) = 1,86(80 - 10) = 130 \text{ W/m}^2$

Nhiệt độ t_2, t_3, t_4 được xác định từ hệ phương trình:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_{\text{CT}_{13}}}{\delta_{\text{CT}_{13}}}(t_2 - t_3) = \alpha_2(t_4 - t_5)$$

Vì quá trình truyền nhiệt ổn định, từ các phương trình trên, ta rút ra:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80 - \frac{130}{232} = 79,4^{\circ}\text{C}$$

Nhiệt độ bề mặt ngoài thành thiết bị:

$$t_3 = t_2 - q \frac{\delta_{CT_3}}{\lambda_{CT_3}} = 79,4 - 130 \frac{0,005}{46,5} \approx 79,4^\circ\text{C}$$

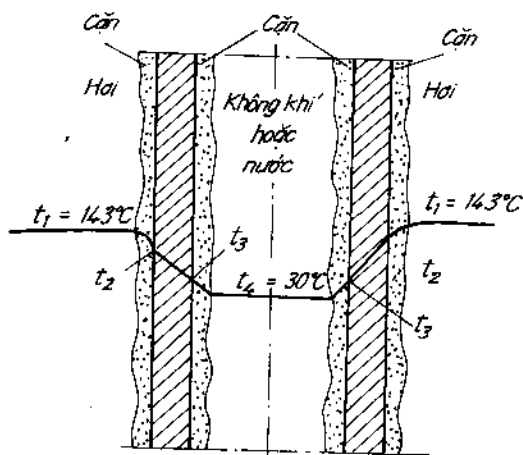
Nhiệt độ bề mặt ngoài của lớp cách nhiệt:

$$t_4 = \frac{q}{\alpha_2} + t_5 = \frac{130}{10,4} + 10 = 22,4^\circ\text{C}$$

Chúng ta thấy rằng: khi có lớp cách nhiệt thì nhiệt trở dẫn nhiệt của lớp thép có thể bỏ qua ($t_2 \approx t_3$).

5.1.1.9. Hãy xác định nhiệt độ trung bình của thành ống truyền nhiệt được đun nóng bằng hơi nước bão hòa áp suất tuyệt đối $p = 4 \text{ ata}$, để đun nóng:

a) Không khí ở áp suất khí quyển; b) nước lạnh, nhiệt độ trung bình của không khí cũng như của nước lạnh đều bằng 30°C .



Hình 5.3. Ví dụ 5.1.1.9

Chiều dày của ống truyền nhiệt là 4 mm được làm bằng CT_3 . Hệ số cấp nhiệt của hơi nước, của không khí và của nước lạnh lấy gần đúng theo số liệu trung bình [5] ở chế độ chảy xoáy trong ống có tính đến lớp cặn bẩn ở hai phía ống truyền nhiệt có nhiệt trở bằng nhau và

$$\text{bằng: } r_{\text{cặn}} = \frac{1}{2320}, \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$$

GIẢI:

Sơ đồ biến thiên nhiệt độ của một mẫu ống truyền nhiệt xem hình 5.3.

Nhiệt độ bề mặt ngoài t_2 và bề mặt trong t_3 của ống thép truyền nhiệt được xác định từ hệ phương trình:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \alpha_2(t_3 - t_4)$$

Nhiệt độ của hơi nước bão hòa ở áp suất tuyệt đối 4 ata: $t_1 = 143$

a) Dùng hơi nước đun nóng không khí:

Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{\text{cản}} + \frac{\delta_{\text{CT}_3}}{\lambda_{\text{CT}_3}} + r_{\text{cản}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{13.300} + \frac{1}{2320} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{2320} + \frac{1}{46,4}} =$$

$$= 44,3 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

trong đó: $\alpha_1 = 13300 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ - hệ số cấp nhiệt của hơi nước ngưng tụ;

$\alpha_2 = 46,4 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ - hệ số cấp nhiệt của không khí;

$\lambda_{\text{CT}_3} = 46,5 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$ - hệ số dẫn nhiệt của thép CT₃.

Dòng nhiệt tải riêng:

$$q = K(t_1 - t_4) = 44,3(143 - 30) = 5.010 \text{ W/m}^2.$$

$$\text{Nhiệt độ } t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{5.010}{13.300} = 142,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Nhiệt độ } t_3 = t_4 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{5.010}{46,5} = 138 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Nhiệt độ trung bình của thành ống truyền nhiệt:

$$t_{\text{tb}} = \frac{t_2 + t_3}{2} = 140 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

b) Đun nóng nước

Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{\text{cản}} + \frac{\delta_{\text{CT}_3}}{\lambda_{\text{CT}_3}} + r_{\text{cản}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{13.300} + \frac{1}{2320} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{2320} + \frac{1}{3420}} =$$

$$= 761 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

trong đó: $\alpha_2 = 3420 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ - hệ số cấp nhiệt của nước.

Nhiệt tải riêng:

$$q = K(t_1 - t_2) = 761(143 - 30) = 86.000 \text{ W/m}^2$$

$$\text{Nhiệt độ: } t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{86.000}{13.300} = 136,5^\circ\text{C}.$$

$$\text{Nhiệt độ: } t_3 = t_4 - \frac{q}{\alpha_2} = 30 - \frac{86.000}{3420} = 55,2^\circ\text{C}.$$

Nhiệt độ trung bình:

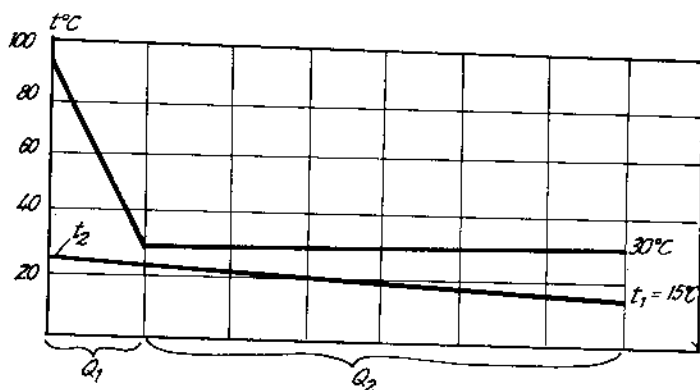
$$t_{tb} = \frac{t_2 + t_3}{2} = \frac{136,5 + 55,2}{2} = 96^\circ\text{C}.$$

5.1.1.10. Trong thiết bị ngưng tụ ngược chiều loại ống chùm, để ngưng tụ 200 kg/h hơi NH_3 ở áp suất 11,9 ata, nhiệt độ 95°C . Chất tải nhiệt là nước lạnh nhiệt độ vào của nước lạnh là 15°C . NH_3 lỏng ra khỏi thiết bị có nhiệt độ bằng nhiệt độ ngưng tụ.

Hãy xác định lượng nước lạnh tiêu tốn nếu hiệu số nhiệt độ nhỏ nhất của NH_3 và nước trong thiết bị ngưng tụ là 5°C . Nhiệt độ nước lạnh ra khỏi thiết bị là bao nhiêu?

GIẢI:

Theo đồ thị $T - S$ của NH_3 [5] ta tìm được nhiệt độ ngưng tụ của NH_3 dưới áp suất 11,9 ata là 30°C . Bởi vậy, hơi NH_3 vào thiết bị ngưng tụ ở $t = 95^\circ\text{C}$. $p =$



Hình 5.4. Ví dụ 5.1.1.10

11,9 ata là hơi quá nhiệt. Để làm lạnh hơi nước NH_3 quá nhiệt đến hơi NH_3 bão hòa cùng ở áp suất 11,9 ata thì cần lấy đi một lượng nhiệt:

$$Q_1 = \frac{200(1647 \cdot 10^3 - 1467 \cdot 10^3)}{3600} = 10.000 \text{ W}.$$

trong đó: $(1647 \cdot 10^3 - 1467 \cdot 10^3) \text{ J/kg}$ - hiệu số nhiệt lượng riêng của hơi NH_3

ở $p = 11,9 \text{ ata}$, nhiệt độ 95°C và 30°C , tra theo đồ thị $T - S = [5]$.

Để ngưng tụ NH_3 thành lỏng ở 30°C thì cần lấy đi một lượng nhiệt:

$$Q_2 = \frac{200(1467.10^3 - 323.10^3)}{3600} = 63.600 \text{ W.}$$

trong đó: $(1467.10^3 - 323.10^3) \text{ J/kg}$ - hiệu nhiệt hàm của hơi NH_3 bão hòa và nhiệt hàm của NH_3 lỏng ở 30°C và $p = 11,9 \text{ ata}$.

Vậy tổng lượng nhiệt cần lấy đi:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 10.000 + 63.600 = 73.600 \text{ W.}$$

Sự thay đổi nhiệt độ của NH_3 trong thiết bị ngưng tụ được thể hiện trên hình 5.4.

Xuất phát từ điều kiện hiệu số nhiệt độ giữa nhiệt độ của NH_3 và của nước lạnh tại một tiết diện bất kỳ không nhỏ hơn 5°C , ta lấy nhiệt độ của nước tại tiết diện thiết bị mà NH_3 bắt đầu ngưng tụ và có hiệu số nhiệt độ nhỏ nhất: $30 - 5 = 25^\circ\text{C}$.

Khi đó lưu lượng nước lạnh cần thiết:

$$Q_1 = G_n \cdot C_n (t_2 - t_1) \Rightarrow 63.600 = G_n \cdot 4.190 (25 - 5)$$

$$G_n = 0,759 \text{ kg/J} \approx 2732 \text{ kg/h.}$$

Nhiệt độ của nước lạnh ra khỏi thiết bị ngưng tụ t_2 được xác định từ phương trình:

$$73.600 = 0,759 \cdot 4.190 (t_2 - 15)$$

$$t_2 = \frac{73.000}{0,759 \cdot 4.190} + 15 = 38,1^\circ\text{C}$$

5.1.1.11. Người ta dùng nhiệt thừa của quá trình cracking để đun nóng một chất lỏng hữu cơ khác. Hãy xác định động lực trung bình của quá trình truyền nhiệt này. Nếu sản phẩm cracking có nhiệt độ $t_{1d} = 300^\circ\text{C}$; $t_{1c} = 200^\circ\text{C}$. Chất lỏng hữu cơ có nhiệt độ: $t_{2d} = 25^\circ\text{C}$; $t_{2c} = 175^\circ\text{C}$.

GIẢI:

Ta xét hai trường hợp sau:

- Trường hợp xuôi chiều:

300°C	$\longrightarrow$	200°C
25°C	$\longrightarrow$	175°C
$\Delta t_d = 175^\circ\text{C}$		$\Delta t_c = 25^\circ\text{C}$

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_d - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_d}{\Delta t_c}} = \frac{175 - 25}{\ln \frac{175}{25}} = 104^\circ\text{C}.$$

- Trường hợp ngược chiều:

$$\begin{array}{ccc} 300^\circ\text{C} & \longrightarrow & 200^\circ\text{C} \\ 175^\circ\text{C} & \longleftarrow & 25^\circ\text{C} \\ \hline \Delta t_d = 125^\circ\text{C} & & \Delta t_c = 175^\circ\text{C} \\ \hline \frac{\Delta t_d}{\Delta t_c} = \frac{175}{125} < 2 \end{array}$$

Do đó: $\Delta t_{tb} = \frac{175 + 125}{2} = 150^\circ\text{C}.$

Chú ý rằng trường hợp truyền nhiệt ngược chiều thì nhiệt độ chất lỏng của hữu cơ có thể được đun nóng cao hơn 175°C ; ví dụ, có thể đun đến 290°C , đó chính là ưu điểm của truyền nhiệt ngược chiều.

5.1.1.12. Hãy xác định động lực trung bình của quá trình truyền nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm nhiều ngăn (hình 5.5).

Nhiệt độ vào của lưu thể nóng: $t_{1d} = 80^\circ\text{C}$

Nhiệt độ ra của lưu thể nóng: $t_{1c} = 40^\circ\text{C}$

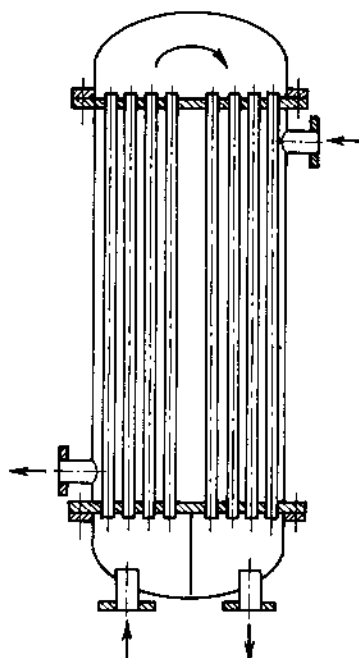
Nhiệt độ vào của lưu thể nguội: $t_{2d} = 20^\circ\text{C}$

Nhiệt độ ra của lưu thể nguội: $t_{1d} = 40^\circ\text{C}$

GIẢI:

Dùng công thức: $\Delta t_{tb} = \varepsilon \Delta t$. Δt_{ngc} , ta tính hiệu số nhiệt độ trung bình đối với trường hợp ngược chiều:

$$\begin{array}{ccc} 80^\circ\text{C} & \longrightarrow & 40^\circ\text{C} \\ 40^\circ\text{C} & \longleftarrow & 20^\circ\text{C} \\ \hline \Delta t_d = 40^\circ\text{C} & & \Delta t_c = 20^\circ\text{C} \end{array}$$



Hình 5.5. Ví dụ 5.1.1.12

$$\Delta t_{ngc} = \frac{\Delta t_d + \Delta t_c}{2} = 30^\circ \text{C}.$$

Tính đại lượng P và R:

$$P = \frac{t_{2c} - t_{2d}}{t_{1c} - t_{1d}} = \frac{40 - 20}{80 - 20} = 0,33$$

$$R = \frac{t_{1d} - t_{1c}}{t_{2c} - t_{2d}} = \frac{80 - 40}{40 - 20} = 2.$$

Theo đồ thị (hình 1 - 28) ta xác định được giá trị $\varepsilon_{\Delta t} = 0,78$. Do đó động lực của quá trình truyền nhiệt trong thiết bị ống chùm nhiều ngăn: $\Delta t_{tb} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_{ngc} = 0,78 \cdot 30^\circ = 25,8^\circ \text{C}$.

5.1.1.13. Tính hệ số cấp nhiệt của nước được đun nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm gồm các ống có đường kính $\phi 40 \times 2,5$ mm. Nước chảy trong các ống với vận tốc 1m/s và được đun nóng từ $t_{2d} = 15^\circ \text{C}$ đến $t_{2c} = 80^\circ \text{C}$. Nhiệt độ của thành ống truyền nhiệt là 95°C . Ống truyền nhiệt dài 2m.

GIẢI:

Nhiệt độ trung bình của nước:

$$t_{tb} = \frac{15 + 80}{2} = 47,5^\circ \text{C}$$

Xác định chế độ chuyển động của nước:

$$Re = \frac{W \cdot d \rho}{\mu} = \frac{1.035 \cdot 989}{0,57 \cdot 10^{-3}} = 60.800$$

trong đó $0,57 \cdot 10^{-3}$ - độ nhớt của nước ở $47,5^\circ \text{C}$;

$\rho = 989 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của nước ở $47,5^\circ \text{C}$ [3]

Giá trị của $Re = 60.800 > 10^4$ nên hệ số cấp của nước được xác định theo phương trình: [1.32]

$$Nu = 0,021 \varepsilon_i Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25}$$

trong đó: $\varepsilon_i = 1$ vì $\frac{L}{d} = \frac{2000}{35} = 57$

$$\frac{Pr}{Pr_T} = \frac{3,74}{1,85} = 2,02$$

$Pr = 3,74$ ứng với $t_{tb} = 47,5^\circ\text{C}$; $Pr_T = 1,85$ ứng với $t_T = 95^\circ\text{C}$.

$$Nu = 0,021(60.800)^{0,8} \cdot (3,74)^{0,43} \cdot \left(\frac{3,74}{1,85}\right)^{0,25} = 299,2.$$

Hệ số cấp nhiệt:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{299,2 \times 0,643}{0,035} = 5497 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

trong đó: $\lambda = 0,643 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$ - hệ số dẫn nhiệt của nước ở $47,5^\circ\text{C}$.

5.1.1.14. Benzen được đun nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm; đường kính trong của ống truyền nhiệt: 53 mm; Chiều dài ống: 3m; vận tốc của benzen đi trong ống là 0,08 m/s; nhiệt độ trung bình của benzen là 40°C ; nhiệt độ của bề mặt ống truyền nhiệt tiếp xúc với benzen: 40°C . Hãy xác định hệ số cấp nhiệt của benzen.

GIẢI:

Xác định chế độ chuyển động của benzen ở 40°C :

$$Re = \frac{W \cdot d\rho}{\mu} = \frac{0,08 \times 0,053 \times 858}{0,492 \cdot 10^{-3}} = 7400 < 10^4$$

tức là benzen chuyển động ở chế độ quá độ.

trong đó: μ - hệ số độ nhớt động của benzen ở 40°C ;

ρ - khối lượng riêng của benzen ở 40°C .

Để chọn được công thức tính toán khi $Re < 10.000$, ta xác định các chuẩn số Gr , Pr và Re ở nhiệt độ:

$$t = 0,5(t_{tb} + t_T) = 0,5(40 + 70) = 55^\circ\text{C}.$$

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t \cdot g}{\mu^2} = \frac{(0,053)^3 \cdot (481)^2 \cdot 0,0394 \cdot 9,81}{0,413^2 \cdot 10^{-3}} = 239 \cdot 10^6$$

$$Pr = \frac{C \cdot \mu}{\lambda} = \frac{1800 \cdot 0,413 \cdot 10^{-3}}{0,14} = 5,31$$

$$Re = \frac{W \cdot d \rho}{\mu} = \frac{0,8 \cdot 0,053 \cdot 841}{0,413 \cdot 10^{-3}} = 8630$$

trong đó: $\rho = 841 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của benzen ở 55°C ;

$$\beta \Delta t = \frac{v_1 - v_2}{v_1} = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} = \frac{858 - 825,5}{825,5} = 0,0394.$$

ở đây: $\rho_1 = 858$ và $\rho_2 = 825,5$ - khối lượng riêng của benzen ở 40°C và ở 70°C ;

$\mu = 0,413 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$ - độ nhớt động của benzen ở 55°C ;

$C = 1800 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ - nhiệt dung riêng của benzen ở 55°C .

Tích $Gr.Pr = 239 \cdot 10^6 \cdot 5,31 = 12,7 \cdot 10^8$. Khi giá trị của $10^6 < Gr.Pr < 12 \cdot 10^6$ và khi $Re > 3500$ đối với ống nằm ngang ta dùng công thức:

$$\begin{aligned} Nu &= 0,022 Re^{0,8} Pr^{0,4} \left(\frac{\mu}{\mu_T} \right)^{0,14} = \\ &= 0,022 (8630)^{0,8} \cdot (5,31)^{0,4} \left(\frac{0,413}{0,36} \right)^{0,14} = 61,6 \end{aligned}$$

trong đó: $\mu_T = 0,36 \cdot 10^{-3}$ - độ nhớt động của benzen ở $t_T = 70^\circ\text{C}$.

Hệ số cấp nhiệt của benzen trong ống nằm ngang:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{61,6 \cdot 0,14}{0,053} = 162,7 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

Đối với ống chùm thẳng đứng:

$$\begin{aligned} Nu &= 0,037 Re^{0,75} Pr^{0,4} \left(\frac{\mu}{\mu_T} \right)^{0,11} = \\ &= 0,037 (8630)^{0,75} \cdot (5,31)^{0,4} \left(\frac{0,413}{0,36} \right)^{0,11} = 65,6 \end{aligned}$$

Hệ số cấp nhiệt trong trường hợp này:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{65,6 \cdot 0,14}{0,053} = 173,7 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

5.1.1.15. Toluen được đun nóng trong ống truyền nhiệt có đường kính trong là 21 mm. Chiều dài ống là 4m, vận tốc của toluen: 0,05 m/s. Nhiệt độ

trung bình của toluen là 30°C . Nhiệt độ bề mặt tường tiếp xúc với toluen là 50°C . Hãy xác định hệ số cấp nhiệt của toluen.

GIẢI:

Xác định chế độ chuyển động của toluen ở $t' = 30^{\circ}\text{C}$.

$$Re = \frac{W.d.\rho}{\mu} = \frac{0,05.0,021.856}{0,522.10^{-3}} = 1720$$

trong đó: $\rho = 856 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của toluen ở 30°C ;

$\mu = 0,522.10^{-3} \text{ Ns/m}^2$ - độ nhớt của toluen ở 30°C .

Để chọn công thức tính toán khi $Re < 10^4$ ta tính các chuẩn số Pr , Gr và Re ở nhiệt độ trung bình $t = 0,5 (30 + 50) = 40^{\circ}\text{C}$.

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} = \frac{(0,021)^3 . 847^2 . 1,11.10^{-3} (50 - 40) 9,81}{0,466^2 . 10^{-6}} = 3,33.10^6$$

trong đó: $\rho = 847 \text{ kg/m}^3$ - độ nhớt của toluen ở 40°C ;

$\beta = 1,11.10^{-3} 1/^{\circ}\text{C}$ - hệ số giãn nở thể tích của toluen ở 40°C ;

$\mu = 0,466.10^{-3} \text{ Ns/m}^2$ - độ nhớt của toluen ở 40°C .

$$Pr = \frac{C.\mu}{\lambda} = \frac{1718.0,466.10^{-3}}{0,14} = 5,72$$

trong đó: $C = 1718 \text{ J/kg}^{\circ}\text{C}$ - nhiệt dung riêng của toluen ở 40°C ;

λ - hệ số dẫn nhiệt của toluen.

$$Re = \frac{W.d\rho}{\mu} = \frac{0,05.0,021.847}{0,466.10^{-3}} = 1900$$

Tích số $Gr.Pr = 3,33 . 10^6 . 5,72 > 8.10^5$, do đó các công thức được sử dụng:

a) Đối với các ống nằm ngang khi $Re < 3.500$ thì:

$$\begin{aligned} Nu &= 0,8 \left(Pe \frac{d}{L} \right)^{0,4} (Gr.Pr)^{0,1} Pr^{0,4} \left(\frac{\mu}{\mu_T} \right)^{0,14} = \\ &= 0,8 \left(1900.5,72 \frac{0,021}{4} \right)^{0,4} (19.10^6)^{0,1} \left(\frac{0,466}{0,42} \right)^{0,14} = 21,75 \end{aligned}$$

trong đó: $Pe = RePr = 1900.5,72$;

$\mu = 0,42.10^{-3} \text{ Ns/m}^2$ · hệ số độ nhớt động học của toluen ở 50°C .

$$\text{Do đó: } \alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{21,75 \cdot 0,14}{0,021} = 145 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

b) Đối với các ống thẳng đứng, chất lỏng chuyển động từ dưới lên khi được đun nóng thì:

$$Nu = 0,037 Re^{0,75} Pr^{0,4} \left(\frac{\mu}{\mu_T} \right)^{0,11} = 0,037 \cdot 1900^{0,75} \cdot 5,72^{0,4} \left(\frac{0,466}{0,42} \right)^{0,11} = 21,17$$

trong đó: $\mu = 0,42.10^{-3} \text{ Ns/m}^2$ · hệ số độ nhớt động học của toluen ở 50°C .

$$\text{Bởi vậy: } \alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{21,17 \cdot 0,14}{0,021} = 141 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

5.1.1.16. Dung dịch nước muối canxi clorua nồng độ 24,7% khối lượng. Chảy trong ống của thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm có nhiệt độ trung bình $t_{tb} = -20^\circ\text{C}$, vận tốc 0,1 m/s. Đường kính trong của ống là 21 mm chiều dài ống: 3 m; nhiệt độ trung bình của thành ống tiếp xúc với dung dịch nước muối $t_T = -10^\circ\text{C}$.

Hãy xác định hệ số cấp nhiệt của canxi clorua.

GIẢI:

Chuẩn số Re ở $t_{tb} = -20^\circ\text{C}$ (khi nồng độ khoảng 25%):

$$Re = \frac{W d \rho}{\mu} = \frac{0,1 \cdot 0,021 \cdot 1248}{99,96 \cdot 10^{-4}} = 262$$

Để chọn được công thức tính toán khi $Re < 10^4$ ta xác định các chuẩn số Gr , Pr và Re ở nhiệt độ:

$$t = 0,5(t_T + t_{tb}) = 0,5[(-10) + (-20)] = -15^\circ\text{C}$$

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t \cdot g}{\mu^2} = \frac{(0,021)^3 \cdot 1246^2 \cdot 0,00361 \cdot 9,81}{81,32^2 \cdot 10^{-8}} = 0,77 \cdot 10^4$$

$$Pr = \frac{C \cdot \mu}{\lambda} = \frac{2861 \cdot 81,32 \cdot 10^{-4}}{0,467} = 49,8$$

$$Re = \frac{W d \rho}{\mu} = \frac{0,01 \cdot 0,021 \cdot 1246}{0,467} = 322$$

trong đó: $\rho = 1246 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của dung dịch nước muối ở $t_o = -15^\circ\text{C}$;

$\beta \Delta t$ - khối lượng riêng của dung dịch nước muối, ở $t_{tb} = -20^\circ\text{C}$ và ở $t_T = -10^\circ\text{C}$. $\beta \Delta t$ là:

$$\beta \Delta t = \frac{v_2 - v_1}{v_1} = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} = 0,00361;$$

$\mu = 81,32 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$ - độ nhớt động học ở $t = -15^\circ\text{C}$;

$C = 2861 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ - nhiệt độ dung riêng của dung dịch nước muối ở -15°C ;

$\lambda = 0,467 \text{ W/m}^2\text{C}$ - hệ số dẫn nhiệt của dung dịch ở $t = -15^\circ\text{C}$.

Tích số $Gr.Pr = 0,77 \cdot 10^4 \times 49,8 = 3,84 \cdot 10^4 < 8 \cdot 10^5$ công thức tính toán đối với ống nằm ngang cũng như thẳng đứng:

$$\begin{aligned} Nu &= 1,55 \left(Pe \frac{d}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_T} \right)^{0,14} = \\ &= 1,55 \left(322 \cdot 49,8 \frac{0,021}{3} \right)^{1/3} \left(\frac{81,32}{62,69} \right)^{0,14} = 7,24. \end{aligned}$$

trong đó: $\mu_T = 62,69 \cdot 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$ - độ nhớt của dung dịch nước muối ở $t_T = -10^\circ\text{C}$.

Hệ số cấp nhiệt của dung dịch nước muối:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{7,24 \cdot 0,467}{0,021} = 161 \text{ W/m}^2\text{.}^\circ\text{C}.$$

5.1.1.17. Theo các điều kiện của ví dụ 5.1.1.16. Hãy tính toán hệ số cấp nhiệt ứng với vận tốc: 1,24 m/s.

GIẢI:

Xác định chế độ của chuyển động của dung dịch:

$$Re = \frac{W d \rho}{\mu} = \frac{1,24 \cdot 0,021 \cdot 1246}{81,32 \cdot 10^{-4}} = 4000$$

Khi tích số $Gr.Pr = 3,84.10^5 < 8.10^5$ trong khoảng $2300 < Re = 4000 < 10.000$, tính toán gần đúng hệ số cấp nhiệt theo đồ thị [5].

$$\text{Khi } Re = 4000 \text{ thì } Nu = 12.Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} = 12.49,8^{0,43} \left(\frac{49,8}{37,77} \right)^{0,25} = 69.$$

$$\text{trong đó: } Pr = \frac{2874.62,69.10^{-4}}{0,477} = 37,77 \quad \text{khí } t = -10^\circ\text{C}.$$

$$\text{Do đó: } \alpha = \frac{Nu.\lambda}{d} = \frac{69.0,467}{0,021} = 1535 \text{ W/m}^2.\text{ }^\circ\text{C}.$$

5.1.1.18. Hãy xác định hệ số cấp nhiệt của không khí trong thiết bị đun nóng loại ống chùm đường kính ngoài mỗi ống là 44,5 mm, các ống được xếp thành sáu dãy thẳng hàng. Số ống trong các dãy đều bằng nhau. Lưu thể nóng đi trong ống; không khí đi ngoài ống theo hướng vuông góc với các ống truyền nhiệt, nhiệt độ trung bình của không khí từ 200°C . vận tốc trung bình của không khí qua chỗ hẹp nhất là 12 m/s.

GIẢI:

Xác định chế độ chuyển động Re của không khí:

$$Re = \frac{W.d\rho}{\mu} = \frac{12.0,0445.0,745}{0,026.10^{-3}} = 15.300$$

trong đó: $\rho = 1,293 \frac{273}{473} = 0,745 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của không khí ở 200°C ;

$\mu = 0,026.10^{-3} \text{ Ns/m}^2$ - độ nhớt động học của không khí ở 200°C [3].

Chuẩn số $Re > 10.000$ nên:

$$Nu = 0,0356.\varepsilon_\phi Re^{0,6} = 0,0356.1.15.300^{0,6} = 115$$

trong đó: $\varepsilon = 1$.

Hệ số cấp nhiệt:

$$\alpha = \frac{Nu.\lambda}{d} = \frac{115.0,00395}{0,0445} = 102 \text{ W/m}^2.\text{ }^\circ\text{C}.$$

trong đó: $\lambda = 0,00395 \text{ W/m}^2.\text{ }^\circ\text{C}$ - hệ số dẫn nhiệt của không khí ở 200°C .

5.1.1.19. Trong điều kiện của ví dụ 5.1.18 - hệ số cấp nhiệt của không khí sẽ thay đổi như thế nào nếu các ống truyền nhiệt được xếp xen kẽ.

GIẢI:

Nếu vận tốc tính toán của không khí cũng tương đương với vận tốc của không khí trong ví dụ 5.1.18 thì trong công thức xác định Nu hay α thì phải đưa vào hệ số $\varepsilon_\phi = 0,6$ [xem công thức (1.43)].

$$\varepsilon_\phi \alpha = 0,6 \cdot 102 = 61 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

5.1.1.20. Trong thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm thẳng đứng gồm 61 ống $\phi 32 \times 2,5$ mm, cao 1,25 m. Người ta cho cacbon tetraclorua chảy thành màng mỏng bên trong ống với lưu lượng $13 \text{ m}^3/\text{h}$; nhiệt độ trung bình của cacbon tetraclorua là 50°C . Nhiệt độ mặt trong của thành ống 24°C . Hãy xác định hệ số cấp nhiệt từ cacbon tetraclorua đến thành ống truyền nhiệt.

GIẢI:

Công thức xác định hệ số cấp nhiệt phụ thuộc vào chế độ chuyển động. Trong các công thức này thì các hằng số vật lý đều được xác định theo nhiệt độ trung bình của màng (lớp giới hạn):

$$t_{tb} = \frac{t_l + t_T}{2} = \frac{50 + 24}{2} = 37^\circ\text{C}.$$

$$\text{Chuẩn số } Re = \frac{4G}{\pi d n \mu} = \frac{4 \cdot 13 \cdot 1560}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,027 \cdot 61 \cdot 0,77 \cdot 10^{-3}} = 5660$$

trong đó: $\mu = 0,77 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$ - hệ số độ nhớt động của cacbon tetraclorua ở 37°C [3].

$Re > 2000$: màng chất lỏng chảy rối, nên chuẩn số Ga

$$Ga = \frac{H^3 \rho^2 g}{\mu^2} = \frac{1,25^3 \cdot 1560^2 \cdot 9,81}{0,77^2 \cdot 10^{-6}} = 78,6 \cdot 10^{12}$$

$$Nu = 0,01(Ga \cdot Pr \cdot Re)^{1/3} = 0,01(78,6 \cdot 10^{12} \cdot 6,566)^{1/3} = 13.900.$$

$$\text{Vậy: } \alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{H} = \frac{13900 \times 0,109}{1,25} = 1210 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

trong đó $\lambda = 0,109 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$ - hệ số dẫn nhiệt của cacbon tetraclorua ở 37°C .

5.1.1.21. Alcol isopropylic được đun nóng trong bình đối lưu tự nhiên bằng nước nóng. Nước này được bơm qua các dây ống nằm ngang đường kính ngoài 30 mm. Hãy xác định hệ số cấp nhiệt đối với alcol isopropylic nếu nhiệt độ trung bình của alcol isopropylic là 60°C; nhiệt độ trung bình của bề mặt bên ngoài các ống là 70°C.

GIẢI:

Hệ số cấp nhiệt khi chuyển động tự do của chất lỏng gần với các ống nằm ngang được tính theo công thức (1.28):

$$Nu = 0,51(Gr.Pr)^{0,25}Pr^{0,4}\left(\frac{Pr}{Pr_T}\right)^{0,25}$$

Giá trị các hằng số vật lý trong chuẩn số:

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta_{\Delta t}}{\mu^2} \quad \text{được xác định ở nhiệt độ } 60^\circ\text{C: } \rho = 752 \text{ kg/m}^3;$$

$\mu = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$; $\beta_{\Delta t}$ được tìm theo phương trình:

$$\beta_{\Delta t} = \frac{v_{t_2} - v_{t_1}}{v_{t_1}}; \quad \text{với } v_{t_1} - \text{thể tích riêng của alcol isopropylic ở } 40^\circ\text{C}.$$

v_{t_2} - thể tích riêng của alcol isopropylic ở 60°C.

Thể tích riêng có thể tính theo phương trình:

$$v_t = v_0(1 + at + bt^2 + ct^3)$$

Trong số tay đối với alcol isopropylic thì giá trị các hệ phương trình trên:

$$a = 1,043 \cdot 10^{-3}; b = 4,43 \cdot 10^{-7}; c = 2,73 \cdot 10^{-8}. \text{ Khi đó:}$$

$$\beta_{\Delta t} = \frac{a(t_2 - t_1) + b(t_2^2 - t_1^2) + c(t_2^3 - t_1^3)}{1 + 1,043 \cdot 10^{-3} \cdot 60 + 4,433 \cdot 10^{-6} \cdot 60^2 + 2,73 \cdot 10^{-8} \cdot 60^3} = 1,35 \cdot 10^{-2}$$

$$\text{Chuẩn số } Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta_{\Delta t} \cdot g}{\mu^2} = \frac{0,03^3 \cdot 752^2 \cdot 0,0135 \cdot 9,81}{(0,8 \cdot 10^{-3})^2} = 3,13 \cdot 10^6$$

Theo độ thị [5] ta tìm được đối với alcol isopropylic ở 60°C $Pr = 19$ ở 70°C; $Pr_T = 16,5$.

$$\text{Do đó: } Nu = 0,5(Gr.Pr)^{0,25} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_f}\right)^{0,25} = 0,5(3,16 \cdot 10^6 \cdot 19)^{0,25} \left(\frac{19}{16,5}\right)^{0,25} = 46$$

Hệ số dẫn nhiệt của alcol isopropylic ở 60°C được xác định theo công thức:

$$\lambda_t = \lambda_0(1 - \varepsilon.t) = 0,154(1 - 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 60) = 0,141 \text{ W/m}^\circ\text{C}.$$

trong đó: $\lambda_0 = 0,154 \text{ W/m}^\circ\text{C}$ - độ dẫn nhiệt của alcol isopropylic ở 0°C;

$$\varepsilon = 1,4 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{Hệ số cấp nhiệt: } \alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{46 \cdot 0,141}{0,03} = 216 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

5.1.1.22. Hãy xác định hệ số cấp nhiệt của hơi benzen bão hoà ngưng tụ trên bề mặt ngoài ống chùm thẳng đứng ở áp suất thường. Năng suất của thiết bị 8500 kg/h. Đường kính ống truyền nhiệt là $\phi 25 \times 2\text{mm}$; số ống 210.

GIẢI:

Hệ số cấp nhiệt khi hơi benzen bão hòa ngưng tụ trong thiết bị ống chùm thẳng đứng được tính theo công thức:

$$\alpha = 3,78 \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^2 \cdot d \cdot n}{\mu G} \varepsilon_t}$$

Các đại lượng vật lý của benzen lỏng được lấy ở $t^\circ = 80^\circ\text{C}$

$$\lambda \approx 0,13 \text{ W/m}^\circ\text{C}; \quad \rho = 813 \text{ kg/m}^3; \quad \mu = 0,315 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2; \quad \varepsilon_t = 1$$

$$\text{Năng suất } G = \frac{8500}{3600} = 2,36 \text{ kg/s. Do đó:}$$

$$\alpha = 3,78 \cdot 0,13 \sqrt[3]{\frac{815^2 \cdot 0,025 \cdot 210}{0,316 \cdot 10^{-3} \cdot 2,36}} = 822 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

5.1.1.23. Trong thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm thẳng đứng, người ta đun sôi hỗn hợp toluen-benzen, nồng độ của benzen rất bé, nhiệt độ sôi trung bình 114°C. Bằng hơi nước bão hòa đi phía ngoài ống có $t = 136^\circ\text{C}$. Đường kính các ống truyền nhiệt $\phi 25 \times 2 \text{ mm}$.

Hãy xác định nhiệt tải riêng. Nếu hệ số cấp nhiệt từ hơi ngưng tụ đến

thành ống truyền nhiệt $\alpha_1 = 10.000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$. Nhiệt độ của tường tiếp xúc với dung dịch $t_T = 128,5^\circ\text{C}$, bỏ qua ảnh hưởng của benzen trong hỗn hợp.

GIẢI:

Hiệu số nhiệt độ trung bình: $\Delta t_{tb} = 136 - 114 = 22^\circ\text{C}$. Hệ số cấp nhiệt từ thành ống truyền nhiệt đến dung dịch, sôi:

$$\alpha_2 = b^3 \left(\frac{\lambda_2^2 \rho_2}{\mu_{20^\circ\text{C}} \cdot \sigma \cdot T_{\text{sôi}}} \right) \Delta t^2 =$$

$$= 0,093^3 \left(\frac{0,113^2 \cdot 778}{0,243 \cdot 10^{-3} \cdot 17,93 \cdot 10^{-3} \cdot 287} \right) \times (128,5 - 114)^2 = 1000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

trong đó các tính chất vật lý của dung dịch toluen lấy ở $t_{\text{sôi}} = 114^\circ\text{C}$;

$$\rho_2 = 778 \text{ kg/m}^3;$$

$$\lambda = 0,113 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C};$$

$$\mu_2 = 0,243 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2;$$

$$\sigma = 17,93 \cdot 10^{-3} \text{ N/m} - \text{sức căng bề mặt của toluen ở } 114^\circ\text{C}.$$

Ở đây $\rho_{h.T} = \frac{92,13 \cdot 273}{22,4 \cdot 387} = 2,9 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của hơi toluen ở 114°C ($92,13$ - khối lượng phân tử của toluen).

Ta lấy độ dẫn nhiệt của các lớp cặn hai phía ống truyền nhiệt bằng $\frac{1}{r} = 5800 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, độ dẫn nhiệt của thép CT₃: $\lambda = 46,5 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$. Khi đó:

$$\frac{1}{\Sigma r} = \frac{1}{\frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800}} = 2580 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{10.000} + \frac{1}{2580} + \frac{1}{1.000}} = 672 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Nhiệt tải riêng: $q = K \Delta t_{tb} = 672 \cdot 22 = 14.800 \text{ W/m}^2$.

5.1.1.24. Alcol metylic 100% được đun nóng trong các ống chùm từ $15 \div 40^\circ\text{C}$. Ở khoảng không gian ngoài ống chùm là nước nóng đi ngược chiều với alcol, được làm lạnh $90 \div 40^\circ\text{C}$. Thiết bị trao đổi nhiệt gồm 111 ống $\phi 25 \times 2 \text{ mm}$. Vận tốc alcol đi trong ống $0,75 \text{ m/s}$.

Hãy xác định bề mặt truyền nhiệt cần thiết của thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm và chiều dài của các ống truyền nhiệt. Nếu hệ số cấp nhiệt từ nước nóng đến tường $\alpha_1 = 840 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$; tổng nhiệt trở dẫn của hai lớp cặn về hai phía của tường là $1/170 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ và nhiệt độ trung bình trên bề mặt lớp cặn của tường tiếp xúc với alcol là 38°C .

GIẢI:

Hiệu số nhiệt độ trung bình:

$$\begin{array}{ccc} 90^\circ\text{C} & \longrightarrow & 40^\circ\text{C} \\ & & \\ 40^\circ\text{C} & \longleftarrow & 15^\circ\text{C} \end{array} \Rightarrow \frac{50 + 25}{2} = 37,5^\circ\text{C}$$

$\Delta t_d = 50 \qquad \Delta t_c = 25$

Nhiệt độ trung bình là alcol: $t_2 = 0,5 (40 + 15) = 27,5^\circ\text{C}$.

Lưu lượng khối lượng alcol: $G_2 = n \cdot \frac{\pi d^2}{4} W_2 \rho_2 =$

$$= 111 \frac{\pi 0,021^2}{4} 0,75 \cdot 785 = 22,6 \text{ kg/s.}$$

trong đó: $\rho_2 = 785 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của alcol ở $27,5^\circ\text{C}$.

Chuẩn số Reynolds đối với alcol là:

$$Re = \frac{W_2 \cdot d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{0,75 \cdot 0,021 \cdot 785}{0,53 \cdot 10^{-3}} = 23000$$

trong đó: $\mu_2 = 0,53 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$ - hệ số độ nhớt động học của alcol ở $27,5^\circ\text{C}$.

Chuẩn số Prandtl của alcol là:

$$Pr = \frac{C_2 \cdot \mu_2}{\lambda_2} = \frac{2520 \cdot 0,53 \cdot 10^{-3}}{0,212} = 6,3.$$

trong đó: $\lambda_2 = 0,212 \text{ W/m}^\circ\text{C}$ - hệ số dẫn nhiệt của alcol ở $27,5^\circ\text{C}$.

Như vậy chế độ chảy của alcol là chảy xoáy, vì vậy, công thức tính Nu với $\varepsilon_1 = 1$ là:

$$Nu_2 = 0,021 Re_2^{0,8} Pr_2^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} = 0,021 \cdot 23000^{0,8} \cdot 6,3^{0,49} \left(\frac{6,3}{5,94} \right)^{0,25}$$

$$Nu_2 = 145.$$

$$\text{trong đó: } Pr = \frac{C_2 \cdot \mu_2}{\lambda_2} = \frac{2589 \cdot 0,48 \cdot 10^{-3}}{0,209} = 5,94$$

với C_2, μ_2, λ_2 - được xác định theo nhiệt độ của tường là 38°C .

$$\text{Khi đó: } \alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{d_2} = \frac{145 \cdot 0,212}{0,021} = 1.460 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_T}{\lambda_t} + \Sigma r_{\text{cản}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{840} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{1700} + \frac{1}{1460}} = 400 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

trong đó: $\lambda = 46,5 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$ - độ dẫn nhiệt của thép CT₃.

Lượng nhiệt trao đổi giữa hai lưu thể:

$$Q = G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2d}) = 22,6 \cdot 2520 (40 - 15) = 1,424 \cdot 10^6 \text{ W}$$

Bề mặt trao đổi nhiệt:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{tb}}} = \frac{1,424 \cdot 10^6}{400 \cdot 37,5} = 95 \text{ m}^2$$

Chiều dài của các ống truyền nhiệt theo đường kính trung bình:

$$L = \frac{F}{n \cdot \pi \cdot d_{\text{tb}}} = \frac{95}{111 \cdot \pi \cdot 0,023} = 11,85 \text{ m}$$

5.1.1.25. Không khí được đun nóng trong không gian ống truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm có hai ngăn vào và ra, từ 2°C đến 90°C ở áp suất tuyệt đối trung bình 810 mmHg. Lưu lượng thể tích của không khí ở điều kiện chuẩn 0°C và 760 mmHg) là $V_0 = 8.290 \text{ m}^3/\text{h}$. Tổng số ống truyền nhiệt là 450 ống, vậy trên mỗi ngăn có 225 ống đường kính $\phi 38 \times 2 \text{ mm}$. Hơi nước bão hòa ở áp suất tuyệt đối 2 kG/cm^2 cho vào không gian giữa các ống.

Hãy xác định bề mặt truyền nhiệt cần thiết và chiều dài các ống truyền nhiệt. Ta coi hệ số truyền nhiệt thiết bị bằng hệ số cấp nhiệt của không khí.

GIẢI:

Lưu lượng khối lượng của không khí:

$$G_2 = \frac{V_0 \rho_0}{3600} = \frac{8290 \cdot 1,293}{3600} = 2,98 \text{ kg/s}$$

trong đó: $\rho_0 = 1,293 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của không khí ở điều kiện chuẩn.

Hiệu số nhiệt độ trung bình:

$$\Delta t_{tb} = \frac{(119,6 - 2) \cdot (119,6 - 90)}{\ln \frac{119,6 - 2}{119,6 - 90}} = 63,79^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ trung bình của không khí:

$$t_{2tb} = T_1 - \Delta t_{tb} = 119,6 - 63,79 = 55,8^\circ\text{C}.$$

Khối lượng riêng của không khí ở điều kiện làm việc trung bình:

$$\rho_c = \rho_0 \cdot \frac{p \cdot T_0}{p_0 \cdot T} = 1,293 \cdot \frac{810 \cdot 273}{760(273 + 55,8)} = 1,144 \text{ kg/m}^3$$

Lưu lượng thể tích của không khí ở điều kiện làm việc trung bình:

$$v_2 = \frac{G_2}{\rho_2} = \frac{2,98}{1,144} = 2,6 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Vận tốc không khí trong các ống truyền nhiệt

$$\omega_2 = \frac{v_2}{f_2} = \frac{2,6}{225 \cdot 0,785 \cdot 0,034} = 12,76 \text{ m/s}$$

trong đó: f_2 - tiết diện cắt ngang của các ống trong một dãy chuẩn số Reynolds của không khí ở $55,8^\circ\text{C}$:

$$Re_2 = \frac{W_2 \cdot d_2 \cdot \rho_2}{\mu_2} = \frac{12,76 \cdot 0,034 \cdot 1,144}{0,02 \cdot 10^{-3}} = 24.800$$

trong đó: $\mu_2 = 0,02 \cdot 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$ - hệ số độ nhớt động học đối với không khí ở $55,8^\circ\text{C}$.

Chế độ chuyển động của không khí là chảy xoáy, nên:

$$Nu_2 = 0,018 Re_2^{0,8} \varepsilon_L = 0,018 \cdot 24800 \cdot 1 = 59$$

Do đó:
$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{d_2} = \frac{59 \cdot 0,0284}{0,034} = 49,3 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

trong đó: $\lambda_2 = 0,0284 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$ - hệ số dẫn nhiệt của không khí ở $55,8^\circ\text{C}$;

$\varepsilon_L = 1$ với giả thiết $L/d > 50$

Lượng nhiệt trao đổi giữa hai lưu thể:

$$Q = G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2d}) = 2,98 \cdot 1006 (90 - 2) = 263800 \text{ W}$$

trong đó: $C = 1006 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C}$ - nhiệt dung riêng của không khí ở $55,8^\circ\text{C}$;

Bề mặt truyền nhiệt (theo đầu bài $K \approx \alpha_2 = 49,3 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{tb}} = \frac{263.800}{49,3 \cdot 63,79} = 83,9 \text{ m}^2$$

Do hệ số cấp nhiệt α_1 của hơi nước lớn hơn rất nhiều hệ số cấp nhiệt α_2 của không khí nên bề mặt truyền nhiệt được xác định theo đường kính trong của các ống $d = 0,034 \text{ m}$

Chiều dài các ống truyền nhiệt:

$$L = \frac{F}{n \cdot \pi \cdot d_t} = \frac{89}{225 \times 3,14 \times 0,034} = 3,49 \text{ m}$$

5.1.1.26. Toluen (là chất lỏng nóng) được nạp một khối lượng là 1400 kg vào một bình kín có ống xoắn ruột gà, bề mặt ống xoắn là $3,2 \text{ m}^2$. Nước lạnh đi trong ống xoắn có nhiệt độ ban đầu $t_1 = 13^\circ\text{C}$. Hỏi thời gian cần làm lạnh lượng toluen trên từ 105°C đến 25°C là bao nhiêu? Nếu lấy hệ số truyền nhiệt $K = 255 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ và lượng nước lạnh là bao nhiêu?

GIẢI:

Ở đây, quá trình làm lạnh toluen bằng nước lạnh là quá trình gián đoạn, nên động lực trung bình phải tính theo công thức:

$$\Delta t_{tb} = \frac{T_1 - T_2}{\ln \frac{T_1 - T_1}{T_2 - T_2}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A}$$

trong đó: $A = \frac{T_2 - t_1}{T_2 - t_2}$.

$T_1 = 105^\circ\text{C}$ - nhiệt độ ban đầu của toluen;

$T_2 = 25^\circ\text{C}$ - nhiệt độ cuối của toluen;

$t_1 = 13^\circ\text{C}$ - nhiệt độ ban đầu của nước lạnh.

Do nhiệt độ cuối quá trình làm lạnh của toluen là $T_2 = 25^\circ\text{C}$, nên ta chọn nhiệt độ nước lạnh đi ra $t_2 = 18^\circ\text{C}$.

$$\text{Vậy: } \Delta t_{tb} = \frac{105 - 25}{\ln \frac{105 - 13}{25 - 13}} \cdot \frac{1,715 - 1}{1,715 \ln 1,715} = 30,5^\circ\text{C}$$

$$\text{trong đó: } A = \frac{25 - 13}{25 - 18} = 1,715$$

Lượng nhiệt trao đổi giữa toluen với nước:

$$Q = 1400 \cdot 1,8 \cdot 10^3 (105 - 25) = 2016 \cdot 10^5 \text{ J}$$

trong đó: $C = 1,8 \cdot 10^3 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ - nhiệt dung riêng của toluen ở nhiệt độ trung bình 65°C .

Thời gian cần làm lạnh toluen được xác định từ phương trình:

$$\tau = \frac{Q}{K \cdot F \cdot \Delta t_{tb}} = \frac{2016 \cdot 10^5}{255 \cdot 3 \cdot 2 \cdot 30,5} = 8100 \text{ s} = 2,25 \text{ h.}$$

$$\text{Lượng nước lạnh tiêu tốn: } G_n = \frac{Q}{\tau(t_{tb} - t_1)C_{tb}}$$

trong đó: t_{tp} - nhiệt độ trung bình của nước lạnh được xác định theo công thức:

$$\text{Vậy: } t_{tb} = t_1 + \Delta t_{tb} \cdot \ln A = 13 + 30,5 \cdot \ln 1,715 = 29,3.$$

$$\text{Vậy: } G_n = \frac{2016 \cdot 10^5}{2,25 \cdot 4190 (29,3 - 13)} = 1312 \text{ kg.}$$

5.1.1.27. Xác định lượng nhiệt tổn thất do bức xạ qua bề mặt của thiết bị hình trụ bằng thép đặt trong phòng, trên thành thiết bị có phủ một lớp sơn. Kích thước của thiết bị như sau: $H = 2 \text{ m}$; $D = 1 \text{ m}$; kích thước phòng cao 4 m dài 10 m rộng 6 m. Nhiệt độ thành thiết bị là 70°C , nhiệt độ không khí trong phòng là 20°C . Đồng thời xác định lượng nhiệt tổn thất chung bằng bức xạ và đối lưu.

GIẢI:

Nhiệt tổn thất do bức xạ:

$$Q = C_{1-2} F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_o} \right) \frac{F_1}{F_2}}, \text{ W/m}^2(\text{°K})^4$$

trong đó: $T_1 = 273 + 70 = 343^\circ\text{K}$;

$$T_2 = 273 + 20 = 293^\circ\text{K};$$

$$F_1 = \pi \cdot D \cdot H + 2 \frac{\pi D^2}{4} = 3,14 \cdot 1,2 + 2,0,785 \cdot 1^2 = 7,85 \text{ m}^2;$$

$$F_2 = 2(4,6 + 4,10 + 6,10) = 248 \text{ m}^2;$$

Vì diện tích F_2 rất lớn so với F_1 , nên hệ số bức xạ chung $C_{1-2} \approx C_1$.

Đối với sắt oxyt thì giá trị của độ đen trung bình $\varepsilon = 0,85$. Do đó $C_1 = 5,7 \cdot 0,85 = 4,84 \text{ W/m}^2(\text{°K})^4$.

Tổn thất nhiệt do bức xạ:

$$Q = C_{1-2} F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = 4,84 \cdot 7,85 (3,43^4 - 2,93^4) = 2490 \text{ W}.$$

Lượng nhiệt tổn thất chung bằng lượng nhiệt tổn thất do bức xạ và do đối lưu, được xác định theo công thức:

$$Q = \alpha F (t_T - t_K)$$

$$\text{Với } \alpha = \alpha_{bx} + \alpha_{dl} = 9,74 + 0,07 \Delta t$$

$$= 9,74 + 0,07(70 - 20) = 13,2 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Vậy lượng nhiệt tổn thất chung:

$$Q = 13,2 \cdot 7,85 (70 - 20) = 5200 \text{ W}.$$

5.1.2. Bài tập

5.1.2.1. Nhiệt độ của thành ống truyền nhiệt loại ống xoắn ruột gà $\phi 38 \times 2,5$ mm bằng thép CT₃ tăng lên bao nhiêu lần nếu phủ lên nó 1 lớp men dày 0,5 mm? Hệ số dẫn nhiệt của lớp men: $1,05 \text{ W/m}^\circ\text{C}$.

ĐÁP SỐ: Tăng 10 lần.

5.1.2.2. Một ống dẫn hơi dài 40 m đường kính $\phi 51 \times 2,5$ mm được bọc một cách nhiệt dày 30 mm. Nhiệt độ bề mặt ngoài của lớp cách nhiệt: $t_2 = 45^\circ\text{C}$, bề mặt trong $t_1 = 175^\circ\text{C}$. Hãy xác định lượng nhiệt tổn thất cả ống dẫn hơi này trong 1 h. Hệ số dẫn nhiệt của lớp cách nhiệt $\lambda = 0,116 \text{ W/m}^\circ\text{C}$.

ĐÁP SỐ: 1,75 kJ.

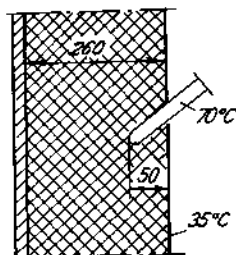
5.1.2.3. Một ống thép đường kính 60×3 mm được bọc một lớp cách nhiệt dày 30 mm và phía ngoài được phủ lớp sovelit (85% magnesit + 15% amiăng). Nhiệt độ thành ống phía trong -110°C , mặt ngoài của lớp cách nhiệt 10°C . Tính độ lạnh tổn thất trong 1 h của 1 mét chiều dài.

ĐÁP SỐ: 136 kJ/h.

5.1.2.4. Độ lạnh tổn thất sẽ thay đổi như thế nào trong điều kiện bài 5.1.2.3 nếu như lớp bên trong làm bằng sovelit dày 40 mm bên ngoài là lớp bần dày 30 mm.

ĐÁP SỐ: Tăng gần 23%.

5.1.2.5. Tìm nhiệt độ bề mặt trong của lớp lót nổi hấp (hình 5.6). Nếu nhiệt độ bề mặt ngoài của nó là 35°C . Chiều dày lớp lót là 260 mm. Nhiệt kế cắm sâu vào 50 mm kể từ bề mặt ngoài và chỉ số 70°C . Hệ số dẫn nhiệt của lớp lót (lớp cách nhiệt) là $0,5819 \text{ W/m}^\circ\text{C}$.



Hình 5.6. Bài tập 5.1.2.5

ĐÁP SỐ: 217°C .

5.1.2.6. Tính hệ số dẫn nhiệt của

a) cloroform ở 20°C .

b) khí sunfuro SO_2 ở $t = 100^{\circ}\text{C}$ và $p = 1 \text{ ata}$;

c) dung dịch canxi clorua 30 % có nhiệt dung riêng: $328, 644 \text{ J/kg}^{\circ}\text{C}$.

ĐÁP SỐ: a) $0,14 \text{ W.m}^{\circ}\text{C}$

b) $0,017 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$

c) $0,47 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$.

5.1.2.7. Biết lượng nhiệt tổn thất ra môi trường trung bình là 2030 W , nhiệt dung riêng của dung dịch là $2,5 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$. Tìm nhiệt độ của 2 tấn dung dịch canxi clorua được đun nóng từ 10°C bằng lượng hơi đốt tiêu hao là 200 kg ($p = 2 \text{ ata}$) trong $2 \text{ h } 30 \text{ ph}$.

ĐÁP SỐ: $94,7^{\circ}\text{C}$.

5.1.2.8. Xác định lượng nhiệt trao đổi trong thiết bị ngưng tụ ngược chiều hơi cacbon sunfua 850 kg/h . Ở áp suất thường bằng nước lạnh. Hơi cacbon sunfua đi vào thiết bị có nhiệt độ 90°C , ra khỏi thiết bị thấp hơn nhiệt độ ngưng tụ 8°C . Nhiệt độ nước lạnh đi vào thiết bị là 17°C . Nhiệt dung riêng của hơi cacbon sunfua là $0,67 \cdot 10^3 \text{ J/kg}^{\circ}\text{C}$. Ngoài ra, hãy xác định lượng nước lạnh tiêu tổn tối thiểu là bao nhiêu nếu hiệu số nhiệt độ tối thiểu cho phép giữa cacbon sunfua và nước ở trong thiết bị ngưng tụ là 6°C .

ĐÁP SỐ: a) 92 kW ;

b) 3180 kg/h .

5.1.2.9. Trong một thiết bị ngưng tụ ngược chiều, người ta cho vào 120 kg/h khí cacbonic ở 70 ata ở 80°C ngưng tụ thành lỏng chảy ra khỏi thiết bị ở áp suất đó và ở nhiệt độ ngưng tụ. Hiệu số nhiệt độ tối thiểu cho phép giữa cacbonic lỏng và nước lạnh ở trong thiết bị là 5°C . Xác định lưu lượng nước lạnh cần thiết nếu nước lạnh đi vào thiết bị ở $t = 13^{\circ}\text{C}$.

ĐÁP SỐ : 263 kg/h .

5.1.2.10. Cần làm lạnh 1930 kg/h alcol *n*-butylic từ 90°C đến 50°C trong thiết bị trao đổi nhiệt ngược chiều có bề mặt truyền nhiệt là 6 m². Dùng nước để làm lạnh có nhiệt độ ban đầu 18°C. Hệ số truyền nhiệt $K = 233 \text{ W/m}^2\text{°C}$. Hỏi lượng nước lạnh tiêu tốn là bao nhiêu?

ĐÁP SỐ: 3,86 m³/h.

5.1.2.11. Một dung dịch đặc nóng từ thiết bị cô đặc có nhiệt độ 106°C được dùng để đun nóng một dung dịch loãng từ nhiệt độ 10°C đến 50°C. Dung dịch đặc nguội đến 60 °C. Hãy xác định hiệu số nhiệt độ trung bình đối với hệ thống xuôi chiều và ngược chiều.

ĐÁP SỐ: Ngược chiều $\Delta t_{tb} = 60,5^\circ\text{C}$; xuôi chiều $\Delta t_{tb} = 36,8^\circ\text{C}$.

5.1.2.12. Một thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm có 19 ống đồng thau $\phi 18 \times 2 \text{ mm}$ dài 1,2 m. Hỏi thiết bị này có đủ bề mặt trao đổi nhiệt để ngưng tụ 350 kg/h alcol etylic, nếu hệ số truyền nhiệt $K = 698,3 \text{ W/m}^2\text{°C}$; nhiệt độ đầu và cuối của nước lạnh là 15°C và 35°C, ngưng tụ alcol ở áp suất thường, quá trình ngưng tụ không kèm theo làm lạnh.

ĐÁP SỐ: Bề mặt truyền nhiệt không đủ.

5.1.2.13. Xác định hệ số truyền nhiệt K của thiết bị trao đổi nhiệt loại ống xoắn ruột gà, bề mặt trao đổi nhiệt 48 m², đun nóng 85,5 tấn/h, nước từ 77°C đến 95 °C bằng hơi nước bão hòa dưới áp suất 0,23 at.

ĐÁP SỐ: 2130 W/m²°C.

5.1.2.14. Hệ số truyền nhiệt sẽ thay đổi như thế nào nếu ta thay ống thép đường kính $\phi 38 \times 2,5 \text{ mm}$ bằng ống đồng cùng có kích thước như vậy:

a) trong thiết bị gia nhiệt không khí bằng hơi nước bão hoà với $\alpha_{\text{không khí}} = 40, 756 \text{ W/m}^2\text{°C}$; $\alpha_{\text{hơi}} = 11369 \text{ W/m}^2\text{°C}$.

b) trong thiết bị cô đặc với $\alpha_{\text{dung dịch sôi}} = 2273,8 \text{ W/m}^2\text{°C}$. $\alpha_{\text{hơi}} = 11369 \text{ W/m}^2\text{°C}$.

Không tính đến lớp cặn.

ĐÁP SỐ: a) không thay đổi;

b) tăng khoảng 8,2 %.

5.1.2.15. Chiều dài cần thiết của thiết bị trao đổi nhiệt ngược chiều loại "ống lồng ống" là bao nhiêu, để làm lạnh $0,83 \text{ m}^3/\text{h}$, cacbon sunfua từ nhiệt độ sôi dưới áp suất thường đến 22°C , nước làm lạnh được đốt nóng từ 14°C đến 25°C . Hệ số cấp nhiệt của cacbonsulfua; $\alpha_1 = 267,7 \text{ W/m}^2\text{.}^\circ\text{C}$. $\alpha_{\text{nước}} = 721 \text{ W/m}^2\text{.}^\circ\text{C}$. Đường kính trong của ống trong là 75 mm . Bỏ qua lớp cặn. Xác định lưu lượng nước lạnh.

ĐÁP SỐ: $L = 13,5\text{m}$; $G_n = 0,572 \text{ m}^3/\text{h}$

5.1.2.16. Tính chuẩn số Pr ở áp suất thường:

- a) đối với amoniac ở 20°C ;
- b) đối với khí cacbonic ở 0°C và ở 200°C .

ĐÁP SỐ: a) $Pr = 0,945$

b) ở 0°C $Pr = 0,835$ và ở 200°C $Pr = 0,749$.

5.1.2.17. Tính hệ số cấp nhiệt của axit sunfuric 98% chảy qua khoảng không gian của thiết bị trao đổi nhiệt loại "ống lồng ống" với vận tốc $0,7 \text{ m/s}$. Nhiệt độ trung bình của axit là 70°C . Nhiệt độ trung bình của thành ống là 60°C . Đường kính ống ngoài của thiết bị trao đổi nhiệt là $54 \times 4,5 \text{ mm}$, đường kính ống trong $26 \times 3 \text{ mm}$.

ĐÁP SỐ: $\alpha = 665,75 \text{ W/m}^2\text{.}^\circ\text{C}$.

5.1.2.18. Trong thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm có 19 ống $\phi 16 \times 2 \text{ mm}$, alcol metylic với năng suất 3700 kg/h đi trong các ống truyền nhiệt và được gia nhiệt từ 10°C đến 50°C . Hãy xác định hệ số cấp nhiệt của alcol nếu lấy nhiệt độ của tường (thành ống) tiếp xúc với alcol là 60°C .

ĐÁP SỐ: $\alpha = 1420 \text{ W/m}^2\text{.}^\circ\text{C}$.

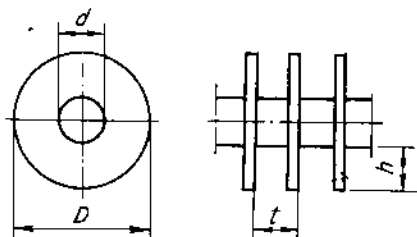
5.1.2.19. Không khí ở áp suất thường được đun nóng từ 0°C đến 120°C trong thiết bị ống chùm $\phi 26 \times 3 \text{ mm}$ bằng hơi nước bão hòa. Hãy so sánh hệ số truyền nhiệt đối với hai trường hợp:

- a) không khí đi trong ống ($L/d > 50$) còn hơi bão hòa đi ngoài ống;
- b) không khí đi ngoài ống có tấm ngăn ngang, còn hơi bão hòa đi trong ống.

Trong cả hai trường hợp ta lấy vận tốc không khí là 10 m/s.
 $\alpha_{\text{hơi bão hoà}} = 1164 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$. Các ống phân bố xen kẽ.

ĐÁP SỐ: $K_1 = 43 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$. $K_2 = 71 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

5.1.2.20. Xác định hệ số truyền nhiệt trong thiết bị ống gân (cánh tản nhiệt) (hình 5.7) có $d = 57 \text{ mm}$, $D = 120 \text{ mm}$, $t = 13 \text{ mm}$. Không khí ở áp suất thường đi phía ngoài và vuông góc với ống gân, được đun nóng từ 10°C đến 80°C bằng hơi bão hòa đi trong ống. Vận tốc khí tại tiết diện tự do bé nhất là 8 m/s. Các ống gân được xếp thẳng hàng.



Hình 5.7. Bài tập 5.1.2.20

ĐÁP SỐ: $33,753 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

5.1.2.21. Xác định hệ số cấp nhiệt của hơi alcol etylic bão hòa được ngưng tụ ở áp suất thường trong hai trường hợp:

a) ngưng tụ trên bên mặt ngoài của ống nằm ngang đường kính 50x3 mm;

b) ngưng tụ trên bề mặt trong của ống thẳng đứng cao 1,5 m.

Nhiệt độ của bề mặt tường trong cả hai trường hợp là 48°C .

ĐÁP SỐ: a) $1711 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$; b) $1187 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

5.1.2.22. Một thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm gồm 19 ống $\phi 46 \times 3 \text{ mm}$. Nước chảy trong ống với vận tốc 0,7 m/s được đun nóng từ 12°C đến 80°C . Xác định hệ số cấp nhiệt đối với nước nếu nhiệt độ bề mặt tiếp xúc với nước là 90°C .

ĐÁP SỐ: $\alpha = 3922 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

5.1.2.23. Trong thiết bị làm lạnh kiểu ống xoắn ruột gà, toluen với lưu lượng 1,5 tấn/h đi trong ống được làm lạnh từ 90°C đến 30°C . Nước làm lạnh

đi ngược chiều phía ngoài ống nhiệt độ tăng từ 15°C đến 40°C . Ống xoắn ruột gà làm bằng thép có $\phi 57 \times 3,5$ mm; $\alpha_{\text{nước}} = 582 \text{ W/m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}$. Đường kính vòng xoắn là 0,4 m. Hãy xác định chiều dài của ống truyền nhiệt cần thiết và lưu lượng nước lạnh

ĐÁP SỐ: $L = 39\text{m}$. $G_n = 1510 \text{ kg/h}$.

5.1.2.24. Cần làm bay hơi 1.600 kg/h chất lỏng sôi ở $t = 137^{\circ}\text{C}$ và chảy vào một thiết bị bốc hơi ở nhiệt độ này. Nhiệt hoá hơi của chất lỏng $r = 377 \text{ kJ/kg}$. Nhiệt độ của hơi đốt không được nhỏ hơn 150°C . Nhiệt dung riêng của hơi đốt là $2,14 \text{ kg}^{\circ}\text{C}$.

Hãy xác định lượng hơi đốt tiêu tốn:

- a) hơi bão hòa khô 4 at;
- b) hơi quá nhiệt đến 250°C ở $p = 4$ at;
- c) hơi quá nhiệt đến 250°C ở $p = 3$ at.

Biểu diễn quá trình biến đổi trạng thái của hơi đốt trên đồ thị $T - S$.

ĐÁP SỐ: a) 286 kg/h;

b) 259 kg/h

c) 2830 kg/h.

5.1.2.25. Người ta cho hơi bão hòa dưới áp suất 4ata đi vào ống dẫn hơi nằm ngang $\phi 51 \times 2,5$ mm dài 50 m. Hãy xác định lượng nước ngưng tụ tạo thành trong 1 ngày đêm trong ống không bọc lớp cách nhiệt. Nhiệt độ không khí xung quanh 15°C .

ĐÁP SỐ: 772 kg/ngày đêm.

5.1.2.26. Hối lượng nhiệt tổn thất sẽ giảm đi bao nhiêu phần trăm nếu ống dẫn hơi của bài 5.1.2.25. được bọc một lớp cách nhiệt dày 40 mm có độ dẫn nhiệt $\lambda = 0,093 \text{ W/m} \cdot ^{\circ}\text{C}$.

ĐÁP SỐ: Trên 90%.

5.2. TÍNH TOÁN THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT GIÁN TIẾP

5.2.1. Ví dụ

5.2.1.1. Tính toán thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm để gia nhiệt hỗn hợp 35% khối lượng benzen, 65% khối lượng toluen từ nhiệt độ $t_f = 25^\circ\text{C}$ đến nhiệt độ sôi của hỗn hợp ở áp suất thường bằng hơi nước bão hòa 120°C . Năng suất 5,5 tấn/h.

GIẢI:

Do kết cấu của thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm, nên lưu thể nào sạch (không tạo ra cặn bẩn trên bề mặt truyền nhiệt, làm giảm hệ số dẫn nhiệt) người ta cho đi khoảng không gian ngoài ống, còn lưu thể nào tạo ra cặn bẩn trong quá trình làm việc thì cho đi trong ống. Ngoài ra, lưu thể nào có áp suất lớn người ta cũng cho đi trong ống, vì ống chịu được áp suất lớn hơn vỏ. Với bài này, ta cho hơi nước bão hòa đi khoảng không gian ngoài ống. Hỗn hợp cho đi trong ống.

1) Tính lượng nhiệt trao đổi Q

$$Q = FC_p(t_F - t_f)$$

trong đó: F : lưu lượng hỗn hợp p đầu, $F = 1,528 \text{ kg/s}$;

$t_F = 95,61^\circ\text{C}$ - nhiệt độ sôi của hỗn hợp;

C_p - nhiệt dung riêng của hỗn hợp tại $t_F = 68,011^\circ\text{C}$.

Tại $\Delta t = 70,61^\circ\text{C}$ nội suy ta tính được $C_p = 1957,582 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$.

Vậy: $Q = 1,528 \cdot 1957,582 \cdot (95,61 - 25) = 211207,594 \text{ W}$.

2) Hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai lưu thể

- Hiệu số nhiệt độ lớn: ta chọn $t_{hd} = 120^\circ\text{C}$.

$$\Delta t_d = 120 - 25 = 95^\circ\text{C}.$$

- Hiệu số nhiệt độ bé:

$$\Delta t_c = 120 - 95,61 = 24,39^\circ\text{C}.$$

$$\text{Vì } \frac{\Delta t_d}{\Delta t_c} = \frac{95}{24,39} = 3,895 > 2$$

nên nhiệt độ trung bình giữa hai lưu thể được xác định theo công thức (1.101):

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_d - \Delta t_c}{2,3 \lg \left(\frac{\Delta t_d}{\Delta t_c} \right)} = \frac{95 - 24,39}{2,3 \lg \left(\frac{95}{24,39} \right)}$$

$$\Delta t_{tb} = 51,989 \text{ (}^\circ\text{C)}.$$

Nhiệt độ trung bình của từng lưu thể là:

$$\text{Hơi đốt: } t_{1tb} = 120^\circ\text{C}.$$

$$\text{Phía hỗn hợp: } t_{2tb} = 120 - 51,989 = 68,011^\circ\text{C}.$$

3) Tính hệ số cấp nhiệt cho từng lưu thể

a) Tính hệ số cấp nhiệt phía hơi nước ngưng tụ theo công thức (3.64)

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot A \cdot \sqrt[4]{\frac{r}{\Delta t_1 \cdot H}}, \text{ Wm}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

trong đó: r - ẩn nhiệt ngưng tụ lấy theo nhiệt độ hơi bão hoà, J/kg;

Δt_1 - chênh lệch nhiệt độ giữa nhiệt độ hơi đốt và nhiệt độ thành ống truyền nhiệt, $^\circ\text{C}$;

H - chiều cao ống truyền nhiệt, m; chọn $H = 2 \text{ m}$;

A - hằng số tra theo nhiệt độ màng nước ngưng.

- Ứng với $t_{hd} = 120^\circ\text{C}$ nội suy theo [3-312], ta có:

$$r = 2207 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

- Giả sử chênh lệch nhiệt độ $\Delta t_1 = 2^\circ\text{C}$ khi đó ta có nhiệt độ màng nước ngưng là:

$$t_m = 120 - \frac{2}{2} = 119^\circ\text{C}$$

- Từ $t_m = 119^\circ\text{C}$, tra bảng [3.29] ta được:

$$A = 187,55$$

Vậy:
$$\alpha_1 = 2,04 \cdot 187,55 \cdot \sqrt[4]{\frac{2207 \cdot 10^3}{2 \cdot 2}}$$

$$\alpha_1 = 10427,563 \text{ W/m}^2 \text{ độ}.$$

b) Tính hệ số cấp nhiệt phía hỗn hợp chảy xoáy α_2

Chọn $Re = 10500$

Hệ số cấp nhiệt α tính theo công thức (3.32)

$$Nu = 0,021 \varepsilon_k Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_t} \right)^{0,25}$$

$$\text{Suy ra: } \alpha = 0,021 \cdot \frac{\lambda}{d} \varepsilon_k Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_t} \right)^{0,25}$$

trong đó: Pr_t - chuẩn số Prandtl tính theo nhiệt độ trung bình của tường, còn các thông số khác tính theo nhiệt độ trung bình của dòng;

ε_k - hệ số hiệu chỉnh tính đến ảnh hưởng của tỷ số giữa chiều dài l và đường kính d của ống.

Ta chọn $d = 30 \times 2 \text{ mm}$. $H = 2 \text{ m}$. Dựa vào bảng 1.3 ta có:

$$\frac{L}{d} = \frac{2}{0,026} = 58,823 > 50$$

- Tính chuẩn số Pr theo công thức (1.22):

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda}$$

trong đó: C_p - nhiệt độ riêng của hỗn hợp ở t_{tb} ;

μ - độ nhớt của hỗn hợp ở t_{tb} ;

λ - hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp ở t_{tb} tính theo công thức (1.4):

$$\lambda = \varepsilon \cdot C_p \cdot \rho \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}}$$

ở đây: ρ - khối lượng riêng của hỗn hợp, kg/m^3 ;

M - khối lượng phân tử của hỗn hợp, kg/kmol ;

- Tại $t_{tb} = 68,011 (^{\circ}\text{C})$ nội suy theo [3.171]:

$$C_n = 1972,058 \text{ J/kg độ}$$

$$C_T = 1932,044 \text{ J/kg độ}$$

$$\rightarrow C_p = a_F \cdot C_B + (1 - a_F) \cdot C_T$$

$$C_p = 0,35 \cdot 1972,058 + (1 - 0,35) \cdot 1932,044 = 1946,049 \text{ J/kg.độ}$$

ε - hệ số phụ thuộc mức độ liên kết của chất lỏng, với chất lỏng không liên kết (benzen - toluen) thì $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$.

- Tại $t_{th} = 68,011^\circ\text{C}$ nội suy theo [3;9]:

$$\rho_B = 827,588 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_T = 819,989 \text{ kg/m}^3$$

- Hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp là:

$$\lambda = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 1946,049 \cdot 822,633 \cdot \sqrt[3]{\frac{822,633}{86,568}}$$

$$\lambda = 0,143 \text{ W/m độ}$$

- Tại $t_{th} = 68,011^\circ\text{C}$ nội suy theo [3-91]:

$$\mu_B = 0,36 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_T = 0,356 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\rightarrow \lg \mu_{hh} = x_F \lg \mu_B + (1 - x_F) \lg \mu_T$$

$$\lg \mu_{hh} = 0,388 \cdot \lg 0,36 \cdot 10^{-3} + (1 - 0,388) \cdot \lg 0,356 \cdot 10^{-3}$$

$$\rightarrow \mu_{hh} = 0,357 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\text{Do đó } Pr = \frac{1946,049 - 0,357 \cdot 10^{-3}}{0,143} = 4,858$$

• Tính chuẩn số Pr_t :

$$Pr_t = \frac{C_{pt} \cdot \mu_t}{\lambda_t}$$

- Nhiệt tải riêng về phía hơi ngưng tụ:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = 10427,563 \cdot 2$$

$$q_1 = 20855,126 \text{ W/m}^2$$

- Hiệu số nhiệt độ ở hai phía thành ống:

$$\Delta t_1 = t_{t_1} - t_{t_2} = q_1 \cdot \sum r_i$$

trong đó: t_{t_2} - nhiệt độ thành ống phía hỗn hợp, °C;

$\sum r_i$ - nhiệt trở ở hai bên ống truyền nhiệt, tính theo [3.3], $m^2 \cdot ^\circ C/W$

$$\sum r_i = r_{t_1} + \frac{\delta}{\lambda} + r_{t_2}$$

ở đây: r_{t_1}, r_{t_2} - nhiệt trở của cặn bẩn ở hai phía của tường, $m^2 \cdot ^\circ C/W$;

δ - bề dày của ống truyền nhiệt, m^2 ; chọn $\delta = 2 \text{ mm} = 0,002 \text{ m}$;

λ - hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm ống, $W/m \cdot ^\circ C$; với thép CT₃ ta có $\lambda = 46,5 \text{ W/m} \cdot ^\circ C$.

- Dựa vào bảng [3.4] ta chọn:

$$r_{t_1} = 1,16 \cdot 10^{-3}, m^2 \cdot ^\circ C/W$$

$$r_{t_2} = 0,464 \cdot 10^{-3}, m^2 \cdot ^\circ C/W$$

$$\sum r_i = 1,16 \cdot 10^{-3} + \frac{0,002}{46,5} + 0,464 \cdot 10^{-3}$$

$$\sum r_i = 1,667 \cdot 10^{-3}, m^2 \cdot ^\circ C/W.$$

Do đó:

$$\Delta t_1 = 20855,126 \cdot 1,667 \cdot 10^{-3} = 34,765 \text{ } ^\circ C$$

$$t_{t_2} = t_{t_1} - \Delta t_1 = 118 - 34,765 = 83,235 \text{ } ^\circ C$$

$$\Delta t_2 = -t_{t_2} = 83,235 - 68,011 = 15,224 \text{ } ^\circ C$$

- Tại $t_{t_2} = 83,235 \text{ } ^\circ C$ nội suy theo [3.171]:

$$C_B = 2048,749 \text{ J/kg } ^\circ C$$

$$C_T = 1994,557 \text{ J/kg } ^\circ C$$

$$\rightarrow C_{pt} = 0,35 \cdot 2048,749 + (1 - 0,35) \cdot 1994,557$$

$$C_{pt} = 2013,524 \text{ J/kg } ^\circ C$$

- Tại $t_{t_2} = 83,235 \text{ } ^\circ C$ nội suy theo [3.9]:

$$\rho_B = 811,442 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_T = 804,765 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_T = \left(\frac{0,35}{811,442} + \frac{1-0,35}{804,765} \right)^{-1} = 807,089 \text{ kg/m}^3$$

- Tại $t_{t_2} = 83,235^\circ\text{C}$ nội suy theo bảng [3.91]:

$$\mu_B = 0,307 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_T = 0,311 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$\lg \mu_T = 0,388 \lg 0,307 \cdot 10^{-3} + (1 - 0,388) \lg 0,311 \cdot 10^{-3}$$

$$\Rightarrow \mu_T = 0,309 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

Ta được: $\lambda_1 = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 2013,524 \cdot 807,089 \cdot \sqrt[3]{\frac{807,089}{86,568}}$

$$\lambda_1 = 0,144 \text{ W/m độ}$$

$$Pr_t = \frac{2013,524 \cdot 0,309 \cdot 10^{-3}}{0,144} = 4,321$$

Vậy: $\alpha_2 = 0,021 \cdot \frac{0,143}{0,026} \cdot 10500^{0,8} \cdot 4,858^{0,43} \cdot 1,03$

$$\alpha_2 = 386,854 \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$$

$$q_2 = \alpha_2 \cdot \Delta t_2 = 386,854 \cdot 15,224$$

$$q_2 = 5889,465 \text{ W/m}^2$$

• Ở đây ta thấy rằng nhiệt tải riêng về phía hơi ngưng tụ $q_1 = 20855,126 \text{ W/m}^2$ khác rất xa với nhiệt tải riêng về phía hỗn hợp chảy xoáy $q_2 = 5889,465 \text{ W/m}^2$. Mà bài toán ta đang xét là truyền nhiệt ổn định nên $q_1 = q_2 = q_{tb}$, do vậy, để tìm giá trị q_{tb} ta phải tính lặp và các kết quả tính toán được xếp vào bảng 5.3.

Bảng 5.3

Số lần tính	Phía hơi nước ngưng tụ						Nhiệt trở và hiệu số nhiệt độ	
	t_{1tb}	t_{t_1}	Δt_1	t_m	α_1	Q_1	r_t	Δt_t
1	120	118	2	119	10427,563	20855,126	$1,667 \cdot 10^{-3}$	34,765
2	120	119,2	0,8	119,6	10442,575	8354,06	$1,667 \cdot 10^{-3}$	13,926
3	120	118,835	1,165	119,418	10438,015	12160,287	$1,667 \cdot 10^{-3}$	20,271

Bảng 5.4

Số lần tính	Phía hỗn hợp chảy xoáy						
	t_{t_2}	$t_{2_{tb}}$	Δt_2	Pr_t	$(Pr/Pt)^{0,25}$	α_2	q_2
1	83,235	68,011	15,224	4,321	1,03	3 86,854	5889,465
2	105,272	68,011	37,261	3,713	1,0695	401,69	14967,371
3	98,564	68,011	30,553	3,867	1,059	397,746	2152,333

- Qua ba lần tính cộng với sự hỗ trợ của đồ thị ở hình 5.8 ta xác định được:

$$t_{t_1} = 118,835^{\circ}\text{C}$$

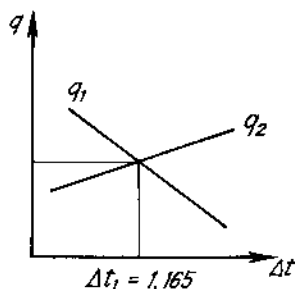
$$q_{tb} = \frac{q_1 - q_2}{q_2} = \frac{12160,287 + 12152,333}{2}$$

$$q_{tb} = 12156,310 \text{ W/m}^2$$

- Kiểm tra sai số

$$\varepsilon = \frac{q_1 - q_2}{q_2} \cdot 100 = \frac{12160,287}{12152,333} \cdot 100\%$$

$$\varepsilon = 0,06\% < 5\% \text{ (chấp nhận).}$$



Hình 5.8

4) Tính bề mặt truyền nhiệt

$$F = \frac{Q}{Q_{tb}} = \frac{211207,594}{12156,310} = 17,374 \text{ m}^2$$

5) Số ống truyền nhiệt

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d \cdot H} = \frac{17,374}{3,14 \cdot 0,028 \cdot 2} = 99 \text{ ống}$$

$$d_{td} = \frac{d_1 + d_n}{2} = \frac{0,026 + 0,03}{2} = 0,028 \text{ m}$$

• Dựa vào bảng [3.48], ta qui chuẩn và chọn tổng số ống với cách sắp xếp theo hình lục giác là $n = 127$ ống

- Số ống trên một cạnh của hình 6 cạnh là: 6

- Số ống trên đường xuyên tâm của hình 6 cạnh là 13 ống.
- Tổng số ống không kể các ống trong các hình viên phân: 127 ống.
- Số ống trong các hình viên phân là: 28 ống.

6) Đường kính trong của thiết bị đun nóng tính theo [3.49]

$$D = t(b - 1) + 4d_n, \text{ m}$$

trong đó: t - bước ống, thường lấy $t = 1,2 \div 1,5 d_n$;

d_n - đường kính ngoài của ống truyền nhiệt, m;

b - số ống trên đường xuyên tâm của hình sáu cạnh.

Vậy: $D = 1,3 \cdot 0,03 (13 - 1) + 4 \cdot 0,03$

$$D = 0,588 \text{ m}$$

Làm tròn: $D = 0,6 \text{ m} = 600 \text{ mm}$.

7) Tính lại vận tốc và chia ngăn:

- Xác định vận tốc thực:

$$\omega_t = \frac{4 \cdot F}{\pi d^2 n \rho}$$

$$F = 5500 \text{ kg/h} = 1,528 \text{ kg/s}$$

$$n = 127 \text{ ống}$$

$$d = 0,026 \text{ m}$$

$$\rho = 822,633 \text{ kg/m}^3$$

$$\Rightarrow \omega_t = \frac{1,528}{3,14 \cdot 0,026^2 \cdot 127 \cdot 822,633} = 0,027 \text{ m/s.}$$

- Xác định vận tốc giả thiết:

$$\omega_{gt} = \frac{Re \cdot \mu}{d \rho} = \frac{10500 \cdot 0,357 \cdot 10^{-3}}{0,026 \cdot 822,633}$$

$$\omega_{gt} = 0,175 \text{ m/s}$$

Vì: $\frac{\omega_{gt} - \omega_t}{\omega_{gt}} \cdot 100\% = \frac{0,175 - 0,027}{0,175} \cdot 100\% = 84,571\% > 5\%$

nên ta cần phải chia ngắn để quá trình cấp nhiệt ở chế độ xoáy.

- Số ngắn:

$$\text{Số ngắn cần thiết } m = \frac{\omega_{gt}}{\omega_t} = \frac{0,175}{0,027} = 6,48 \text{ ngắn}$$

Qui chuẩn $m = 8$ ngắn.

- Tính lại chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{4F}{\pi \cdot d \cdot n_1 \cdot \mu} = \frac{4.1,528}{3,14 \cdot 0,026 \cdot \frac{127}{8} \cdot 0,357 \cdot 10^{-3}} = 13209,866 > 10^4.$$

Vậy các kích thước của thiết bị đun nóng hỗn hợp đầu là:

$F = 18 \text{ m}^2$ - bề mặt truyền nhiệt

$n = 127$ ống - số ống truyền nhiệt;

$D = 600 \text{ mm}$ - đường kính trong của thiết bị;

$H = 2 \text{ m}$ - chiều cao giữa hai mặt bích.

5.2.1.2. Tính toán thiết kế thiết bị ngưng tụ hoàn toàn hỗn hợp hơi alcol etylic - nước bay lên từ đỉnh tháp chưng luyện năng suất: $G_y = 1607,9 \text{ kg/h}$, nồng độ alcol trong hỗn hợp hơi: $\alpha_p = 0,9384$ phần khối lượng thiết bị làm việc ở áp suất thường.

GIẢI:

Chọn thiết bị loại ống chùm thẳng đứng, ống truyền nhiệt $\phi 25 \times 2,5 \text{ mm}$. Chiều cao các ống truyền nhiệt $H = 1,5 \text{ m}$ bằng vật liệu X18H10T. Tác nhân lạnh là nước lạnh công nghiệp có $t_d = 25^\circ\text{C}$; $t_c = 45^\circ\text{C}$. Do chỉ ngưng tụ hoàn toàn lượng hơi G_y thành lỏng ở cùng nhiệt độ $t_{ng} = t_2 = 78,5^\circ\text{C}$.

Do kết cấu của thiết bị nên ta cho hơi alcol đi vào khoảng không gian ngoài ống, nước lạnh đi trong ống.

1) Hiệu số nhiệt độ trung bình

Chênh lệch nhiệt độ tại đầu vào:

$$\Delta t_1 = 78,5 - 25 = 53,5^\circ\text{C}$$

Chênh lệch nhiệt độ tại đầu ra:

$$\Delta t_2 = 78,5 - 45 = 33,5^\circ\text{C}$$

Hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hơi và nước làm lạnh:

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{53,5 - 33,5}{\ln \frac{53,5}{33,5}} = 42,7^\circ\text{C}$$

hoặc
$$\Delta t_{tb} = \frac{53,5 + 33,5}{2} = 43,5.$$

- Nhiệt độ trung bình của nước:

$$t_n = t_h - \Delta t_{tb} = 78,5 - 42,7 = 35,8^\circ\text{C}.$$

- Lượng nhiệt để ngưng tụ hoàn toàn hơi alcol thành lỏng:

$$Q = G_y r, \text{ J/h}$$

trong đó r - ẩn nhiệt ngưng tụ ra khỏi đỉnh tháp:

$$r = 939 \cdot 10^3 \text{ J/kg (tính ở phần trước)}$$

$$Q = \frac{1607,9 \cdot 939 \cdot 10^3}{3600}, \text{ W}$$

Hệ số truyền nhiệt K :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r + \frac{1}{\alpha_2}} \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

2) Hệ số cấp nhiệt phía nước

a) Khối lượng riêng của nước tại $t_n = 35,8^\circ\text{C}$

$$\rho = 993,71 \text{ kg/m}^3$$

b) Độ nhớt của nước tại $t_n = 35,8^\circ\text{C}$

Dựa vào bảng I.101 của [3] và bằng phương pháp nội suy ta được:

$$\mu_n = 0,719 \cdot 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$$

c) Hệ số dẫn nhiệt của nước

Dựa vào bảng I.129 của [3] và bằng phương pháp nội suy ra, ta được:

$$\lambda_n = 0,627 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$$

d) Chuẩn số Prandtl của nước theo công thức (1.22)

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda}$$

Tại $t_n = 35,8^\circ\text{C}$ ta có: $C_p = 4172,3 \text{ J/kg}^\circ\text{độ}$

$$Pr = \frac{4172,3 \cdot 0,719 \cdot 10^{-3}}{0,627} = 4,785$$

e) Chuẩn số Nusselt của dòng nước

Chọn chế độ chảy trong thiết bị truyền nhiệt $Re > 10^4$, theo công thức (1.32):

$$Nu = 0,021 \varepsilon_K Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25}$$

trong đó: $Re = 15000$;

ε_K - hệ số hiệu chỉnh tính đến ảnh hưởng của tỷ số giữa chiều dài l và đường kính ống:

$$\frac{l}{d} = \frac{h}{d} = \frac{1,5}{0,02} = 75$$

cho nên chọn $\varepsilon_K = 1$;

Pr_T - chuẩn số Prandtl của dòng tính theo nhiệt độ tường phía trước.

$$Nu = 0,021 \cdot 1 \cdot (15000)^{0,8} (4,785)^{0,43} \left(\frac{4,785}{Pr_T} \right)^{0,25}$$

$$Nu = 90,25 \left(\frac{4,785}{Pr_T} \right)^{0,25}$$

g) Hệ số cấp nhiệt phía nước α_2

Từ công thức: $\alpha = \frac{\lambda}{l}$

Suy ra: $\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{l}$, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

trong đó: l - kích thước hình học chủ yếu,

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{l} = \frac{90,25}{0,02} \left(\frac{4,785}{Pr_T} \right)^{0,25} \cdot 0,627 = 1.460 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{độ}$$

$$\alpha_2 = 2829,34 \left(\frac{4,785}{Pr_T} \right)^{0,25} \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{độ}$$

3) Hệ số cấp nhiệt phía hơi α_1 xác định theo công thức (1.64):

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot A \cdot \sqrt{\frac{r}{\Delta t \cdot H}}, \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

trong đó: A - hệ số phụ thuộc vào nhiệt độ màng alcol etylic

$$t_m = \frac{1}{2}(t_h + t_{T_1})$$

ở đây: t_{T_1} - nhiệt độ tường phía hơi, $^\circ\text{C}$;

t_h - nhiệt độ hơi ngưng tụ, $^\circ\text{C}$;

r - ẩn nhiệt ngưng tụ $r = 930 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$;

H - chiều cao ống truyền nhiệt, $H = 1,5 \text{ m}$;

$\Delta t = t_h + t_{T_1}$ - chênh lệch nhiệt độ giữa hơi và tường.

4) Tổng trở nhiệt $\sum r$

$$\sum r = r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2, \text{ m}^2 \cdot \text{độ/W}$$

trong đó r_1, r_2 - nhiệt trở của cặn bám bám vào hai bên thành ống phía hơi và phía nước lạnh, $\text{m}^2 \cdot \text{độ/W}$;

δ - chiều dài ống truyền nhiệt;

λ - hệ số dẫn nhiệt của thành ống; $\lambda = 16,85 \text{ W/m}^\circ\text{C}$

Dựa vào [3, 4] ta chọn:

$$r_1 = 0,464 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{độ/W}$$

$$r_2 = 0,116 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{độ/W}$$

$$\text{Vậy: } \sum r = 0,464 \cdot 10^{-3} + \frac{0,0025}{16,85} + 0,116 \cdot 10^{-3} = 0,728 \cdot 10^{-3}, \text{ m}^2 \cdot \text{độ/W}$$

5) Nhiệt tải riêng q_1 (W/m^2)

Nếu coi mất mát của nhiệt khi truyền từ lưu thể này sang lưu thể kia không quá 5%, thì ta tính toán nhiệt tải riêng q_1 và q_2 cũng không chênh

lệch quá 5%. Tiến hành:

- Chọn nhiệt độ chênh lệch giữa hơi và thành ống:

$$\Delta t_1 = t_h - t_{T_1}$$

- Tính α_1 và q_1 (nhiệt tải riêng phía hơi).
- Tính $\Delta t = t_{T_1} - t_{T_2}$ - chênh lệch nhiệt độ giữa hai bên thành ống:

$$\Delta t = q_1 \cdot \Sigma r$$

Từ đó suy ra t_{T_2} là nhiệt độ tường phía nước.

- Tính chuẩn số Prandtl tường Pr_t theo nhiệt độ t_{T_2}

Tính α_2 theo công thức đã xác định

$$\text{Tính } q_2 = \alpha_2 \cdot \Delta t_2$$

- So sánh q_1 và q_2 : $\left| \frac{q_1 - q_2}{q_1} \right| < 55\%$ thì phù hợp

Tính q_{tb} là nhiệt tải riêng trung bình:

$$q_{tb} = \frac{1}{2}(q_1 + q_2), \text{ W/m}^2$$

Chọn rất nhiều giá trị Δt_1 trong đó có giá trị $\Delta t_1 = 5,6^\circ\text{C}$ là thích hợp và cuối cùng q_1 và q_2 chênh lệch không quá 5%.

$$\Delta t_1 = 5,6^\circ\text{C}$$

$$t_{T_1} = t_h - \Delta t_1 = 78,5 - 5,6 = 72,9^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ màng dung dịch ngưng:

$$t_m = \frac{1}{2} (t_h + t_{T_1}) = \frac{1}{2} (78,5 + 72,9) = 75,7^\circ\text{C}$$

Từ [3.9] $A = \left(\frac{\rho^2 \cdot \lambda^3}{\mu} \right)^{0,25}$ của màng alcol etylic ở $75,7^\circ\text{C}$ $A = 166$.

Tính hệ số cấp nhiệt phía hơi:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot 166 \sqrt[4]{\frac{939 \cdot 10^3}{5,6 \cdot 1,5}} = 6192 \text{ W/m}^2\text{độ}.$$

Nhiệt tải riêng:

$$q_1 = \alpha_1 \Delta t_1 = 6192,5,6 = 34675,2 \text{ W/m}^2$$

Chênh lệch nhiệt độ giữa hai thành ống:

$$\Delta t_2 = q_1 \cdot \sum r = 34675,2 \cdot 0,728 \cdot 10^{-3} = 25,24^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ tường phía nước:

$$t_{T_2} = t_{T_1} - \Delta t = 72,9 - 25,24 = 47,66^\circ\text{C}$$

Chênh lệch nhiệt độ giữa thành ống và nước:

$$\Delta t_2 = t_{T_2} - t_n = 47,66 - 35,8 = 11,86^\circ\text{C}$$

$t_{T_2} = 47,66^\circ\text{C}$ nội suy theo [3.92], ta được:

$$\mu = 0,574 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

Nội suy theo [3.168], ta được:

$$C_p = 4182,4 \text{ J/kg độ}$$

$$\text{Vậy: } Pr = \frac{0,574 \cdot 10^{-3} \cdot 4182,4}{0,627} = 3,828$$

Khi đó hệ số cấp nhiệt phía nước:

$$\alpha_2 = 2829,34 \left(\frac{4,785}{3,828} \right)^{0,25} = 2991,7 \text{ W/m}^2 \text{ Độ.}$$

Nhiệt tải riêng phía nước:

$$q_2 = \alpha_2 \cdot \Delta t_2 = 2991,7 \cdot 11,86 = 35481,6 \text{ W/m}^2$$

So sánh:

$$\eta = \left| \frac{q_1 - q_2}{q_1} \right| \cdot 100\% = \left| \frac{35481,6 - 34675,2}{35481,6} \right| \cdot 100\%$$

$$\eta = 2,3\% < 5\%.$$

Vậy $\Delta t_1 = 5,6^\circ\text{C}$ là phù hợp.

Nhiệt tải riêng trung bình:

$$q_{tb} = \frac{1}{2}(q_1 + q_2) = \frac{1}{2}(34675,2 + 35481,6) = 35078,4 \text{ W/m}^2$$

6) Bề mặt truyền nhiệt - chọn thiết bị

Bề mặt truyền nhiệt được tính theo công thức:

$$F = \frac{Q}{q_{tb}}, \text{ m}^2$$

$$F = \frac{419394}{35078,4} = 11,956, \text{ m}^2.$$

- Số ống truyền nhiệt:

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d_{tb} \cdot H}$$

trong đó: $d_{tb} = \frac{1}{2}(0,025 + 0,02) = 0,0225 \text{ m}$.

$$\text{Khi đó: } n = \frac{11,956}{3,14 \cdot 0,0225 \cdot 1,5} = 112,8 \text{ ống}$$

Theo [3.48], ta qui chuẩn thiết bị hưng tụ như sau:

- Tổng số ống: $n = 127$ ống
- Xếp ống theo hình sáu cạnh
- Số ống trên đường xuyên tâm của hình sáu cạnh: $b = 13$ ống.
- Chiều cao ống: $H = 1,5 \text{ m}$.

Vận tốc chảy thực tế của nước trong ống:

$$\omega_t = \frac{G_n}{n \cdot 3600 \cdot \rho \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d^2}, \text{ m/s}$$

Tại $t_n = 35,8^\circ\text{C}$ theo [3.11] ta có $\rho = 993,7 \text{ kg/m}^3$

G_n là lượng nước lạnh cần thiết để ngưng tụ, $G_n = 18056 \text{ kg/h}$

$$\omega_t = \frac{18056}{127 \cdot 3600 \cdot 0,785(0,02)^2 \cdot 993,7} = 0,126 \text{ m/s}$$

Vận tốc chảy giả thiết theo $Re = 15000$

$$\omega_{gt} = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho} = \frac{15000 \cdot 0,574 \cdot 10^{-3}}{0,02 \cdot 993,7} = 0,433 \text{ m/s}.$$

Ta thấy $\omega_{gt} > \omega_t$ cho nên phải chia ngắn trong thiết bị.

Số ngắn:

$$m = \frac{\omega_{gt}}{\omega_t} = \frac{0,433}{0,126} = 3,436 \text{ ngắn.}$$

Chọn số ngắn là: $m = 4$ ngắn.

Tính lại chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{4G_n}{\pi d n_1 \mu}$$

trong đó: $n_1 = \frac{n}{m}$

Khi đó: $Re = \frac{4.18056}{3,1.3600.0,02 \frac{127}{4}.0,574.10^{-3}} = 17529$

- Đường kính trong của thiết bị [3.49]:

$$D = t(b - 1) + 4d, \quad m$$

trong đó: $b = 13$;

d - đường kính ngoài của ống truyền nhiệt, $d = 0,025$ m;

t - bước ống, thường chọn $t = (1,2 \div 1,5) d$

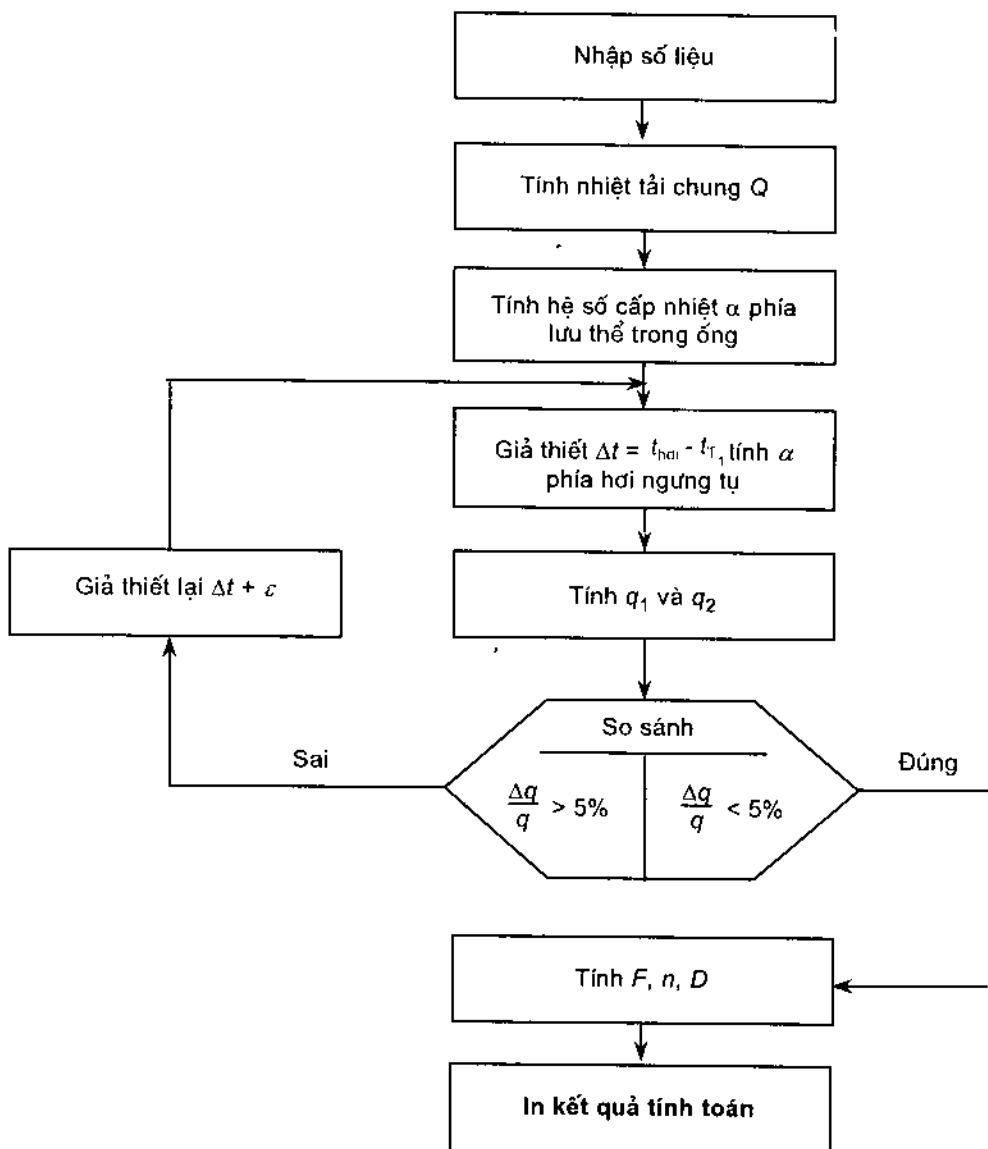
Chọn $t = 1,4 d = 1,4. 0,025 = 0,035$ m.

Khi đó: $D = 0,035. (13 - 1) + 4. 0,025 = 0,52$ m.

Kết luận: Chọn thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm, đặt thẳng đứng có đường kính trong $D = 0,52$ m. Số ống truyền nhiệt $n = 127$ ống, ống xếp theo hình sáu cạnh.

Chiều cao ống: $H = 1,5$ m

Số ngắn trong thiết bị: $m = 4$ ngắn.



Hình 5.9. Sơ đồ khối lập trình thiết kế thiết bị đun nóng bằng hơi nước bão hòa

5.3 CÔ ĐẶC VÀ LẠNH

5.3.1. Ví dụ tính toán cô đặc

5.3.1.1. Tính lượng hơi thứ bốc hơi khi cô đặc 1000 kg dung dịch muối clorua natri từ nồng độ 12% đến 60% khối lượng.

GIẢI:

Lượng hơi thứ bốc hơi: $W = G_d \left(1 - \frac{x_d}{x_c} \right)$

$$W = 1000 \left(1 - \frac{12}{60} \right) = 800 \text{ kg}$$

5.3.1.2. Tính nồng độ cuối của quá trình cô đặc dung dịch muối theo phần trăm khối lượng, nếu thu được 800 kg hơi thứ từ 2000 kg dung dịch muối nồng độ 10% khối lượng ban đầu.

GIẢI:

Từ công thức trong ví dụ 5.3.1.1. ta có:

$$800 = 2000 \left(1 - \frac{1}{x_c} \right)$$

Rút ra: $x_c = \frac{2000}{2000 - 800} \approx 17\% \text{ khối lượng.}$

5.3.1.3. Xác định tổn thất nhiệt độ do nồng độ tăng cao của dung dịch CaCl_2 20%. Ở áp suất chân không 0,5 at.

GIẢI:

Từ bảng PL - 22 [5] ta tra được nhiệt độ sôi của CaCl_2 20% là 105°C ở áp suất thường. Ở nhiệt độ này hơi nước bão hòa có áp suất 1,233 at.

Tỷ số áp suất hơi p của dung dịch và áp suất p_0 của nước ở cùng nhiệt độ:

$$\left(\frac{p}{p_0}\right)_{t=105^{\circ}\text{C}} = \frac{1}{1,232} = 0,81$$

Áp dụng qui tắc Babo, ta có $\alpha = 0,81$

$$\Rightarrow \frac{0,5}{0,81} = 0,617 \text{ at.}$$

Từ bảng PL.18 [5] ở áp suất 0,617at ta được nhiệt độ sôi của nước là 86,2°C. Như vậy nhiệt độ sôi của dung dịch CaCl₂ 20% khối lượng ở 0,5 at là 86,2°C. Ta biết nhiệt độ sôi của nước nguyên chất là 80,9°C nên tổn thất nhiệt độ do nồng độ:

$$\Delta' = 86,2 - 80,9 = 5,3^{\circ}\text{C.}$$

5.3.1.4. Tính tổn thất nhiệt độ do áp suất thủy tĩnh khi đun bốc hơi dung dịch có khối lượng riêng 1100 kg/m³. Chiều cao mức dung dịch lúc đầu là 1m. Độ chân không trong thiết bị là 0,6 at.

GIẢI:

Áp suất tuyệt đối trên bề mặt dung dịch là $1 - 0,6 = 0,4 \text{ at}$. Mức giữa ống truyền nhiệt là $\frac{H}{2}$ tạo nên hiệu số áp suất:

$$\Delta P = \frac{\rho g H}{2} = \frac{1100 \cdot 9,81 \cdot 1}{2} = 5395,5 \text{ N/m}^2$$

Áp suất tại mức giữa ống truyền nhiệt:

$$P = P_0 + \Delta P = 0,4 \cdot 8,91 \cdot 10^4 + 5.395,5 = 44635,5 \text{ N/m}^2$$

Từ áp suất này ta tìm được nhiệt độ sôi của nước:

Ở áp suất: $P = 0,4 \text{ at. } (39240 \text{ N/m}^2) \quad t = 75,4^{\circ}\text{C.}$

$$P = 0,455 \text{ at } (44635,5 \text{ N/m}^2) \quad t = 78,4^{\circ}\text{C.}$$

Vậy tổn thất nhiệt độ do áp suất thủy tĩnh là:

$$\Delta'' = 78,4 - 75,4 = 3^{\circ}\text{C.}$$

5.3.1.5. Tính tổn thất nhiệt độ do trở lực đường ống nối giữa hai thiết bị. Độ chân không là 0,6 at. Ống nối dài 10 m có ba khuỷu 90°C và một van. Đường kính trong của ống 200 mm; vận tốc hơi 40 m/s; hệ số ma sát $\lambda = 0,02$.

GIẢI:

Trở lực cục bộ khuỷu 90°C tương đương với trở lực ống thẳng có chiều dài $L_{td} = 50\text{ d}$ của van tương đương với ống thẳng dài 75 d (d là đường kính trong của ống dẫn)

Ở áp suất tuyệt đối $P_o = 1 - 0,6 = 0,4\text{ at}$ thì hơi có khối lượng riêng $\rho = 0,246\text{ kg/m}^3$.

$$\begin{aligned}\text{Vậy: } \Delta P &= \sum \xi \frac{\rho \cdot W^2}{2g} = \\ &= \left[1 + \frac{0,02(10 + 3 \cdot 0,2 \cdot 50 + 0,2 + 0,2 \cdot 75)}{0,2} \right] \cdot \frac{0,246 \cdot 40^2}{2 \cdot 9,81} = \\ &= 130,4\text{ N/m}^2 = 0,013\text{ at} \Rightarrow \text{áp suất âm}\end{aligned}$$

Tra bảng PL.18[5], ta có:

$$\text{Ở } P_1 = 0,4\text{ at} \Rightarrow t_1 = 75^\circ\text{C}$$

$$P_2 = 0,387 = 0,4 - 0,013 \cdot \text{áp suất ở nối 2 (thiết bị 2) at} \Rightarrow t_2 = 74,5^\circ\text{C}.$$

Vậy tổn thất nhiệt độ do trở lực đường ống:

$$\Delta''' = 75,4 - 74,5 = 0,9^\circ\text{C}$$

5.3.2. Ví dụ tính toán quá trình lạnh

5.3.2.1. Hãy xác định hệ số lạnh ε của một máy lạnh làm việc theo chu trình Carno nghịch nhiệt độ bốc hơi: -23°C , nhiệt độ ngưng tụ 27°C .

GIẢI:

Hệ số lạnh ε được tính theo công thức:

$$\varepsilon = \frac{T_o}{T - T_o} = \frac{273 - 23}{(273 + 27) - (273 - 23)} = 5.$$

5.3.2.2. Tính công suất lý thuyết của máy lạnh làm việc theo chu trình Carno nghịch. Biết nhiệt độ bốc hơi là -19°C ; năng suất lạnh là $Q_o = 17459\text{ W}$; nhiệt độ ngưng tụ là 15°C .

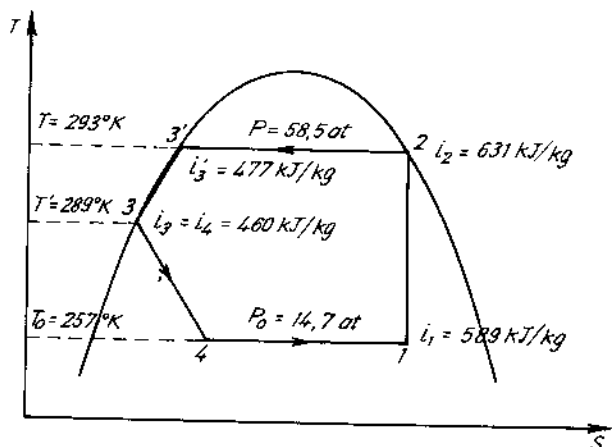
GIẢI:

Hệ số lạnh : $\varepsilon = \frac{T_o}{T - T_o} = \frac{254}{288 - 254} = 7,5.$

Công suất tiêu tốn: $L = \frac{Q_o}{\varepsilon} = \frac{17.459}{7,5} \approx 2328 \text{ W}.$

Công suất lý thuyết: $L_o = L = 2328 \text{ W}.$

5.3.2.3. Hãy xác định năng suất lạnh riêng q_o (kJ/kg), lượng nhiệt toả ra ở thiết bị ngưng tụ lượng tác nhân lạnh và công suất lý thuyết của máy lạnh bằng 20°C và làm quá lạnh ở 26°C . Máy làm việc trong vùng hơi ẩm. Năng suất lạnh cần thiết $Q_o = 58.195 \text{ W}.$



Hình 5.10

Quá trình làm việc được thể hiện trên đồ thị $T - S$ (hình 5.10), lượng nhiệt được thể hiện trên đồ thị của CO_2 .

GIẢI:

Trong hình 5.10, đường 1 - 2 là quá trình nén đoạn nhiệt; đường 2 - 3 là ngưng tụ đẳng nhiệt đẳng áp $p = 58,8 \text{ at} = \text{const}$, đường 3' - 3 là quá lạnh; đường 3 - 4 là giãn đoạn nhiệt sinh công; đường 4 - 1 là bốc hơi đẳng nhiệt đẳng áp $p_o = 14,7 \text{ at}.$

Năng suất lạnh riêng: $q_o = i_1 - i_4 = 589 - 460 = 129 \text{ kJ/kg}$

Hệ số lạnh: $\varepsilon = \frac{T_o}{T - T_o} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} \frac{129}{42} = 3,1.$

Lượng nhiệt tỏa ra khi ngưng tụ và làm quá lạnh 1 kg CO_2 trong thiết bị ngưng tụ: $q = i_2 - i_3 = 631 - 460 = 171 \text{ kJ/kg}$

Lượng tác nhân lạnh cần thiết:

$$m = \frac{Q_o}{q_o} = \frac{58.195}{129} = 0,451 \text{ kg/s} = 1624 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt tỏa ra ở thiết bị ngưng tụ:

$$Q = m \cdot q = 1624 \times 171 = 277.704 \text{ W} \approx 278 \text{ kW}$$

Công suất lý thuyết của máy lạnh:

$$N_1 = m \cdot (i_2 - i_1) = 1624 (631 - 589) = 68.208 \text{ J/h} = 18,9 \text{ kW}.$$

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Đỗ Văn Đài, *Cơ sở các quá trình và thiết bị công nghệ hóa học*. NXB Đại học và Trung học chuyên nghiệp, T.1 và 2, 1972 - 1974.
2. Đỗ Văn Đài. *Cơ sở các quá trình và thiết bị công nghệ hoá học*, Đại học Bách khoa Hà Nội, 2000.
3. *Tập thể tác giả*, hiệu đính: TS Phạm Xuân Toàn. *Sổ tay quá trình và thiết bị công nghệ hóa chất*. NXB Khoa học và Kỹ thuật, 1999.
4. Đặng Quốc Phú. *Truyền nhiệt*. NXB Giáo dục, 1999.
5. Nguyễn Bin. *Tính toán quá trình, thiết bị công nghệ hoá chất và thực phẩm*. NXB Khoa học và Kỹ thuật. 1999 - 2000.
6. Кутателадзе, С.С. *Основы теории теплообмена*. Атомиздат, 1979.
7. Лыков, А.В.; Михайлов, Ю.А. *Теория тепло и массо-переноса*. Высшая школа, 1957.
8. Гельперин, Н.И. *Основные процессы и аппараты химической технологии*, T1 & 2, 1981.
9. Касакин А.Г. *Основные процессы и аппараты химической технологии*. Химия, Москва, 1971.
10. Павков, К.Ф., Романков, П.Г., Носков, А.А. *Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии*. Химия, Ленинград, 1981.
11. Гельперин Н.И. *Выпарные аппараты*. Госхимиздат, 1947.
12. Кафаров В.В. *Основы массопередачи*. Высшая школа, Москва, 1979.
13. Рудобашка С.П. *Массоперенос в системах с твёрдой фазой*. Химия, Москва, 1980.
14. Романков П.Г., Фралов В.Ф. *Теплообменные процессы химической технологии*. Химия, 1982.

MỤC LỤC

PHẦN THỨ HAI. CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT

<i>Lời nói đầu</i>	3
<i>Phần thứ hai: CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT</i>	5
CHƯƠNG I. TRUYỀN NHIỆT	
1.1. DẪN NHIỆT	6
1.1.1. Nhiệt trường và gradient nhiệt độ	6
1.1.2. Định luật dẫn nhiệt Fourier (Phurie) và độ dẫn nhiệt	7
1.1.2.1. Định luật Fourier	7
1.1.2.2. Độ dẫn nhiệt λ của các vật thể rắn, lỏng, khí	8
1.1.3. Phương trình vi phân dẫn nhiệt	10
1.1.4. Dẫn nhiệt qua tường phẳng một lớp và nhiều lớp	12
1.1.4.1. Tường phẳng một lớp	12
1.1.4.2. Tường phẳng nhiều lớp	14
1.1.5. Dẫn nhiệt ổn định qua tường ống một lớp và nhiều lớp	15
1.2. NHIỆT ĐỐI LƯU	16
1.2.1. Định luật cấp nhiệt Newton	17
1.2.2. Phương trình vi phân của nhiệt đối lưu	18
1.2.3. Đồng dạng nhiệt. Phương trình chuẩn số về cấp nhiệt	20
1.2.3.1. Chuẩn số Nusselt	20
1.2.3.2. Chuẩn số Peclet	21
1.2.4. Các công thức thực nghiệm về cấp nhiệt	23
1.2.4.1. Cấp nhiệt khi lưu thể chuyển động tự do	23
1.2.4.2. Cấp nhiệt khi lưu thể chuyển động cưỡng bức	25

1.2.4.3. Cấp nhiệt khi lưu thể bị khuấy trộn bằng cánh khuấy	36
1.2.4.4. Cấp nhiệt khi lưu hơi ngưng tụ	37
1.2.4.5. Cấp nhiệt khi chất lỏng sôi	42
1.3. NHIỆT BỨC XẠ	45
1.3.1 Khái niệm cơ bản	45
1.3.1.1. Bức xạ và hấp thụ nhiệt của các vật	45
1.3.1.2. Vật đen tuyệt đối, trắng tuyệt đối và trong tuyệt đối	45
1.3.1.3. Năng suất bức xạ, bức xạ hiệu dụng và bức xạ hiệu quả	46
1.3.2. Các định luật cơ bản về bức xạ nhiệt	47
1.3.2.1. Định luật Planck	47
1.3.2.2. Định luật Stefan - Boltzmann	48
1.3.2.3. Định luật Kirchhoff	49
1.3.3. Bức xạ giữa hai vật thể rắn	49
1.3.3.1. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai vật thể phẳng đặt song song nhau	49
1.3.3.2. Trao đổi nhiệt giữa hai vật thể bao trùm nhau	50
1.3.3.3. Trao đổi nhiệt giữa hai vật thể rắn đặt bất kỳ trong không gian	50
1.3.4. Bức xạ nhiệt của các chất khí	51
1.4. TRUYỀN NHIỆT	56
1.4.1. Trao đổi nhiệt phức tạp	56
1.4.2. Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường phẳng và tường ống	58
1.4.2.1. Khái niệm	58
1.4.2.2. Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường phẳng một lớp và nhiều lớp	58
1.4.2.3. Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường ống một lớp	61
1.4.3. Truyền nhiệt biến nhiệt ổn định	63
1.4.3.1. Chiều chuyển động của lưu thể	63

1.4.3.2. Hiệu số nhiệt độ trung bình	64
1.4.4. Chọn chiều lưu thể	69
1.4.5. Nhiệt độ của tường và của chất tải nhiệt	71
1.4.5.1. Nhiệt độ của tường	71
1.4.5.2. Nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt	72
1.4.6. Tổn thất nhiệt	73
 CHƯƠNG 2. ĐUN NÓNG. LÀM NGUỘI. NGỪNG TỤ	
2.1 ĐUN NÓNG	74
2.1.1. Nguồn nhiệt và phương pháp đun nóng	74
2.1.1.1. Nguồn nhiệt	74
2.1.1.2. Sơ lược về các phương pháp đun nóng	75
2.1.2. Đun nóng bằng hơi nước	77
2.1.2.1. Đun nóng bằng hơi nước trực tiếp	77
2.1.2.2. Đun nóng bằng hơi nước gián tiếp	78
2.1.2.3. Tháo nước ngưng	79
2.1.3. Đun nóng bằng khói lò	82
2.1.3.1. Nguyên tắc	82
2.1.3.2. Tính toán quá trình đun nóng bằng khói lò	82
2.1.4. Đun nóng bằng dòng điện	89
2.1.4.1. Lò điện trở	90
2.1.4.2. Lò cảm ứng	91
2.1.4.3. Đun nóng bằng dòng điện có tần số cao	91
2.1.5. Đun nóng bằng chất tải nhiệt đặc biệt	92
2.1.5.1. Đun nóng bằng dầu khoáng	93
2.1.5.2. Đun nóng bằng nước quá nhiệt	94
2.1.5.3. Đun nóng bằng chất tải nhiệt hữu cơ	95

2.1.5.4. Đun nóng bằng hỗn hợp muối nóng chảy	96
2.1.5.5. Đun nóng bằng thủy ngân và kim loại lỏng	96
2.2. LÀM NGUỘI, NGỪNG TỤ	97
2.2.1. Làm nguội	97
2.2.1.1. Làm nguội trực tiếp	97
2.2.1.2. Làm nguội gián tiếp	98
2.2.2. Ngưng tụ	99
2.2.2.1. Ngưng tụ gián tiếp	99
2.2.2.2. Ngưng tụ trực tiếp	103
2.2.2.3. Tính toán về thiết bị barômet	106
2.2.3. Cấu tạo thiết bị trao đổi nhiệt	111
2.2.3.1. Thiết bị trao đổi nhiệt gián tiếp	112
2.2.3.2. Phương hướng chọn thiết bị trao đổi nhiệt	126
2.2.4. Quá trình đun nóng và nguội gián đoạn	128
2.2.4.1. Đun nóng trong thiết bị có vỏ bọc ngoài hay ống xoắn	128
2.2.4.2. Làm nguội khi nước làm nguội đi trong ống xoắn	129
2.2.4.3. Đun nóng khi có bộ phận đốt ở ngoài	131
2.2.4.4. Làm nguội khi bộ phận làm nguội ở ngoài	132
CHƯƠNG 3. CÔ ĐẶC	134
3.1. KHÁI NIỆM CHUNG	134
3.1.1. Định nghĩa	134
3.1.2. Một số tính chất vật lý của dung dịch liên quan đến quá trình cô đặc	135
3.1.2.1. Nhiệt hòa tan	135
3.1.2.2. Nhiệt độ sôi của dung dịch	135
3.2. CÔ ĐẶC MỘT NỒI	141

3.2.1. Cân bằng vật liệu	142
3.2.2. Cân bằng nhiệt lượng	142
3.2.3. Bề mặt đun nóng	144
3.2.4. Nhiệt độ sôi của dung dịch và tổn thất nhiệt độ	144
3.3. CÔ ĐẶC NHIỀU NỒI	147
3.3.1. Sơ đồ hệ thống cô đặc nhiều nồi	148
3.3.2. Cân bằng vật liệu trong cô đặc nhiều nồi	150
3.3.3. Cân bằng nhiệt lượng	151
3.3.4. Phương pháp phân phối hiệu số nhiệt độ có ích giữa các nồi trong cô đặc nhiều nồi	153
3.3.4.1. Phân phối theo điều kiện bề mặt các nồi bằng nhau	154
3.3.4.2. Phân bố hiệu số nhiệt độ theo điều kiện tổng bề mặt các nồi nhỏ nhất	156
3.3.4.3. Phân phối Δt từ điều kiện bề mặt đốt nóng các nồi bằng nhau và tổng các bề mặt là nhỏ nhất	157
3.3.5. Số nồi thích hợp trong hệ thống cô đặc nhiều nồi	158
3.4. CẤU TẠO THIẾT BỊ CÔ ĐẶC	161
3.4.1. Thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn ở tâm	161
3.4.2. Thiết bị cô đặc phòng đốt treo	163
3.4.3. Thiết bị cô đặc phòng đốt ngoài	163
3.4.4. Thiết bị cô đặc tuần hoàn cưỡng bức	164
3.4.5. Thiết bị cô đặc loại màng	165
3.4.6. Thiết bị cô đặc có vành dẫn chất lỏng	166
3.4.7. Thiết bị cô đặc loại rôto	167
3.5. ỨNG DỤNG BƠM NHIỆT TRONG QUÁ TRÌNH CÔ ĐẶC	168

CHƯƠNG 4. QUÁ TRÌNH LẠNH

4.1. LẠNH ĐÔNG	171
----------------	-----

4.1.1. Khái niệm cơ bản	171
4.1.2. Cơ sở nhiệt động của quá trình lạnh	171
4.1.3. Chu trình lý tưởng của máy lạnh nén hơi	173
4.1.4. Chu trình thực của máy lạnh	174
4.1.5. Tác nhân lạnh	176
4.1.5.1. Amoniac	177
4.1.5.2. Cloflocacbon	177
4.1.5.3. Hydrocacbon	178
4.1.6. Chất tải lạnh	181
4.1.7. Máy nén hai bậc	181
4.1.8. Sơ đồ làm lạnh liên hợp	183
4.1.9. Máy làm lạnh kiểu hấp thụ	183
4.1.10. Máy làm lạnh kiểu tuye	184
4.1.11. Máy làm lạnh bằng không khí	185
4.2. LẠNH THÂM ĐỘ	186
4.2.1. Khái niệm cơ bản	186
4.2.1.1. Tiết lưu khí	186
4.2.1.2. Làm lạnh bằng giãn khí trong detander	188
4.2.2. Các chu trình tiết lưu khí	189
4.2.2.1. Chu trình áp suất cao tiết lưu một bậc	189
4.2.2.2. Chu trình tiết lưu một lần và làm lạnh sơ bộ bằng amoniac	190
4.2.2.3. Chu trình tiết lưu hai lần và tuần hoàn khí áp suất cao	192
4.2.3. Chu trình kết hợp tiết lưu và giãn khí trong detander	194
4.2.3.1. Chu trình áp suất trung bình (chu trình Clog)	194
4.2.3.2. Chu trình áp suất cao (chu trình Halandt)	196
4.2.3.3. Chu trình áp suất thấp (chu trình Copisa)	197

CHƯƠNG 5. VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP	
5.1. TRUYỀN NHIỆT	199
5.1.1. Ví dụ	199
5.1.2. Bài tập	227
5.2. TÍNH TOÁN THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT GIÁN TIẾP	233
5.2.1. Ví dụ	233
5.3. CÔ ĐẶC VÀ LẠNH	250
5.3.1. Ví dụ tính toán cô đặc	250
5.3.2. Ví dụ tính toán quá trình lạnh	252
TÀI LIỆU THAM KHẢO	255

PHẠM XUÂN TOẢN

CÁC QUÁ TRÌNH, THIẾT BỊ TRONG CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT VÀ THỰC PHẨM

TẬP 3

CÁC QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ TRUYỀN NHIỆT

Chịu trách nhiệm xuất bản: PGS, TS TÔ ĐĂNG HẢI

Biên tập: NGUYỄN KIM ANH

Vẽ bìa: HƯƠNG LAN

6.6C7.1

KHKT-2003

NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

70 TRẦN HƯNG ĐẠO - HÀ NỘI

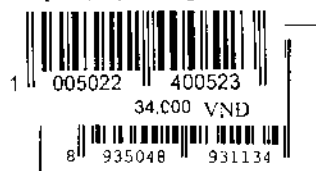
In 700 cuốn. khổ 16x24cm tại nhà in KH&CN

Số xuất bản 113-141.3 ngày 27 tháng 1 năm 2003

In xong và nộp lưu chiểu tháng 8 năm 2003



các qđ thiết bị tđ trong en hoá



Giá : 34.000 đ