

LỜI TỰA

(Vài nét giới thiệu xuất xứ của chương trình và tài liệu)

Tài liệu này là một trong các kết quả của Dự án GDKT-DN

(Tóm tắt nội dung của Dự án)

(Vài nét giới thiệu quá trình hình thành tài liệu và các thành phần tham gia)

(Lời cảm ơn các cơ quan liên quan, các đơn vị và cá nhân đã tham gia ...)

(Giới thiệu tài liệu và thực trạng)

Tài liệu này được thiết kế theo từng mô đun thuộc hệ thống mô đun của một chương trình, để đào tạo hoàn chỉnh

ngành ở cấp trình độ

và được dùng làm Giáo trình cho học viên trong các khoá đào tạo, cũng có thể được sử dụng cho đào tạo ngắn hạn hoặc cho các công nhân kỹ thuật, các nhà quản lý và người sử dụng nhân lực tham khảo.

Đây là tài liệu thử nghiệm sẽ được hoàn chỉnh để trở thành giáo trình chính thức trong hệ thống dạy nghề.

Hà nội, ngày tháng.... năm....

Giám đốc Dự án quốc gia

MỤC LỤC

Đề mục	Trang
LỜI TỰA.....	1
MỤC LỤC	2
GIỚI THIỆU VỀ MÔ ĐUN.....	4
Sơ đồ quan hệ theo trình tự học nghề	5
CÁC HÌNH THỨC HỌC TẬP CHÍNH TRONG MÔ ĐUN	6
BÀI 6. TRUYỀN NHIỆT	7
6.1.Khái niệm cơ bản về truyền nhiệt.....	7
6.2. Dẫn nhiệt.....	8
6.3. Nhiệt đối lưu.	14
6.4. Nhiệt bức xạ.	28
6.5.Truyền nhiệt phức tạp	31
6.6.Truyền nhiệt biến nhiệt ổn định	36
NHỮNG VÍ DỤ VỀ TRUYỀN NHIỆT	42
BÀI TẬP VỀ TRUYỀN NHIỆT	44
BÀI THÍ NHIỆM TRUYỀN NHIỆT	48
BÀI 7. ĐUN NÓNG – LÀM NGUỘI – NGƯNG TỤ.....	54
7.1. Nguồn nhiệt và các phương pháp đun nóng	54
7.2. Các phương pháp đun nóng	56
7.3. Làm nguội	67
7.4. Ngưng tụ	68
7.5. Cấu tạo các thiết bị trao đổi nhiệt.....	77
7.6. Tháo nước ngưng.	89
NHỮNG VÍ DỤ TÍNH TOÁN VỀ TRAO ĐỔI NHIỆT	93
BÀI TẬP TRAO ĐỔI NHIỆT	96
BÀI THÍ NGHIỆM ĐUN NÓNG LÀM NGUỘI NGƯNG TỤ.....	100
BÀI 8. CÔ ĐẶC	105
8.1.Khái niệm chung	105
8.2. Cô đặc một nồi.....	106
8.3. Cô đặc nhiều nồi.	109
8.4.Cấu tạo các thiết bị cô đặc một nồi	114

MỘT SỐ VÍ DỤ VỀ CÔ ĐẶC.....	119
BÀI TẬP VỀ CÔ ĐẶC	120
BÀI THÍ NGHIỆM CÔ ĐẶC.....	123
BÀI 9. KẾT TINH	128
9.1. Khái niệm về kết tinh	128
9.2. Tốc độ kết tinh	130
9.3 Các phương pháp kết tinh.....	131
9.4. Các thiết bị kết tinh.....	132
9.5. Tính toán quá trình kết tinh	135
BÀI THÍ NGHIỆM KẾT TINH.....	138
ĐÁP ÁN CÁC BÀI TẬP	146
ĐÁP ÁN CÁC BÀI TẬP NÂNG CAO	148
PHẦN PHỤ LỤC.....	151
TÀI LIỆU THAM KHẢO	160

GIỚI THIỆU VỀ MÔ ĐUN

Vị trí, ý nghĩa, vai trò mô đun

Các quá trình và thiết bị truyền nhiệt đóng vai trò quan trọng trong sản xuất công nghiệp và đời sống con người, như các quá trình và thiết bị đun nóng, làm nguội, trung cất. Còn đối với ngành công nghiệp hóa dầu thì truyền nhiệt không thể thiếu được

Mục tiêu của mô đun

- Học xong mô đun này, học sinh cần phải:
- Hiểu được tất cả các quá trình và các thiết bị trong công nghệ hóa học, nhất là các thiết bị trong hóa dầu.
- Sử dụng được các thiết bị thông dụng.
- Tính toán cân bằng vật chất, cân bằng vật liệu các quá trình.
- Tính toán các thông số cơ bản của thiết bị.

Mục tiêu thực hiện của mô đun

- Học xong mô đun này học viên có khả năng:
- Mô tả lý thuyết về các quá trình trong công nghệ hóa học như: Chuyển khối, thủy lực, truyền nhiệt, cơ học v.v..
- Tính toán cân bằng vật chất, cân bằng nhiệt lượng trong một số thiết bị phản ứng.
- Tính toán kích thước thiết bị.
- Sử dụng được các máy và thiết bị trong ngành công nghệ hoá học.
- Thực hiện được các thí nghiệm của mô đun trong phòng thí nghiệm.

Nội dung chính/các bài của mô đun:

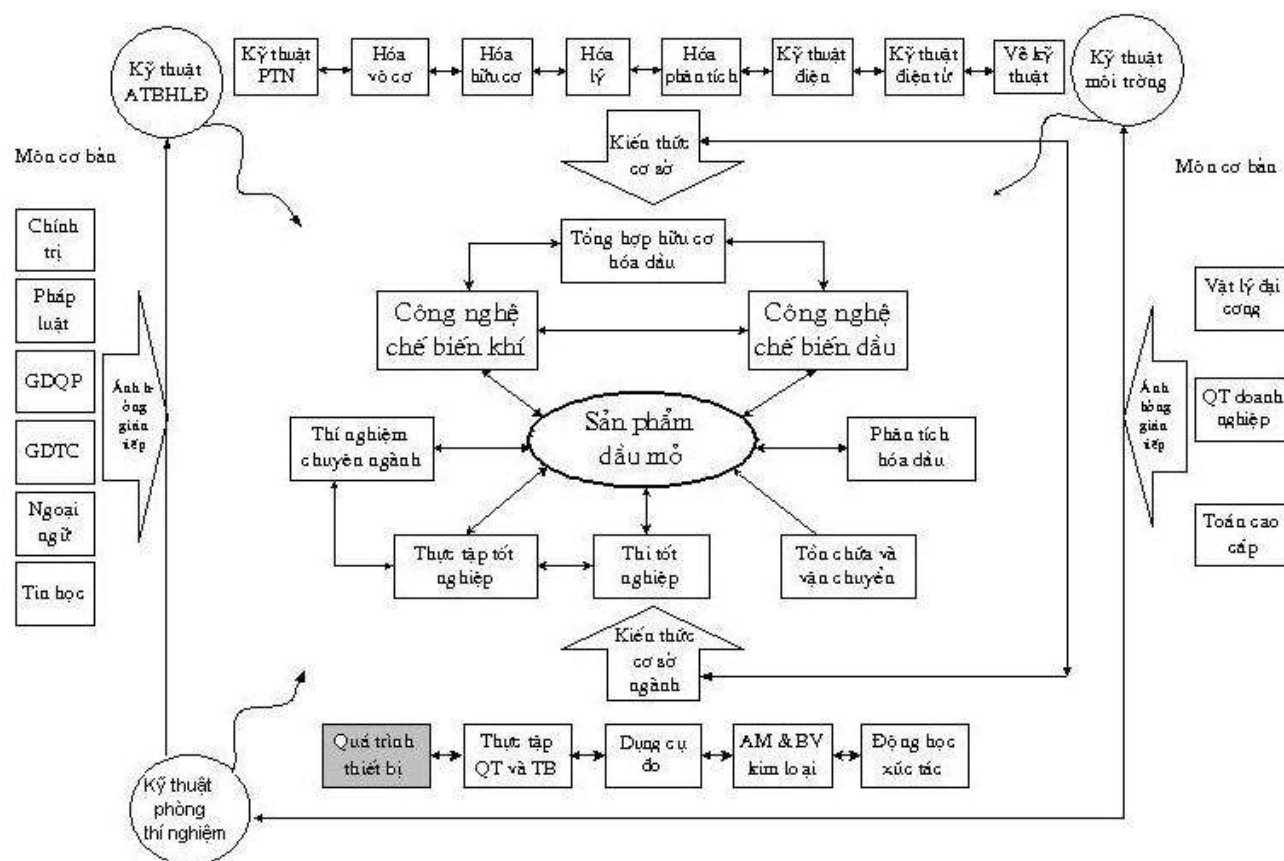
Bài 6: Khái niệm về truyền nhiệt

Bài 7: Đun nóng –Làm nguội –Ngưng tụ

Bài 8: Cô đặc

Bài 9: Kết tinh

Sơ đồ quan hệ theo trình tự học nghề



Ghi chú:

Kỹ thuật An toàn và bảo hộ lao động là môn cơ bản và bắt buộc. Mọi học viên phải học và đạt kết quả chấp nhận được đối với các bài kiểm tra đánh giá và thi kết thúc như đã đặt ra trong chương trình đào tạo.

Những học viên qua kiểm tra và thi mà không đạt phải thu xếp cho học lại những phần chưa đạt ngay và phải đạt điểm chuẩn mới được phép học tiếp các môn/ môn học tiếp theo.

Học viên, khi chuyển trường, chuyển ngành, nếu đã học ở một cơ sở đào tạo khác rồi thì phải xuất trình giấy chứng nhận; Trong một số trường hợp có thể vẫn phải qua sát hạch lại.

CÁC HÌNH THỨC HỌC TẬP CHÍNH TRONG MÔ ĐUN

- Học trên lớp các kiến thức cơ bản về truyền nhiệt, cách sử dụng các phương trình tính toán trong từng trường hợp cụ thể.
- Trang bị các kiến thức về cấu tạo các máy và thiết bị, nguyên tắc hoạt động và các sự cố có thể xảy ra.
- Tự nghiên cứu tài liệu liên quan đến do giáo viên hướng dẫn.
- Tham quan tìm hiểu về các thiết bị trong các cơ sở sản xuất

YÊU CẦU VỀ ĐÁNH GIÁ HOÀN THÀNH MÔ ĐUN

Về kiến thức

- Vận dụng đúng và đầy đủ các kiến thức về truyền nhiệt
- Giải thích được đúng và đầy đủ các phương trình truyền nhiệt, các nguyên tắc hoạt động của các thiết bị truyền nhiệt, các sự cố có thể xảy ra và biện pháp khắc phục.
- Trình bày đúng nguyên lý vận hành của các thiết bị truyền nhiệt.
- Giải thích nguyên nhân gây sự cố và biện pháp khắc phục

Về kỹ năng

- Tính toán chính xác các bài toán truyền nhiệt thông dụng.
- Môn tả đúng về cấu tạo, nguyên tắc hoạt động của các máy móc và thiết bị.

Về thái độ

- Nghiêm túc trong giờ học tập.
- Làm các bài tập về nhà đầy đủ.

BÀI 6

TRUYỀN NHIỆT Mã bài: QTTB 6

Giới thiệu

Trong các quá trình hóa học nhiều quá trình chỉ xảy ra theo chiều hướng cho trước ở một nhiệt độ xác định, do đó cần phải cung cấp thêm hoặc rút bớt nhiệt năng lượng giữ cho nhiệt độ không đổi giúp cho quá trình tiến hành nhanh hơn tốt hơn.

Các quá trình truyền nhiệt thường gặp trong sản xuất như các quá trình đun nóng, ngưng tụ, cô đặc, kết tinh.

Mục tiêu thực hiện

- Học xong bài này học viên có khả năng:
- Mô tả các dạng truyền nhiệt (dẫn nhiệt, cấp nhiệt và bức xạ nhiệt).
- Tính toán một vài dạng truyền nhiệt.

NỘI DUNG CHÍNH

6.1. Khái niệm cơ bản về truyền nhiệt

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

- **Nhiệt đối lưu:** Nhiệt đối lưu là hiện tượng truyền nhiệt do các phân tử chất lỏng hoặc chất khí đổi chỗ cho nhau hiện tượng này xảy ra là do chúng có nhiệt độ khác nhau gây nên khối lượng riêng khác nhau, hoặc do tác dụng như bơm hoặc khuấy trộn.

- **Nhiệt bức xạ:** Bức xạ nhiệt là quá trình nhiệt lượng truyền đi dưới dạng những tia năng lượng, nghĩa là nhiệt năng biến thành các tia bức xạ lan truyền trong không gian, khi gặp vật thể nào đó thì một phần năng lượng này biến thành nhiệt năng.

Trong thực tế truyền nhiệt từ vật này sang vật khác không đơn giản theo một phương thức, mà thường xảy ra theo cả hai hoặc ba phương thức đồng thời. Truyền nhiệt như vậy gọi là truyền nhiệt phức tạp.

- **Truyền nhiệt ổn định và không ổn định**

Truyền nhiệt ổn định là quá trình truyền nhiệt mà nhiệt độ thay đổi theo không gian nhưng không thay đổi theo thời gian, quá trình này chỉ xảy ra trong thiết bị làm việc liên tục.

Truyền nhiệt không ổn định là quá trình truyền nhiệt mà nhiệt độ thay đổi theo cả vị trí không gian và thời gian, quá trình này thường xảy ra trong các thiết bị làm việc gián đoạn, hoặc giai đoạn đầu và giai đoạn cuối của quá trình làm việc liên tục.

Quá trình truyền nhiệt là quá trình một chiều, đó là nhiệt chỉ được truyền từ nơi có nhiệt độ cao đến nơi có nhiệt độ thấp.

6.2. Dẫn nhiệt

6.2.1- Khái niệm trường nhiệt độ và gradien nhiệt độ

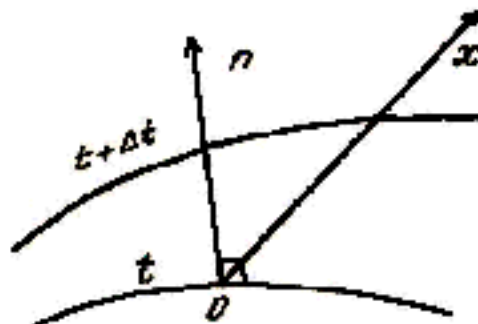
Trường nhiệt độ là tập hợp tất cả các trị số nhiệt độ tức thời của vật thể hoặc môi trường.

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 Gradien nhiệt độ, kí hiệu Gradt.

Nhiệt độ tại một điểm bất kỳ của vật thể cũng như trường nhiệt độ đều phụ thuộc vào vị trí không gian và thời gian. Nếu trường nhiệt độ chỉ biến thiên theo vị trí không gian mà không phụ thuộc vào thời gian gọi là trường nhiệt độ ổn định. Ngược lại, nếu trường nhiệt độ biến đổi

theo cả không gian và thời gian gọi là trường nhiệt độ không ổn định.

Đối với một vật thể thì mặt đẳng nhiệt là một mặt khép kín và các mặt đẳng nhiệt không cắt nhau, nên trên một mặt đẳng nhiệt không xảy ra hiện tượng dẫn nhiệt mà quá trình dẫn nhiệt chỉ xảy ra giữa các mặt đẳng nhiệt khác nhau của vật thể. Do đó nhiệt độ trong vật thể chỉ biến thiên theo những phương cắt mặt đẳng nhiệt và biến thiên nhanh nhất theo phương pháp tuyến với mặt đẳng nhiệt. Giả sử biến thiên nhiệt độ giữa hai mặt đẳng nhiệt cạnh nhau là Δt , khoảng cách giữa chúng theo phương pháp tuyến là Δn , thì giới



Hình 6-1
Mặt đẳng nhiệt

hạn của tỷ số $\frac{\Delta t}{\Delta n}$ khi $\Delta n \rightarrow 0$ gọi là gradien nhiệt độ, biểu diễn dưới dạng sau:

$$\lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{dt}{dn} = \text{Gradt}$$

Vậy gradien nhiệt độ là mức độ cường độ biến thiên nhiệt độ ở một điểm cho trước của vật thể, về trị số bằng độ biến thiên nhiệt độ trên một đơn vị chiều dài theo phương pháp tuyến của mặt đẳng nhiệt (hình.6-1)

6.2.2. Định luật Fourier và độ dẫn nhiệt

a. Định luật Fourier

Một nguyên tố nhiệt lượng dQ đi qua một nguyên tố bề mặt đẳng nhiệt dF trong khoảng thời gian $d\tau$ sẽ tỷ lệ với gradien nhiệt độ, độ lớn bề mặt và thời gian, nghĩa là:

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dn} dF \cdot d\tau \quad [\text{J}] \quad (6-1)$$

Đối với quá trình dẫn nhiệt ổn định:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{T1} - t_{T2}) F \cdot \tau \quad [\text{J}]$$

trong đó:

δ : chiều dày của tường [m]

t_{T1}, t_{T2} : nhiệt độ bề mặt của hai vách tường [$^{\circ}\text{C}$]

τ : thời gian dẫn nhiệt [s]

Dấu “-“ chỉ nhiệt dẫn theo chiều giảm nhiệt độ.

λ : hệ số dẫn nhiệt hay gọi là độ dẫn nhiệt [W/m.độ]

$$\lambda = \frac{Q\delta}{F(t_1 - t_2)} \quad [\text{W/m độ}]$$

Vậy hệ số dẫn nhiệt là lượng nhiệt dẫn qua 1m^2 bề mặt trong một đơn vị thời gian khi hiệu số chênh lệch nhiệt độ trên 1m chiều dài theo phương pháp tuyến của mặt đẳng nhiệt là 1 độ.

b. Độ dẫn nhiệt của các chất

Độ dẫn nhiệt biểu thị khả năng dẫn nhiệt của vật chất và là một hằng số vật lý, trị số của nó phụ thuộc vào thành phần cấu tạo vật chất, như khối lượng riêng, hàm ẩm, áp suất, và nhiệt độ của vật thể, và được xác định bằng thực nghiệm.

Độ dẫn nhiệt của vật rắn phụ thuộc vào nhiệt độ. Khi nhiệt độ tăng thì độ dẫn nhiệt cũng tăng. Đối với vật thể rắn đồng nhất về vật chất, thì quan hệ giữa độ dẫn nhiệt và nhiệt độ gần như theo một đường thẳng và được biểu diễn gần đúng bằng phương trình sau:

$$\lambda = \lambda_0(1+bt) \quad (6-2)$$

trong đó:

λ -độ dẫn nhiệt của vật thể ở nhiệt độ t °C

λ_0 -độ dẫn nhiệt của vật thể ở 0°C

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

t -nhiệt độ làm việc, °C

Đối với vật liệu rắn độ dẫn nhiệt khác nhau nhiều, sau đây nêu vài trị số dẫn nhiệt của kim loại thường dùng.

Bảng:6-1: Hệ số dẫn nhiệt của một số vật liệu từ 0÷100°C

TT	Tên chất	λ , [W/m.độ]	TT	Tên chất	λ , [W/m.độ]
01	Amiăng vải	0,279	07	Nhôm	211
02	Amiăng sợi	0,1115	08	Đồng thanh	64
03	Gạch xây dựng	0,2325÷0,28	09	Đồng thau	93
04	Gạch chịu lửa	1,005	10	Đồng đỏ	384
05	Gạch cách nhiệt	0,1395	11	Thép	46,5
06	Bông thủy tinh	0,0372	12	Thép không rỉ	17,5

Độ dẫn nhiệt của chất lỏng và chất khí rất nhỏ so với chất rắn, ở nhiệt độ bình thường độ dẫn nhiệt của nước bằng 0.59[W/m.độ], không khí lạnh gió bằng 0.02[W/m.độ].

Khác với vật thể rắn, hầu hết chất lỏng có độ dẫn nhiệt giảm khi nhiệt độ tăng, chỉ trừ nước và glyxêrin thì độ dẫn nhiệt tăng khi nhiệt độ tăng.

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

$$\lambda = \varepsilon c_p \gamma \sqrt{\frac{Y}{M}} \quad [\text{W/m.độ}] \quad (6-3)$$

trong đó:

c_p -nhiệt dung riêng của chất lỏng [J/kg.độ]

γ -trọng lượng riêng của chất lỏng [N/m³]

M -phân tử gam của chất lỏng [g/mol] hoặc [kg/kmol]

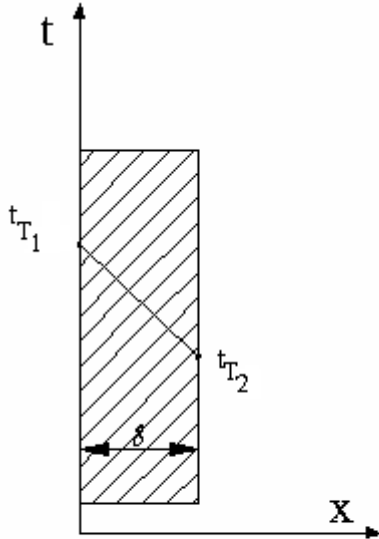
ε -hệ số tỷ lệ phụ thuộc vào tính chất của chất lỏng, có giá trị cụ thể như sau:

- đối với chất lỏng không kết hợp (benzen, toloen và hydrocacbon khác) thì $\varepsilon = 1,55 \cdot 10^{-4}$,

- đối với các chất kết hợp (như rượu, nước) thì $\varepsilon = 1,29 \cdot 10^{-4}$

6.2.3. Dẫn nhiệt ổn định qua tường phẳng

a. Dẫn nhiệt ổn định qua tường phẳng một lớp



Hình 6-2
Dẫn nhiệt qua tường phẳng một lớp

Trong quá trình dẫn nhiệt ổn định, nhiệt lượng nhiệt đi vào trong thành tường bằng lượng nhiệt đi ra khỏi thành tường và không đổi theo thời gian.

Trường hợp dẫn nhiệt qua tường phẳng một lớp vật liệu đồng nhất có chiều dày δ , diện tích bề mặt truyền nhiệt F , độ dẫn nhiệt λ , và nhiệt độ của hai bề mặt của tường t_{T1}, t_{T2}

Giả sử tường có chiều dài và chiều rộng lớn hơn nhiều so với chiều dày. Đặt tường vào hệ trục tọa độ XOY, trục x vuông góc với tường và nhiệt độ chỉ biến thiên theo phương x, và $t_{T1} > t_{T2}$

Theo định luật Fourier về dẫn nhiệt ta có phương trình dẫn nhiệt tổng quát sau.

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{T1} - t_{T2}) F \cdot \tau \quad (6-4)$$

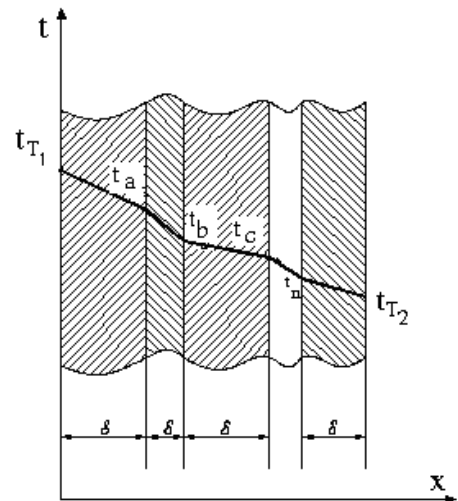
b. Dẫn nhiệt ổn định qua tường phẳng nhiều lớp

Nếu tường có n lớp khác nhau về độ dẫn nhiệt và chiều dày.

Giả sử các lớp có chiều dày theo thứ tự là $\delta_1, \delta_2, \delta_3, \dots, \delta_n$. và độ dẫn nhiệt tương ứng là $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3, \dots, \lambda_n$.

Nhiệt độ bề mặt ngoài của tường là t_{T1} và t_{T2} ($t_{T1} > t_{T2}$) và trên bề mặt tiếp xúc giữa các lớp tường là $t_a, t_b, t_c, \dots, t_n$.

Quá trình dẫn nhiệt ở trạng thái ổn định, do vậy lượng nhiệt dẫn qua mỗi bức tường đều



Hình 6-3
Dẫn nhiệt qua tường nhiều lớp

nhau và có thể thành lập phương trình như sau:

$$Q_1 = Q_2 = Q_3 = \dots = Q_n = Q$$

$$\text{-Lớp 1} \quad Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} F(t_{T1} - t_a) \tau \quad [\text{J}]$$

$$\text{hoặc} \quad Q \frac{\delta_1}{\lambda_1} = F(t_{T1} - t_a) \tau \quad (\text{a})$$

$$\text{-Lớp 2} \quad Q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} F(t_a - t_b) \tau \quad [\text{J}]$$

$$\text{hoặc} \quad Q \frac{\delta_2}{\lambda_2} = F(t_a - t_b) \tau \quad (\text{b})$$

$$\text{-Lớp 3} \quad Q = \frac{\lambda_3}{\delta_3} F(t_b - t_c) \tau \quad [\text{J}]$$

$$\text{hoặc} \quad Q \frac{\delta_3}{\lambda_3} = F(t_b - t_c) \tau \quad (\text{c})$$

$$\text{Lớp n} \quad Q = \frac{\lambda_n}{\delta_n} F(t_n - t_{T2}) \tau \quad [\text{J}]$$

$$\text{hoặc} \quad Q \frac{\delta_n}{\lambda_n} = F(t_n - t_{T2}) \tau \quad (\text{n})$$

Cộng các phương trình (a) (b)..(n) trên lại ta có:

$$Q \left(\frac{\lambda_1}{\delta_1} + \frac{\lambda_2}{\delta_2} + \frac{\lambda_3}{\delta_3} + \dots + \frac{\lambda_n}{\delta_n} \right) = (t_{T1} - t_{T2}) F \tau$$

$$Q = \frac{(t_{T1} - t_{T2}) F \cdot \tau}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{\delta_i}{\lambda_i}} \quad (6-5)$$

Trong đó: i- số thứ tự lớp tường

n- số lớp tường

6.1.4. Dẫn nhiệt ổn định qua tường ống

a. Dẫn nhiệt ổn định qua tường ống một lớp

Ta xét tường hình ống một lớp hình (6-4) có chiều dài L , bán kính trong r_1 , bán kính ngoài r_2 độ dẫn nhiệt λ . Bên trong tường có nguồn nhiệt. Vì dẫn nhiệt ổn định nên nhiệt độ mặt trong tường t_{T1} và t_{T2} là không đổi theo thời gian. Do tường ống lên bề mặt dẫn nhiệt của nó thay đổi từ trong ra ngoài, nên ta không thể áp dụng phương trình dẫn nhiệt của tường phẳng cho tường ống được. Vậy để cho bề mặt dẫn nhiệt thay đổi không đáng kể. Ta xét một lớp

tường mỏng có bán kính r và chiều dày dr theo định luật Fourier, lượng nhiệt dẫn qua lớp tường này như sau:

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

Trong đó:

L -chiều dài tường [m]

r_1 -bán kính trong tường [m]

r_2 -bán kính ngoài tường [m]

λ -độ dẫn nhiệt của vật liệu [W/m.độ]

τ -thời gian [s]

(phương trình có dấu “-“ vì dẫn nhiệt theo chiều giảm nhiệt độ)

Từ phương trình trên suy ra:

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

Lấy tích phân giới hạn từ r_1 đến r_2 và từ t_{T1} đến t_{T2} ta có:

$$\int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = -\lambda \frac{2\pi L \tau}{Q} \int_{t_{T1}}^{t_{T2}} dt$$

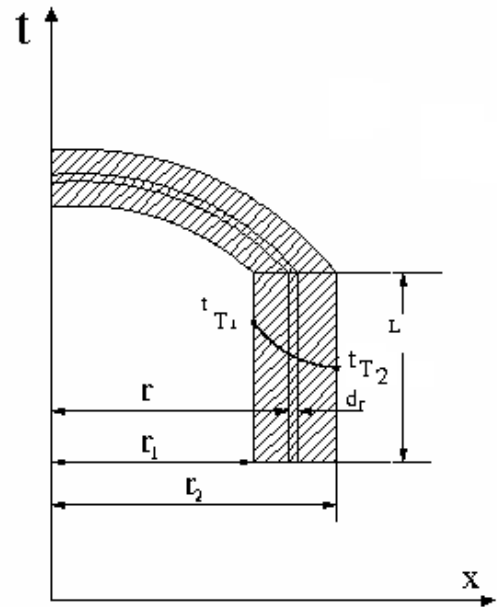
$$\ln \frac{r_2}{r_1} = -\frac{\lambda 2\pi L \tau}{Q} (t_{T2} - t_{T1})$$

$$\Rightarrow Q = \frac{2\pi L \tau (t_{T1} - t_{T2})}{\frac{1}{\lambda} 2,3 \lg \frac{r_2}{r_1}} \quad [J] \quad (6-6)$$

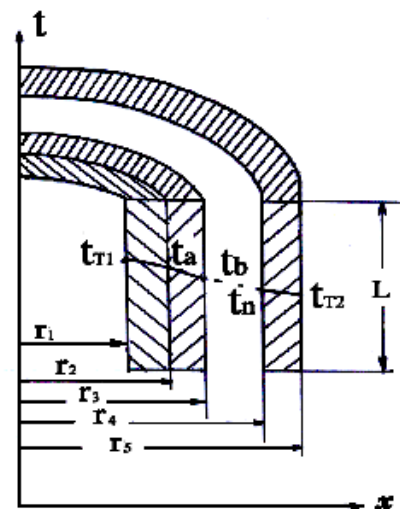
Đây là phương trình dẫn nhiệt qua tường ống một lớp trong trạng thái nhiệt ổn định

b. Dẫn nhiệt ổn định qua tường ống nhiều lớp

Đối với tường ống nhiều lớp như hình vẽ(6-5) thì cách chứng minh để rút ra phương trình cũng tương tự trong trường hợp tường phẳng nhiều lớp, ta lần lượt viết phương trình cho từng lớp tường và cộng các phương trình đó lại ta có phương trình dẫn nhiệt qua tường ống nhiều lớp tổng quát như sau:



Hình 6-4
Dẫn nhiệt qua tường ống



Hình 6-5
Dẫn nhiệt ổn định qua tường ống nhiều lớp

$$Q = \frac{2\pi L \tau (t_{T1} - t_{T2})}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{1}{\lambda_i} 2,31g \frac{r_{i+1}}{r_i}} \quad [J] \quad (6-7)$$

Trong đó:

i – số thứ tự lớp tường

n – số lớp tường

Nếu tỷ số $\frac{r_2}{r_1} < 2$ thì ta có thể tính theo công thức của tường phẳng.

6.3. Nhiệt đối lưu.

6.3.1. Khái niệm

Quá trình truyền nhiệt trong môi trường lỏng và khí chủ yếu bằng dòng đối lưu. Quá trình vận chuyển nhiệt từ chất lỏng hay chất khí tới bề mặt rắn hoặc ngược lại gọi là quá trình cấp nhiệt. Vậy cấp nhiệt là lượng nhiệt trao đổi chủ yếu bằng đối lưu.

Dòng đối lưu được phân ra hai dạng đối lưu tự nhiên và đối lưu cưỡng bức.

Đối lưu tự nhiên là sự chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí do sự chênh lệch khối lượng riêng của các phần tử chất lỏng hoặc chất khí, các phần tử có nhiệt độ cao sẽ có khối lượng riêng nhỏ, có xu hướng chuyển động lên, còn những phần tử có nhiệt độ thấp sẽ có khối lượng riêng lớn có xu hướng chuyển động xuống và tạo lên dòng đối lưu tự nhiên. Ta thường dựa vào chênh lệch nhiệt độ giữa các phần tử nóng và nguội để xác định sự chuyển động của dòng đối lưu tự nhiên.

Đối lưu cưỡng bức là sự chuyển động của chất lỏng hoặc khí do có tác dụng cơ học bên ngoài như khuấy trộn hoặc bơm.

Trong đối lưu cưỡng bức, quá trình trao đổi nhiệt mãnh liệt hơn đối lưu tự nhiên.

6.3.2. Định luật cấp nhiệt

Truyền nhiệt bằng cấp nhiệt rất phức tạp, nên việc tính toán khó chính xác. Để đơn giản việc tính toán, người ta dựa vào định luật Newton, đó là định luật cơ bản về cấp nhiệt.

- Nội dung: lượng nhiệt dQ do một nguyên tố bề mặt dF của vật thể có nhiệt độ t_T cấp cho môi trường xung quanh trong khoảng thời gian $d\tau$ tỷ lệ với hiệu số nhiệt độ giữa vật thể và môi trường với dF và $d\tau$, nghĩa là:

$$dQ = \alpha (t_T - t_m) dF d\tau \quad [J] \quad (6-8)$$

Trong đó: t_T – nhiệt độ bề mặt của vật thể [$^{\circ}\text{C}$];

t_m – nhiệt độ của môi trường xung quanh [$^{\circ}\text{C}$];

α - hệ số cấp nhiệt [$\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{độ}$].

α - thường được xác định bằng thực nghiệm.

Nếu quá trình cấp nhiệt ổn định thì phương trình cấp nhiệt tổng quát được viết dưới dạng như sau:

$$Q = \alpha (t_T - t_m) F \tau \quad [\text{J}] \quad (6-9)$$

Khi $F = 1\text{m}^2$, $\tau = 1\text{s}$, $t_T - t_m = 1^{\circ}\text{C}$, thì ta có $Q = \alpha$

Vậy hệ số cấp nhiệt α là lượng nhiệt do một đơn vị diện tích bề mặt tường cấp cho môi trường xung quanh (hay ngược lại nhận được từ môi trường xung quanh) trong trong một đơn vị thời gian khi hiệu số nhiệt độ là một độ.

Dựa vào đó ta tìm được thứ nguyên của α ;

$$\alpha = \frac{Q}{F\tau(t_T - t_m)}, \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}} \right] \text{ hoặc } \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \right] \quad (6-10)$$

Hệ số cấp nhiệt là một đại lượng rất phức tạp, nó phụ thuộc vào nhiều yếu tố như tính chất của từng chất lỏng hay khí đó là độ nhớt, khối lượng riêng, đặc tính chuyển động, nhiệt độ, nhiệt dung riêng vv..

6.3.3. Đồng dạng nhiệt và phương trình chuẩn số về cấp nhiệt.

Trong quá trình truyền nhiệt bằng đối lưu nó được đặc trưng bằng một hệ phương trình, gồm phương trình dòng liên tục, phương trình vi phân cấp nhiệt Fourier-Kirchhoff, do vậy nó rất phức tạp. Vậy để giải các phương trình đó ta phải dựa vào thuyết đồng dạng.

Dựa vào các phương trình vi phân về cấp nhiệt và thuyết đồng dạng ta rút ra các chuẩn số đồng dạng, do đó ta rút ra được các phương trình chuẩn số cho quá trình cấp nhiệt.

-Chuẩn số Nusselt

Chuẩn số Nusselt đặc trưng cho quá trình cấp nhiệt ở bề mặt phân giới. Trong quá trình truyền nhiệt ổn định thì lượng nhiệt truyền đi do dẫn nhiệt phải bằng lượng nhiệt truyền đi do cấp nhiệt.

$$Nu = \frac{\alpha.l}{\lambda} \quad (6-11)$$

Trong đó:

l - là kích thước đặc trưng.

$\left[\frac{\alpha.l}{\lambda} \right]$ là một đại lượng không thứ nguyên gọi là chuẩn số Nusselt

Chuẩn số Prandtl

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

$$Pr = \frac{C_p \mu}{\lambda} \quad (6-12)$$

Trong đó:

C_p - nhiệt dung riêng của môi trường [J/kg.độ].

μ - độ nhớt động lực, [kg.s/m²], (1kg.s/m² = 9,81 N.s/m²).

Chuẩn số Grashoff (Gr)

Chuẩn số Grashoff đặc trưng cho truyền nhiệt khi đối lưu tự nhiên

$$Gr = \frac{g L^3}{\nu^2} \beta \Delta t \quad (6-13)$$

Trong đó: ν : độ nhớt động học của chất lỏng [m²/s].

Δt : độ chênh lệch nhiệt độ [K] hoặc [°C].

β : hệ số giãn nở thể tích [1/K]

CÁC PHƯƠNG TRÌNH THỰC NGHIỆM VỀ CẤP NHIỆT

Để nghiên cứu các quá trình trao đổi nhiệt đối lưu, người ta đã tiến hành một số lượng lớn thí nghiệm. Sau khi xử lý các số liệu thí nghiệm bằng cách áp dụng lý thuyết đồng dạng, người ta tìm được các phương trình và công thức tính toán về nhiệt đối lưu.

Trong các công thức chỉ dẫn dưới đây, ta lấy các ký hiệu như sau:

w - tốc độ, m/s.

γ - trọng lượng riêng, N/m³.

c_p - nhiệt lượng riêng ở áp suất không đổi, [J/kg.độ].

λ - hệ số dẫn nhiệt, J/m.h.độ.

g - gia tốc trọng lượng, m/s².

ρ - khối lượng riêng, kg.s²/m⁴ (1kg.s²/m⁴;=9,81 kg/m³).

μ - độ nhớt động lực, kg.s/m² (1kg.s/m² = 9,81 N.s/m²).

- Hệ số cấp nhiệt khi lưu thể chảy xoáy. Cường bức trong ống thẳng tiết diện tròn.

Dạng tổng quát của phương trình cấp nhiệt khi lưu thể chảy xoáy cường bức là biểu thức:

$$Nu = f\left(\text{Re}, \text{Pr}, \frac{l}{l_0}\right) \quad (6-14)$$

Bằng cách chỉnh lý những số liệu thực nghiệm, các nhà nghiên cứu đã tìm được các công thức tính toán khác nhau. Công thức sau đây cho kết quả chính xác nhất và được áp dụng không những đối với chất lỏng giọt mà còn đối với các chất khí.

$$Nu = 0,023\text{Re}^{0,8}\text{Pr}^{0,4} \quad (6-15)$$

Từ đó suy ra:

$$\alpha = 0,023\frac{\lambda}{d}\text{Re}^{0,8}\text{Pr}^{0,4}, [\text{J}/\text{m}^2\text{h}.\text{độ}] \quad (6-16)$$

Công thức (6-16) được dùng ứng với $\text{Re} > 10.000$, chuẩn $\text{Pr} = 0,7 \div 2500$, nhiệt độ của tường thấp hơn nhiệt độ chất lỏng sôi, tỷ số giữa chiều dài của ống đối với đường kính của nó $\frac{l}{d} > 50$.

Đối với các ống ngắn trị số trung bình của hệ số cấp nhiệt tìm được lớn hơn một ít: khi $\frac{l}{d} > 30 \div 40$ sự tăng này không quá $2 \div 7\%$, và chỉ đối với những ống rất ngắn thì nó mới có ý nghĩa quan trọng.

Trị số các hằng số vật lý được lấy theo nhiệt độ trung bình lô-ga-rit của chất lỏng.

- Hệ số cấp nhiệt ở chế độ chuyển động quá độ

Trong khu vực trị số của chuẩn $\text{Re} = 2300 \div 10000$ nghĩa là, trong chế độ quá độ, hệ số cấp nhiệt phụ thuộc nhiều vào chuẩn số Re hơn là trong chuyển động xoáy ổn định của chất lỏng, người ta vẫn chưa thu thập được đầy đủ các số liệu thực nghiệm để rút ra các quan hệ về số lượng. Để tính gần đúng nhất trị số α ta có thể tính theo công thức (6-16) và có nhân thêm một hệ số điều chỉnh f ; trị số của hệ số này là

$$f \approx 1 - 6.10^3 \cdot \text{Re}^{-1,8} \quad (6-17)$$

- Hệ số cấp nhiệt khi lưu thể chuyển động dòng cưỡng bức trong ống thẳng có tiết diện tròn

Trong trường hợp đã cho nên chú ý đến sự phụ thuộc của sự cấp nhiệt theo đối lưu tự nhiên của chất lỏng cũng như phụ thuộc theo phương của nhiệt lưu.

Đối với ống nằm ngang, khi $(\text{Re} \cdot \text{Pr}) > 1800$ thì các kết quả chính xác nhất được tính theo công thức:

$$Nu = 0,74 (Re \cdot Pr)^{0.2} (Gr \cdot Pr)^{0.1} \quad (6-18)$$

$$\text{Và } \alpha = 0,74 \frac{\lambda}{d} (Re \cdot Pr)^{0.2} (Gr \cdot Pr)^{0.1} \quad (6-19)$$

Để tính chuẩn số Gr, ta lấy Δt bằng hiệu số giữa nhiệt độ của chất lỏng và tường. Trị số các hằng số lý học lấy theo nhiệt độ trung bình số học của chất lỏng $\frac{t_L + t_T}{2}$ đường kính d của ống được xác định bằng kích thước dài.

Đối với những ống ngắn, khi $l/d < 50$ thì trị số hệ số cấp nhiệt sẽ lớn hơn trị số tìm được theo công thức (6-18). Khi $l/d = 40$, nó lớn hơn 5%, khi $l/d = 30$ thì lớn hơn 13% và càng tăng nhiều tỷ số l/d tiếp tục giảm.

Đối với ống thẳng đứng, giá trị của hệ số cấp nhiệt phụ thuộc vào tương quan giữa hướng của dòng cưỡng bức và chuyển động tự do của chất lỏng. Khi hướng của chúng trùng nhau, nghĩa là trong trường hợp chất lỏng chuyển động từ dưới lên trên khi đun nóng, thì hệ số cấp nhiệt có thể lấy bằng $0,85\alpha$, trong đó α là hệ số cấp nhiệt được tính theo công thức (6-19), khi hướng chuyển động không trùng nhau, hệ số cấp nhiệt lấy bằng $1,15\alpha$.

- Hệ số cấp nhiệt trong ống hình trụ

Chùm ống hình trụ:

Trong trường hợp chất tải nhiệt chuyển động dọc trong khoảng không gian ở giữa các ống, hệ số cấp nhiệt có thể xác định theo công thức gần đúng.

$$Nu = 1,16 D_{td}^{0.6} Re^{0.6} Pr^{0.33} \quad (6-20)$$

Hay là

$$\alpha = 1,16 \frac{\lambda}{d_n} 16 D_{td}^{0.6} Re^{0.6} Pr^{0.33} \quad (6-21)$$

Trong đó: D_{td} đường kính tương đương của khoảng không gian ở giữa các ống, tính bằng m, tương ứng với toàn bộ chu vi được thấm ướt.

w - tốc độ chuyển động của chất lỏng trong tiết diện tự do, m/s

Chùm ống hình trụ có tấm chắn ngang.

Các tấm chắn ngang trong khoảng không gian ở giữa các ống có thể là hình viên phân hay là dạng hình đĩa và vành khăn nằm xen kẽ nhau.

Trong trường hợp này hệ số cấp nhiệt xác định theo công thức

$$Nu = C D_{td}^{0.6} Re^{0.6} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14} \quad (6-22)$$

Hay là

$$\alpha = \text{CD}_{\text{td}}^{0.06} \frac{\lambda}{dn} R_e^{0.6} \text{Pr}^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14} \quad (6-23)$$

trong đó $C = 1,72$ đối với tấm chắn hình viên phân và $C = 2,08$ đối với tấm chắn hình vành khăn:

w - Tốc độ chất lỏng tính bằng m/s được xác định theo tiết diện có hiệu quả có thể xác định theo công thức

$$f = \sqrt{f_1 f_2} \quad (6-24)$$

Trong đó: f_1 : Bề mặt tiết diện tự do để chất lỏng chảy vuông góc với chùm ống m^2 ;

f_2 - Bề mặt tiết diện tự do ở lỗ trống của tấm ngăn (bề mặt của viên phân hay là chỗ hở của vành khăn) trừ cho tổng số diện tích của các ống đi qua đó.

Đối với các tấm ngăn hình viên phân (hình 7-17) thì

$$f_1 = hD \left(1 - \frac{dn}{t} \right) \quad (6-25)$$

Trong đó

h - khoảng cách giữa các tấm chắn,

t - bước cửa các ống,

- Hệ số cấp nhiệt ở trong ống uốn cong.

Khi chất lỏng chảy trong ống uốn cong, ví dụ trong ống xoắn, dưới tác dụng của lực ly tâm độ xoáy của dòng sẽ tăng lên, và trong tiết diện ngang của ống này luôn luôn xuất hiện thêm sự tuần hoàn thứ hai của chất lỏng.

Hệ số cấp nhiệt đối với ống xoắn có thể xác định gần đúng theo đẳng thức

$$\alpha_R = \alpha \left(1 + 1,77 \frac{d}{R} \right) \quad (6-26)$$

Trong đó:

α - Hệ số cấp nhiệt đối với ống thẳng, $W/m^2 \cdot \text{độ}$

d - Đường kính của ống, m;

R - Bán kính cong của ống xoắn, m.

Thường sự tăng trị số α do độ uốn cong của ống không lớn lắm.

- **Hệ số cấp nhiệt đối với chất lỏng được khuấy bằng máy khuấy cơ khí.**

Nếu chất lỏng chuyển động nhờ máy khuấy cơ khí, thì số hệ số cấp nhiệt phụ thuộc vào hình dạng của bề mặt đun nóng, kích thước cách khuấy và số vòng quay của nó. Vì khi khuấy độ xoáy của chất lỏng chuyển động sẽ lớn, nên phương trình cấp nhiệt dưới dạng tổng quát sẽ là.

$$Nu = C Re^m Pr^n \quad (6-27)$$

Đối với các quá trình khuấy trộn chất lỏng, chuẩn số Ray-non sẽ có một dạng khác nào đó, khi thay tốc độ bằng số vòng quay của máy khuấy. Như ta đã biết, tốc độ và số vòng quay liên hệ với nhau dưới dạng.

$$\omega = \pi dn$$

Trong đó:

ω - Tốc độ vòng của cách khuấy, m/s

d - Đường kính của cánh khuấy, m;

n - Số vòng quay vòng/s

Trong sự biến đổi này, chuẩn số Re có dạng:

$$Re_M = \frac{\omega d \rho}{\mu} = \frac{d^2 n \rho}{\mu} \quad (6-28)$$

Trong đó hằng số π , được tính vào hệ số tỷ lệ C của phương trình cấp nhiệt (6-28). nếu sự trao đổi nhiệt của chất lỏng khuấy trộn tiến hành qua vỏ bọc ngoài, thì có thể lấy.

$$Nu_u = 0,36 \cdot Re_M^{\frac{2}{3}} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} \quad (6-29)$$

hay là

$$\alpha = 0,36 \frac{\lambda}{D} Re_M^{\frac{2}{3}} Pr^{\frac{1}{3}} R \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} \quad [J/m^2h \cdot \text{độ}] \quad (6-30)$$

Trong đó ngoài những đại lượng đã biết; ta lấy:

D - đường kính của thiết bị, m;

μ - độ nhớt của chất lỏng tính bằng $[kG \cdot s/m^2]$ lấy ở nhiệt độ trung bình

của tường và chất lỏng $t_{tb} = \frac{t_t + t_L}{2}$

μ_T - độ nhớt của chất lỏng ở nhiệt độ tường (vỏ bọc ngoài) $kG \cdot s/m^2$.

Nếu sự trao đổi nhiệt của chất lỏng có khuấy tiến hành qua ống xoắn, thì phương trình cấp nhiệt có dạng:

Hay là

$$\alpha = 0,87 \frac{\lambda}{D} \text{Re}_M^{0,62} \text{Pr}^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_T} \right)^{0,14} \quad [\text{J/m}^2\text{h.độ}] \quad (6-31)$$

trong đó tất cả các ký hiệu cũng lấy như trong phương trình (6-29)

Giá trị các hằng số vật lý ρ , c_p và λ trong các phương trình (6-29) và (6-30) lấy ở nhiệt độ trung bình số học của chất lỏng.

Các công thức (6-28) và (6-30) dùng cho các thiết bị có đường kính đến 300 mm; đối với những thiết bị có đường kính lớn các công thức cho trên có kết quả không đúng.

- Hệ số cấp nhiệt khi dòng chất lỏng chảy ngang cưỡng bức đối với ống đơn chiếc.

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

$$Nu_u = C \text{Re}^n \text{Pr}^{0,4} \quad (6-32)$$

hay là

$$\alpha = C \frac{\lambda}{d_n} \text{Re}^n \text{Pr}^{0,4} \quad (6-33)$$

Trong đó C và n - hệ số, phụ thuộc vào giá trị của chuẩn số Re Bảng 6-2

Bảng 6-2. Giá trị của các hệ số C và n

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

Các hằng số vật lý trong công thức (6-33) xác định theo nhiệt độ trung bình của chất lỏng; người ta lấy đường kính ngoài d_n của ống thay cho kích thước dài đã xác định.

Đối với các khí có nguyên tử đồng nhất, chuẩn số Pr là đại lượng không đổi và trong trường hợp này công thức (6-32) có thể đơn giản bằng cách bỏ thừa số $\text{Pr}^{0,4}$. giá trị của các hệ số n và C đối với các khí đã nêu trong bảng 6-2 (trong dấu ngoặc).

- Hệ số cấp nhiệt khi dòng chất lỏng chảy ngang cưỡng bức đối với một ống chùm

Sự cấp nhiệt khi dòng chất lỏng chảy ngang làm ướt cả chùm ống, có thể xác định theo công thức:

$$\text{Nu} = C_\varepsilon \text{Re}^n \text{Pr}^{0,4} \quad (6-34)$$

Trong đó trị số ε và n phụ thuộc vào vị trí của các ống trong chùm, và số thứ tự của dãy ống theo chiều sâu của chùm.

Trị số của hệ số C phụ thuộc theo tỷ số giữa bước của ống và đường kính ống S_1/d .

Khi $S_1/d = 1,2 \div 3$, $C = 1 + 0,1 S_1/d$ và khi $S_1/d > 3$, $C = 1,3$.

Công thức (6-34) dùng cho ống tròn trong giới hạn trị số $Re = 5000 \div 7000$ và $S_1/d = S_2/d = 1,2 \div 5$.

Trị số các hằng số vật lý trong công thức (6-34) lấy theo nhiệt độ trung bình của chất lỏng, còn tốc độ của dòng thì lấy ở tiết diện nhỏ nhất trong chùm.

Nhưng cũng cần thấy rằng, đối với chất lỏng giọt, trường hợp trao đổi nhiệt này hầu như chưa được nghiên cứu, và do đó công thức (6-34) chỉ có thể dùng để tính toán sơ bộ.

-. Hệ số cấp nhiệt khi chất lỏng chuyển động tự do

Khi chất lỏng chuyển động tự do, nghĩa là chuyển động gây ra bởi khối lượng riêng của các thành phần nóng và lạnh khác nhau của nó, người ta dùng phương trình chuẩn số:

$$Nu = f \left(Gr, Pr, \frac{l}{l_0}, \dots, \frac{l_n}{l_0} \right)$$

Nhưng kết quả nghiên cứu về các chất lỏng có thấm ướt tường mà chuẩn số $Pr \geq 0,7$ đã được M.A. Mi-khê-ép tổng hợp lại, trong đó ông đã thiết lập ra quan hệ sau:

$$Nu = C(Gr.Pr)^n \quad (6-35)$$

Các nghiên cứu đã chứng tỏ rằng chất lỏng chuyển động tự do có ba chế độ: dòng, quá độ và xoáy. Sự ưu việt hơn của chế độ này hay chế độ khác phụ thuộc vào Δt - hiệu số nhiệt độ của bề mặt trao đổi nhiệt và chất lỏng, đồng thời cũng phụ thuộc vào hình dạng và kích thước của bề mặt.

Giá trị của hệ số C và n thay đổi theo chế độ chuyển động tự do của chất lỏng được trình bày trong bảng 6-3.

Bảng 6-3. Giá trị của các hệ số C và n

Chế độ chuyển động tự do của chất lỏng	Trị số của phức hệ $Gr.Pr$	Các hệ số	
		C	n
Chảy dòng	$1.10^{-3} \div 5.10^2$	1,18	1/8
Quá độ	$5.10^2 \div 2.10^7$	0,54	1/4
Xoáy	$2.10^7 \div 1.10^{13}$	0,135	1/3

Trong phương trình (6-35) chúng ta biểu thị các chuẩn số Nu, Gr và Pr bằng các nhóm trị số của chúng và ghi trị số tương ứng của các hệ số C và n. khi đó đối với ống và tấm thẳng đứng, chúng ta tìm được hệ số cấp nhiệt biểu thị như sau:

$$\text{Khi Gr. Pr} = 5.10^2 \div 2.10^7$$

Hay là

$$\alpha = 13.1\lambda^{\frac{3}{4}}\rho^{\frac{1}{2}}\left(\frac{\beta\Delta t_{tb}}{l\mu}\right)^{\frac{1}{4}} \quad (6-36)$$

$$\text{Khi Gr. Pr} > 2.10^7$$

hay là

$$\alpha = 9,48(\lambda\rho)^{\frac{2}{3}}\left(\frac{\beta_{cp}\cdot\Delta t}{\mu}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (6-37)$$

trong đó:

β - hệ số dẫn nở thể tích $\frac{1}{^{\circ}C}$

Δt - hiệu số nhiệt độ giữa tường và chất lỏng $^{\circ}C$

l - kích thước chiều dài xác định [m].

Trị số các hằng số vật lý trong phương trình (6-36) và (6-37) lấy theo nhiệt độ trung bình giữa tường và chất lỏng $t_{tb} = 0,5 (t_T + t_m)$.

khi $Gr.Pr > 2.10^7$ là quá trình trao đổi nhiệt tự làm mẫu, nghĩa là quá trình không phụ thuộc vào kích thước hình học của bề mặt trao đổi nhiệt.

Trị số các hằng số vật lý trong phương trình (6-36) và (6-37) lấy theo nhiệt trung bình giữa tường và chất lỏng $t_{cp} = (t_{CT} + t_{X})$.

Khi $Gr.Pr > 2.10^7$ là quá trình trao đổi nhiệt tự làm mẫu, nghĩa là quá trình không phụ thuộc vào kích thước hình học của bề mặt trao đổi nhiệt.

Các thông số nêu trên là ứng với sự cấp nhiệt trong khoảng không gian vô hạn. Trong những trường hợp đối lưu tự nhiên trong khoảng không gian hẹp và hữu hạn (trong các rãnh, các vỏ bọc ngoài v.v...) quá trình cấp nhiệt trở nên phức tạp thêm, vì độ lớn và hình dạng của khoảng không gian có ảnh hưởng đến quá trình.

- Hệ số cấp nhiệt khi dòng khí chuyển động cưỡng bức dọc theo tường phẳng. Nếu các tường dẫn nhiệt gồm có những mặt phẳng đặt gần nhau, ngay cả khi tạo thành những rãnh kín, thì quá trình trao đổi nhiệt có thể xem như là sự trao đổi nhiệt trong ống tiết diện hình chữ nhật.

Nếu lớp khí quá lớn chạy dọc theo tường phẳng, thì các công thức trao đổi nhiệt trong ống đã nghiên cứu ở trên không thể ứng dụng được mà phải dùng các công thức cấp nhiệt riêng cho tường phẳng.

Hệ số cấp nhiệt trong trường hợp này có thể tính gần đúng theo quan hệ sau:

$$Nu = 0,0356 Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad (6 - 38)$$

Từ đó:

$$\alpha = 0,0356 \frac{\lambda}{l} Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad (6 - 39)$$

Trong đó l - chiều dài của tường tính bằng m, và $Re = \frac{\omega l \rho}{\mu}$

Các hằng số lý học trong phương trình (6 - 39) lấy theo nhiệt độ trung bình của chất lỏng.

- Hệ số cấp nhiệt khi hơi ngưng tụ.

Hơi được ngưng tụ có thể phủ lên bề mặt của tường lạnh ở dạng những giọt hay là dạng màng. Sự ngưng tụ theo dạng thứ nhất gọi là ngưng tụ thành giọt, còn dạng thứ hai là ngưng tụ thành màng. Sự ngưng tụ thành giọt thường xảy ra trong trường hợp bề mặt làm nguội không thấm ướt bởi nước ngưng tụ, ta thấy hiện tượng này khi hơi ngưng tụ với hỗn hợp dầu, dầu hoả, mỡ trên một bề mặt rất nhẵn hay là khi ngưng tụ hơi sạch trên bề mặt nhẵn có bao phủ một lớp mỏng các chất này.

Sự ngưng tụ thành màng xảy ra khi hơi là đồng nhất và bề mặt làm nguội sạch, bề mặt này hoàn toàn thấm ướt được chất lỏng. Hệ số cấp nhiệt khi ngưng tụ thành màng có trị số nhỏ hơn nhiều so với khi ngưng tụ thành giọt. Trên thực tế cả hai dạng ngưng tụ này thường xảy ra đồng thời.

Lý thuyết của sự ngưng tụ thành màng như sau:

Khi hơi ngưng tụ nhanh ở trên tường thẳng đứng, do hiệu số nhiệt độ giữa hơi t_m và của tường t_T nó tạo thành một màng chất lỏng dày, dưới tác dụng của trọng lực, theo hướng song song với tường, nước ngưng tụ chảy xuống dưới, khi đó chiều dày của lớp chất lỏng dần dày lên do lượng nước ngưng tụ mới bổ sung vào.

Tốc độ chảy trung bình của nước ngưng tụ phụ thuộc vào trọng lượng riêng (γ) và ma sát nội hay là độ nhớt của nó (μ),

Nhiệt độ một phía của màng chất lỏng lấy theo t_T còn phía kia lấy theo nhiệt độ của hơi t_m .

Nếu sự chuyển động của màng là chuyển động dòng. Thì lượng nhiệt truyền qua nó có thể xác định theo phương trình dẫn nhiệt:

$$Q = \lambda \frac{t_m - t_T}{\delta} F \tau \quad [\text{J}] \quad (6-40)$$

trong đó δ - chiều dày của màng.

Lượng nhiệt này cũng có thể biểu diễn theo phương trình cấp nhiệt tổng quát.

$$Q = \lambda \alpha_m - t_T \bar{F} \tau \quad [\text{J}] \quad (6-41)$$

So sánh 2 phương trình trên, ta được

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

Như vậy, hệ số cấp nhiệt α hoàn toàn phụ thuộc vào chiều dày δ của lớp nước ngưng tụ chảy trên tường và lớp này càng dày thì sự cấp nhiệt sẽ càng kém.

Sau khi phân tích điều kiện nhiệt động và thủy động học của sự tạo thành màng nước ngưng tụ, Nu-xen đã tính được chiều dày của nó và sau đó lấy tính phân lượng nhiệt đi qua màng có chiều cao đã cho, và xác định được trị số lý thuyết của hệ số cấp nhiệt từ hơi ngưng tụ trên tường thẳng đứng. Trong đó, ông không tính đến chuyển động xoáy của màng và các thông số vật lý coi như không đổi.

Các trị số của hệ số cấp nhiệt tính theo các công thức tìm được trên cơ sở lý thuyết đồng dạng đối với sự trao đổi nhiệt khi hơi ngưng tụ, rất phù hợp với các số liệu thực nghiệm.

Trong trường hợp đã cho, có sự thay đổi trạng thái ở trên bề mặt chuyển tiếp từ pha hơi đến pha lỏng thì phải tính đến chuẩn số ngưng tụ.

$$K = \frac{r}{C\Delta t}$$

Trong đó: r - ẩn nhiệt ngưng tụ [J/kg]

C - nhiệt dung riêng, [J/kg.độ]

chuẩn số ngưng tụ K là trị số xác định cho tất cả các trường hợp trao đổi nhiệt có liên hệ với sự thay đổi trạng thái liên hợp của vật chất.

Mối liên hệ tổng quát giữa các chuẩn số đồng dạng của sự trao đổi nhiệt hơi ngưng tụ được thể hiện ở dạng sau:

$$\text{Nu} = f(\text{Ga}, \text{Pr}, K)$$

Theo các số liệu thí nghiệm của S.S Ku-ta-te-lát-de, khi màng nước ngưng tụ chảy dòng ($Re < 180$) thì hệ số cấp nhiệt của hơi ngưng tụ trên ống thẳng đứng có thể xác định theo phương trình:

$$\alpha = 1,154 \sqrt[3]{\frac{3600 \lambda^3 \gamma^2 r}{h_m - t_T \mu}} \quad (6-42)$$

trong đó: λ, γ và μ - độ dẫn nhiệt, trọng lượng riêng và độ nhớt của nước ngưng tụ, được xác định theo nhiệt độ trung bình của lớp màng phân cách: $t_{tb} = 0,5 (t_m + t_T)$.

Ấn nhiệt ngưng tụ của hơi r được xác định theo nhiệt độ bão hoà t_m .

Nếu $Re > 180$, thì ở phần dưới của ống, màng nước ngưng tụ chuyển động rời và hệ số cấp nhiệt bằng

$$\alpha = 0,107 \lambda pr \sqrt[3]{\left(\frac{\gamma}{\mu}\right)^2} \quad (6-43)$$

Tìm trị số Re theo phương trình

$$Re = \frac{\alpha (t_m - t_T) \bar{h}}{3600 r \cdot \gamma \cdot \mu g} \quad (6-44)$$

Để tính trị số của hệ số cấp nhiệt khi hơi ngưng tụ trên ống nằm ngang ta dùng công thức (6-39), nhưng thay hệ số 1,15 bằng hệ số 0,725 và về kích thước hình học xác định thì ta thay chiều cao của tường là h bằng đường kính ngoài của ống d_n .

Khi hơi ngưng tụ trên chùm ống nằm ngang, trị số d trong công thức, được thay bằng tổng số đường kính ngoài của các ống xếp cái này trên cái kia:

$$\Sigma = \frac{nd_n}{m}$$

Trong đó,

n - toàn bộ số ống, còn

m - số dãy ống theo chiều thẳng đứng.

Khi hơi nước bão hòa có chứa không khí và khí, hệ số cấp nhiệt bị giảm nhiều, vì không khí tập trung ở trên tường tạo thành lớp đệm không khí, qua lớp đệm này các phân tử hơi chỉ chuyển động bằng khuếch tán.

- Hệ số cấp nhiệt khi chất lỏng sôi

Sự cấp nhiệt khi chất lỏng sôi là một quá trình rất phức tạp. Thực nghiệm chứng tỏ rằng đặc trưng của sự tiến hành quá trình này và cường độ của nó phụ thuộc vào hiệu số nhiệt độ của bề mặt tường cấp nhiệt t_T , và nhiệt

độ của hơi tạo thành khí sôi t_s . Hiệu số nhiệt độ này $\Delta t = t_T - t_s$ càng lớn, thì nhiệt tải riêng của bề mặt đun nóng càng lớn.

$$q = \frac{Q}{F\tau} = \alpha\Delta t \quad [\text{J}/\text{m}^2\text{h}] \quad (6-45)$$

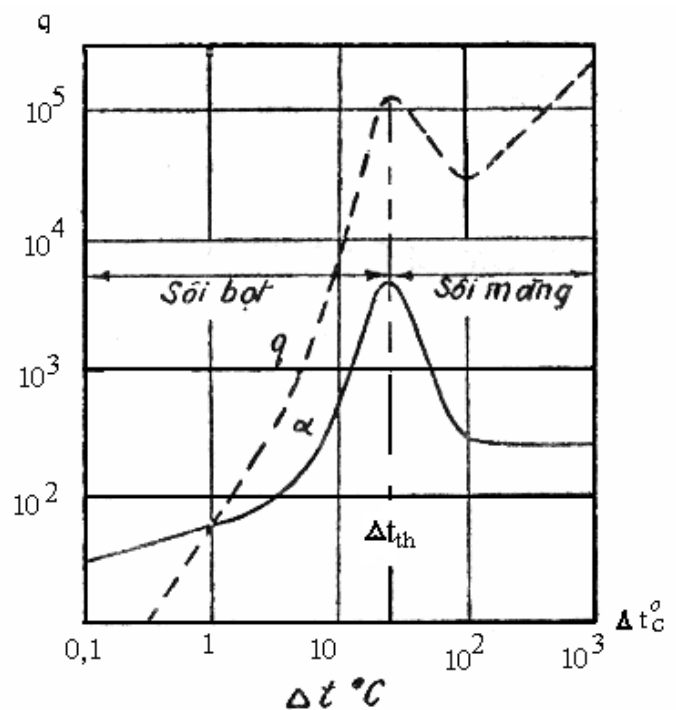
Khi nhiệt tải riêng nhỏ $q \leq 5 \cdot 10^3 \text{ J}/\text{m}^2\text{h}$, giờ sự tạo thành hơi trên bề mặt đun nóng chỉ xảy ra ở từng điểm riêng của nó (chỗ lồi nhỏ của bề mặt gồ ghề, đóng cặn bẩn v.v...) những điểm đó gọi là các tâm tạo thành hơi.

Khi tăng Δt hay là tăng áp suất thì số tâm tạo thành hơi cũng tăng lên và sự sôi sẽ trở nên mãnh liệt hơn. Nếu sự sôi của chất lỏng xảy ra trong thể tích lớn, ở trị số Δt nhỏ thì nhiệt tải riêng nhỏ, do đó quá trình cấp nhiệt được xác định theo đối lưu tự nhiên và hệ số cấp nhiệt α có thể tính gần đúng theo phương trình (6-36) và (6-37). ở áp suất thường phương trình đối lưu tự nhiên được sử dụng khi hiệu số nhiệt độ $\Delta t \leq 5 \cdot 10^3 \text{ J}/\text{m}^2\text{h}$.

Khi tăng nhiệt tải riêng, bọt hơi được tạo thành mãnh liệt tạo điều kiện tốc độ chuyển động của chất lỏng. Khi có hệ số cấp nhiệt cũng tăng lên. Chế độ sôi trong những điều kiện đó thường gọi là sôi sủi bọt hay là sôi hạt nhân. Khi tiếp tục tăng hiệu số nhiệt độ giữa tường và chất lỏng sôi, các bọt hơi vừa được tạo thành kết lại với nhau và trên bề mặt trao đổi nhiệt tạo ra một màng hơi kín; khi đó hệ số cấp nhiệt giảm xuống đột ngột. Chế độ sôi trong điều kiện này gọi là sôi thành màng.

Các trị số của nhiệt tải riêng, hiệu số nhiệt độ và hệ số cấp nhiệt, tương ứng với điểm quá độ từ chế độ sôi sủi bọt đến sôi thành màng, gọi là trị số tới hạn. Rõ ràng rằng, chế độ sôi thích hợp nhất của chất lỏng là chế độ sôi sủi bọt, ở gần điểm tới hạn.

Đối với nước ở áp suất khi quyền quan hệ giữa $q = f(\Delta t)$ và $\alpha = \varphi(\Delta t)$ biểu thị trên (hình 6-6).



Hình 6-6
Sự phụ thuộc của α và q vào Δt đối với nước

Hệ số cấp nhiệt đối với nước khi sôi trong điều kiện của chế độ sôi bọt, chỉ có đối lưu tự nhiên và khi áp suất từ 0,2 đến 100 at, thì có thể xác định theo một trong hai công thức dưới:

$$\alpha_B = 2,453 P^{0,176} q^{0,7} \text{ [J/m}^2 \text{ h.độ]} \quad (6-46)$$

$$\alpha^B = 22P^{0,58} \Delta t^{2,33} \text{ [J/m}^2 \text{ h.độ]} \quad (6-47)$$

trong đó: P - áp suất, atm

q - Nhiệt tải riêng, [J/m²h.độ]

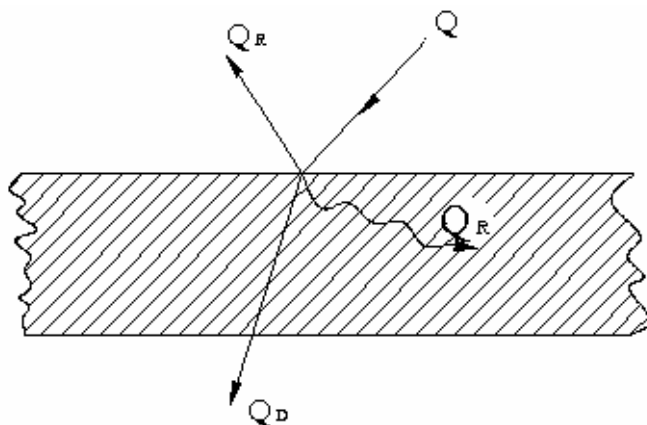
t_m - t_T = Δt - hiệu số nhiệt độ, °C

6.4. Nhiệt bức xạ

6.4.1. Khái niệm cơ bản

Trong quá trình trao đổi nhiệt đối lưu hầu như có kèm nhiệt bức xạ. Tất cả các vật thể nhiệt độ cao hơn 0(K) đều phát ra những tia năng lượng dưới dạng tia bức xạ và lan truyền trong không gian xung quanh vật thể. Nhiệt độ của vật thể càng cao thì lượng nhiệt được truyền đi dưới dạng tia năng lượng càng lớn. Các tia bức xạ này phát ra trong không gian khi gặp vật thể khác, nó có thể bị hấp thụ toàn bộ hay một phần để biến thành nhiệt năng. Trong quá trình đó sóng điện từ đóng vai trò là chất tải nhiệt. Đó là quá trình vận chuyển nhiệt bằng bức xạ.

Trên bề mặt mọi vật thể luôn luôn xảy ra quá trình bức xạ (phát ra tia bức xạ) và quá trình hấp thụ (hút các tia bức xạ). Về bản chất vật lý thì tia bức xạ nhiệt cũng giống bức xạ ánh sáng và các loại bức xạ khác và tuân theo các định luật về phản xạ, khúc xạ, hấp thụ của các tia. Chúng chỉ khác nhau về độ dài bước sóng. Trong môi trường đồng



Hình 6-7
Tia bức xạ tới vật thể

nhất tia bức xạ cũng truyền theo đường thẳng, trong môi trường chân không tia bức xạ xuyên qua hoàn toàn với tốc độ không đổi là $3 \cdot 10^{10}$ cm/s, với các tia ánh sáng nhìn thấy được có bước sóng từ $0,4 \div 0,8 \mu$, còn các tia bức xạ có bước sóng từ $0,8 \div 40 \mu$.

Nếu như có một tia sáng có năng lượng Q chiếu vào một vật thể nào đó thì trong trường hợp tổng quát, nó phân ra thành ba thành phần tùy theo tính

chất và bề mặt của vật thể, một phần tia năng lượng bị phản xạ Q_R , một phần năng lượng bị hấp thụ Q_A nghĩa là biến đổi thành nhiệt năng và một phần năng lượng bị khúc xạ và xuyên qua vật thể Q_D .

Theo định luật về bảo toàn năng lượng thì năng lượng bức xạ toàn phần đập vào vật thể là:

$$Q = Q_A + Q_D + Q_R$$

Ký hiệu:

$$\frac{Q_A}{Q} = A: \text{khả năng hấp thụ của vật thể.}$$

$$\frac{Q_D}{Q} = D: \text{khả năng khúc xạ của vật thể.}$$

$$\frac{Q_R}{Q} = R: \text{khả năng phản xạ của vật thể.}$$

Ta có:

$$A + R + D = 1$$

Nếu $A=1$ thì $D=R=0$, nghĩa là tất cả các tia bức xạ được hấp thụ hoàn toàn bởi vật thể, vật thể như vậy gọi là vật đen tuyệt đối.

Nếu $R=1$ thì $A+D=0$, nghĩa là tất cả các tia bức xạ đều được phản xạ hoàn toàn. Vật thể như vậy gọi là vật trắng tuyệt đối.

Nếu $D=1$ thì $A=R=0$ nghĩa là tất cả các tia bức xạ đều đâm xuyên qua vật thể, vật thể như vậy gọi là vật trong suốt tuyệt đối.

Trong thực tế không có vật đen tuyệt đối, vật trắng tuyệt đối, vật trong suốt tuyệt đối mà chỉ vật thể hấp thụ một phần năng lượng của các tia sáng có độ dài tia sáng bất kỳ thì gọi là vật xám, như vật rắn chỉ hấp thụ một phần năng lượng của các tia sáng có độ dài bước sóng bất kỳ trong khoảng từ $0 \div \infty$, các khí chỉ hấp thụ một phần năng lượng của các tia sáng có bước sóng giới hạn trong khoảng nào đó.

6.4.2. Định luật cơ bản về bức xạ nhiệt

a. Định luật Planck

Định luật Planck thiết lập mối quan hệ giữa cường độ bức xạ của vật đen tuyệt đối với nhiệt độ và chiều dài bước sóng.

$$I_{0\lambda} = \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{\frac{C_2}{\lambda T}} - 1} \quad [\text{W/m}^3]$$

Trong đó:

$I_{0\lambda}$: cường độ bức xạ (năng suất bức xạ đơn sắc) của vật đen tuyệt đối.

$$C_1=0,374.10^{-15} [W/m^2]$$

$$C_2=1,4388.10^{-2} [m/K]$$

λ : chiều dài bước sóng, [m].

T: nhiệt độ tuyệt đối, [K].

b. Định luật Wien

Bước sóng ứng với trị số cực đại $I_{0\lambda}$ là λ_{max} . Giá trị λ_{max} có thể tìm được từ phương trình:

$$\lambda_{max}T = 2,988.10^{-3} [m.K]$$

c. Định luật Stefan – Boltzmann

Theo lý thuyết thì khả năng bức xạ do một đơn bề mặt vật thể phát ra trong một đơn vị thời gian. Khả năng bức xạ nhiệt của vật thể được biểu diễn theo công thức sau:

$$E = \frac{Q}{F} [W/m^2]$$

Trong đó:

E - là khả năng bức xạ của vật thể.

Q - lượng nhiệt truyền đi của tia sáng, [W]

F - diện tích bề mặt của vật thể, [m²]

Khả năng bức xạ của vật đen tuyệt đối E_0 tỷ lệ bậc 4 với nhiệt độ tuyệt đối của bề mặt vật thể. Đó là nội dung định luật Stefan – Boltzmann.

$$E_0 = K_0 T^4, [W/m^2]$$

Trong đó K_0 - hằng số bức xạ của vật đen tuyệt đối, giá trị của nó như sau:

$$K_0 = 5,67.10^{-8} [W/m^2(K)^4]$$

Để thuận tiện cho việc tính toán trong kỹ thuật người ta thường biểu diễn ở dạng sau:

$$E_0 = C_0 = \left(\frac{T}{100}\right)^4$$

Trong đó C_0 - hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối giá trị của nó là:

$$C_0 = 5,67 [W/m^2.K^4]$$

d. Định luật Kirchhoff

Trong thực tế tất cả các vật thể đều là vật xám, vì vậy điều quan trọng là cần xác định khả năng bức xạ nhiệt của vật xám.

Khả năng bức xạ nhiệt của vật xám có thể xác định bằng định luật Kirchhoff, theo định luật này tỷ số giữa khả năng bức xạ của một vật thể bất kỳ (E) với hệ số hấp thụ của nó (A) là một đại lượng không đổi và bằng khả năng bức xạ của vật đen tuyệt đối E_0 và chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ.

Dựa vào định luật Kirchkoff ta có thể tính được khả năng bức xạ của vật thể bất kỳ.

$$\frac{E}{A} = E_o$$

$$E = A.E_o = AC_o \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad [W/m^2]$$

$$E = C \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad [W/m^2]$$

Trong đó $C=AC_o$ – là hệ số bức xạ của vật xám, phụ thuộc vào tính chất của vật thể và được xác định bằng thực nghiệm.

A là khả năng hấp thụ của vật thể và bằng độ đen.

Đặt $\varepsilon = \frac{E}{E_o}$ - gọi là khả năng bức xạ hay là độ đen của vật thể.

6.5. Truyền nhiệt phức tạp

6.5.1. Khái niệm

Quá trình truyền nhiệt từ lưu thể này sang lưu thể khác qua tường ngăn gọi là truyền nhiệt phức tạp, bao gồm dẫn nhiệt, cấp nhiệt và bức xạ nhiệt.

Dựa theo nhiệt độ làm việc của hai lưu thể người ta chia ra truyền nhiệt đẳng nhiệt và truyền nhiệt biến nhiệt.

- Truyền nhiệt đẳng nhiệt.

Truyền nhiệt đẳng nhiệt xảy ra trong trường hợp nhiệt độ của hai lưu thể đều không thay đổi theo cả vị trí không gian và thời gian nghĩa 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 nước ngưng tụ, một phía là chất lỏng sôi.

- Truyền nhiệt biến nhiệt.

Trong trường hợp truyền nhiệt biến nhiệt người ta chia ra thành truyền nhiệt biến nhiệt ổn định và truyền nhiệt biến nhiệt không ổn định.

-Truyền nhiệt biến nhiệt ổn định là hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể chỉ biến đổi theo vị trí nhưng không biến đổi theo thời gian, chỉ xảy ra đối với quá trình làm việc liên tục.

Truyền nhiệt biến nhiệt không ổn định là trường hợp hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể biến đổi theo vị trí không gian và thời gian, xảy ra trong các quá trình làm việc gián đoạn, hoặc trong giai đoạn đầu và cuối của quá trình làm việc liên tục.

6.5.2. Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường phẳng

a. Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường phẳng một lớp

Giả sử có một tường phẳng có các thông số:

- Bề mặt truyền nhiệt F [m^2]
- Chiều dày tường δ (m)
- Độ dẫn nhiệt λ [$W/m.\text{độ}$]
- Nhiệt độ của lưu thể nóng t_1 [$^{\circ}C$]
- Nhiệt độ của lưu thể nguội t_2 [$^{\circ}C$]
- Hệ số cấp nhiệt của lưu thể nóng tới

$$\text{tường } \alpha_1 \left[\frac{W}{m^2.\text{độ}} \right]$$

- Hệ số cấp nhiệt của tường tới lưu thể

$$\text{nguội } \alpha_2 \left[\frac{W}{m^2.\text{độ}} \right]$$

Quá trình truyền nhiệt từ lưu thể nóng tới lưu thể nguội gồm ba giai đoạn.

- Nhiệt cấp từ lưu thể nóng tới tường
- Nhiệt dẫn qua tường
- Nhiệt cấp từ tường tới lưu thể nguội

Xét quá trình truyền nhiệt ổn định, lượng nhiệt truyền qua mỗi giai đoạn trong khoảng thời gian τ là không đổi ($Q=Q_1=Q_2=Q_3$)

Dựa vào tính chất truyền nhiệt qua từng giai đoạn ta thành lập phương trình như sau:

- Cấp nhiệt từ lưu thể nóng tới tường:

$$Q = Q_1 = \alpha_1(t_1 - t_{T1})F\tau$$

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

Dẫn nhiệt qua tường:
$$Q = Q_2 = \frac{\lambda}{\delta} (t_{T1} - t_{T2})F\tau$$

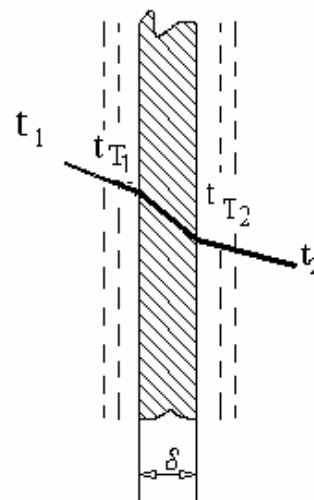
Hoặc
$$Q \frac{\delta}{\lambda} = (t_{T1} - t_{T2})F\tau \quad (b)$$

- Cấp nhiệt từ tường tới lưu thể nguội

$$Q = Q_3 = \alpha_2(t_{T2} - t_2)F\tau$$

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

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



Hình 6-8

Truyền nhiệt đẳng nhiệt từ lưu thể nóng tới lưu thể nguội qua tường phẳng một lớp

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

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

Ta đặt

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

Ta sẽ có phương trình: $Q = KF(t_1 - t_2)\tau$

$$Q = KF \Delta t \tau \quad [J] \quad (6-48)$$

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

$$K = \frac{Q}{F \Delta t} \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

Hệ số truyền nhiệt K là lượng nhiệt truyền đi trong thời gian 1h từ lưu thể nóng tới lưu thể nguội, qua 1m² bề mặt phân cách khi hiệu số chênh lệch nhiệt độ giữa hai lưu thể là 1 độ

Đại lượng nghịch đảo của K gọi là trở nhiệt:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\lambda}{\delta} + \frac{1}{\alpha_2}, \left[\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W} \right]$$

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

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

$$\frac{\delta}{\lambda} \text{ -nhiệt trở của tường}$$

Khi lưu thể là những chất lỏng có cặn bẩn sẽ có lớp cao 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 bẩn. Trong trường hợp không có số liệu thực nghiệm ta tính chiều dày lớp cặn bẩn khoảng từ 0,1 ÷ 0,5mm.

- Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường phẳng nhiều lớp

Đối với tường phẳng nhiều lớp ta cũng chứng minh tương tự như trên,

$$Q_1 = Q_2 = Q_3 = \dots = Q_n.$$

Cộng các phương trình trên ta cũng được phương trình tổng quát

hệ số K có dạng sau:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{i=n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right] \quad (6-49)$$

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

δ_i, λ_i - Chiều dày và độ dẫn nhiệt của các lớp tường theo thứ tự tương ứng.

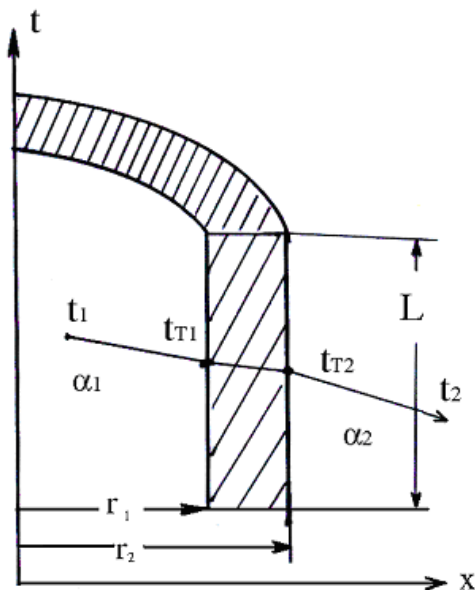
6.5.3. Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường ống một lớp và nhiều lớp - Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường ống một lớp

Xét một tường hình ống (hình 6-9a) có bán kính trong r_1 bán kính ngoài r_2 , chiều dày δ , độ dẫn nhiệt λ và chiều dài tường L . Lưu thể nóng đi trong ống có nhiệt độ t_1 , hệ số cấp nhiệt α_1 . Lưu thể nguội đi ngoài ống có nhiệt độ t_2 và hệ số cấp nhiệt α_2 .

Cũng như tường phẳng, lượng nhiệt truyền đi từ lưu thể nóng tới lưu thể nguội phải qua ba giai đoạn:

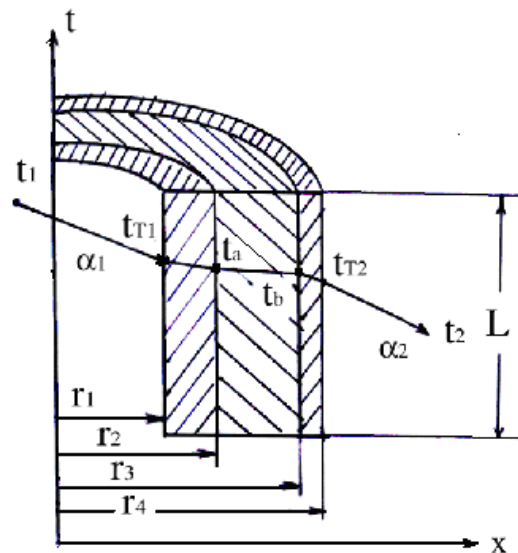
- Cấp nhiệt từ lưu thể nóng tới bề mặt trong của tường ống.
- Dẫn nhiệt qua tường ống.
- Cấp nhiệt từ bề mặt ngoài của tường ống tới lưu thể nguội.

Vì quá trình truyền nhiệt ổn định, nên trong khoảng thời gian τ , lượng nhiệt truyền đi trong ba giai đoạn đều phải bằng nhau ($Q = Q_1 = Q_2 = Q_3$).



Hình 6-9 a

Truyền nhiệt đẳng nhiệt từ lưu thể nóng tới lưu thể nguội qua tường ống một lớp



Hình 6-9 b

Truyền nhiệt đẳng nhiệt từ lưu thể nóng tới lưu thể nguội qua tường ống nhiều lớp

Ta cũng thành lập phương trình truyền nhiệt qua từng giai đoạn tương tự như tường phẳng:

- Nhiệt truyền đi từ lưu thể nóng tới bề mặt trong của tường

$$Q = \alpha_1(t_1 - t_{T_1}) 2\pi r_1 L \tau$$

Hoặc là $Q \frac{1}{\alpha_1 r_1} = 2\pi r_1 L \tau$ (a)

- Dẫn nhiệt qua tường ống

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

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

- Nhiệt truyền đi từ mặt ngoài tường tới lưu thể nguội

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

Hoặc là: $Q \frac{1}{\alpha_2 r_2} = (t_{T_2} - t_2) \cdot 2\pi L \tau$ (c)

Cộng ba phương trình (a),(b),(c) lại ta có.

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

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

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

Ta sẽ có phương trình: $Q = K_r 2\pi L [t_1 - t_2] \tau$

Hay: $Q = K_r \cdot 2\pi \cdot L \cdot \Delta t \cdot \tau$ [J] (6-50)

Trong đó K_r là hệ số truyền nhiệt trong tường ống

$$K_r = \frac{Q}{2\pi L \Delta t \tau} \quad \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

Hệ số truyền nhiệt K_r là lượng nhiệt truyền từ lưu thể nóng tới lưu thể nguội qua 1m chiều dài tường ống trong một đơn vị thời gian khi hiệu số chênh lệch nhiệt độ giữa hai lưu thể là một độ.

Trường hợp $\frac{r_2}{r_1} < 2$ ta có thể áp dụng phương trình truyền nhiệt của

tường phẳng để tính toán cho tường ống được.

- Truyền nhiệt đẳng nhiệt qua tường ống nhiều lớp

Đối với tường ống nhiều lớp (hình 6-9b) thì phương trình truyền nhiệt tổng quát như sau:

$$Q = K_r \cdot 2\pi \cdot L \cdot \Delta t_\tau \quad [J]$$

hệ số truyền nhiệt K_r có dạng sau:

$$K_r = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \sum_{i=1}^{n-1} \frac{1}{\lambda_i} 2,3 \lg \frac{r_{i+1}}{r_i} + \frac{1}{\alpha_2 r_{n+1}}} \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right] \quad (6-51)$$

Trong đó:

i – số thứ tự lớp tường

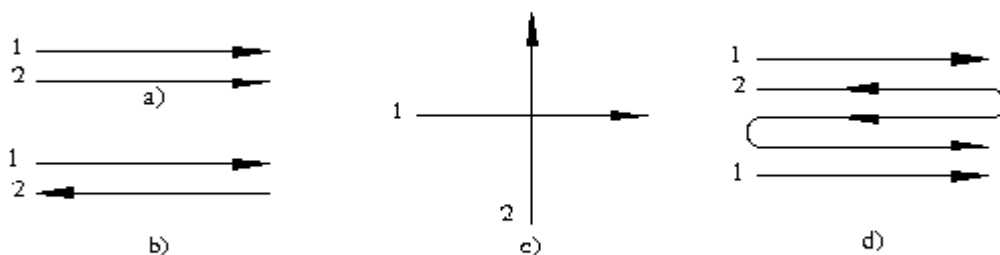
n – số lớp tường

$$r_{n+1} = r_{\text{ngoài}}$$

6.6. Truyền nhiệt biến nhiệt ổn định

Trong trường hợp truyền nhiệt biến nhiệt ổn định, thì hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể biến đổi theo vị trí, 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 trường hợp truyền nhiệt đẳng nhiệt mà phải tính theo hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tb}

Chiều chuyển động của lưu thể



Hình 6-10
Chiều chuyển động của lưu thể

Chiều chuyển động của hai 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

- Chảy xuôi chiều: lưu thể 1 và 2 chảy song song cùng chiều với nhau (hình a)
- Chảy ngược chiều: lưu thể 1 và 2 chảy song song nhưng ngược chiều với nhau (hình b)
- Chảy chéo dòng: lưu thể 1 và lưu thể 2 chảy theo phương vuông góc (hình c)
- Chảy hỗn hợp: lưu thể 1 chảy theo hướng nào đó còn lưu thể 2 thì có đoạn chảy cùng chiều có đoạn chảy ngược chiều có đoạn chảy chéo dòng (hình d).

Trong tất cả bốn trường hợp trên, nhiệt độ của hai lưu thể cùng thay đổi. Lưu thể nóng có nhiệt độ giảm từ $t_{1đ}$ đến t_{1c} , lưu thể nguội sẽ tăng nhiệt độ từ $t_{2đ}$ đến t_{2c} . Do đó hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể cũng thay đổi từ $\Delta t_{đ}$ đến Δt_c .

6.6.1. Hiệu số nhiệt độ trung bình

Ký hiệu:

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

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

C_1, C_2 –nhiệt dung riêng của chất lỏng nóng và nguội, $[J/kg.độ]$

$t_{1đ}, t_{1c}$ –nhiệt độ đầu và cuối của chất lỏng nóng $[°C]$

$t_{2đ}, t_{2c}$ –nhiệt độ đầu và cuối của chất lỏng nguội $[°C]$

K –hệ số truyền nhiệt của thiết bị $[W/m^2.độ]$

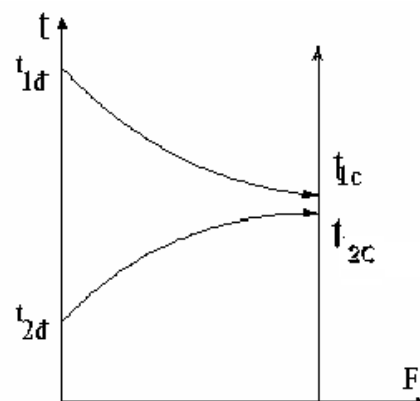
Về phương diện cân bằng nhiệt lượng ta thấy, lượng nhiệt Q của lưu thể nóng mất đi để giảm nhiệt độ từ $t_{1đ}$ đến t_{1c} cũng đúng bằng lượng nhiệt mà lưu thể nguội thu nhận được để tăng nhiệt độ từ $t_{2đ}$ đến t_{2c} , tức là:

$$Q = G_1 C_1 (t_{1đ} - t_{1c}) = G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2đ}) \quad [W] \quad (6-52)$$

$$\text{Mà } Q = KF\Delta t_{tb} \quad [W] \quad (6-53)$$

a. Trường hợp hai lưu thể chảy xuôi chiều

Xét trường hợp hai lưu thể chảy xuôi chiều dọc bề mặt trao đổi nhiệt, nhiệt độ của lưu thể nóng giảm, nhiệt độ của lưu thể nguội tăng và được biểu diễn như (hình 6-11) Nhiệt độ của hai lưu thể đều biến đổi dọc theo bề mặt trao đổi



Hình 6-11
Đặc trưng thay đổi nhiệt độ của lưu thể khi chảy xuôi chiều

nhệt nhưng ở từng điểm thì nhiệt độ sẽ không biến đổi theo thời gian.

$$\Delta t_{\log} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} \quad (6-54)$$

$$\Delta t_{\max} = t_{1đ} - t_{2đ}$$

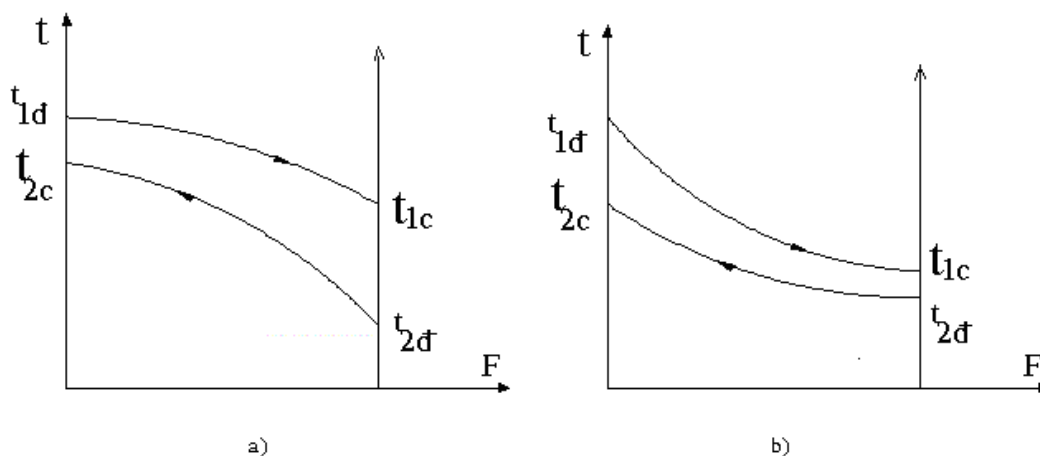
$$\Delta t_{\min} = t_{1c} - t_{2c}$$

Δt_{\log} - gọi là hiệu số nhiệt độ trung bình lôgarit gọi tắt là hiệu số nhiệt độ trung bình.

Nếu trong quá trình truyền nhiệt mà nhiệt độ của lưu thể ít biến đổi, tức là khi tỷ số $\frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}} < 2$ thì hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{\log} có thể được tính gần

đúng theo trung bình số học $\Delta t_{\log} = 0,5(\Delta t_{\max} + \Delta t_{\min})$

b. Trường hợp chảy ngược chiều



Hình 6-12

Đặc trưng thay đổi nhiệt độ của lưu thể khi chảy ngược chiều

a - trường hợp $W_1 > W_2$

b - trường hợp $W_1 < W_2$

Trong đó W_1, W_2 , lưu lượng của dòng nóng và dòng lạnh

Trường hợp hai dòng chảy ngược chiều ta vẫn dùng phương trình truyền nhiệt (6-48) như đối với chảy xuôi chiều, trong đó hiệu số nhiệt độ trung bình vẫn tính theo công thức trên (6-49), nhưng cần chú ý lấy hiệu số nhiệt độ giữa 2 lưu thể ở vị trí nào lớn hơn là Δt_{\max} , hiệu số nhiệt độ giữa 2 lưu thể ở vị trí nào nhỏ hơn là Δt_{\min} (hình 6-12), cụ thể:

$$\text{Nếu } (t_{1đ} - t_{2c}) > (t_{1c} - t_{2đ}) \Rightarrow \Delta t_{\max} = t_{1đ} - t_{2c}, \Delta t_{\min} = t_{1c} - t_{2đ}$$

$$\text{Nếu } (t_{1đ} - t_{2c}) < (t_{1c} - t_{2đ}) \Rightarrow \Delta t_{\max} = t_{1c} - t_{2đ}, \Delta t_{\min} = t_{1đ} - t_{2c}$$

c. Trường hợp chảy chéo dòng

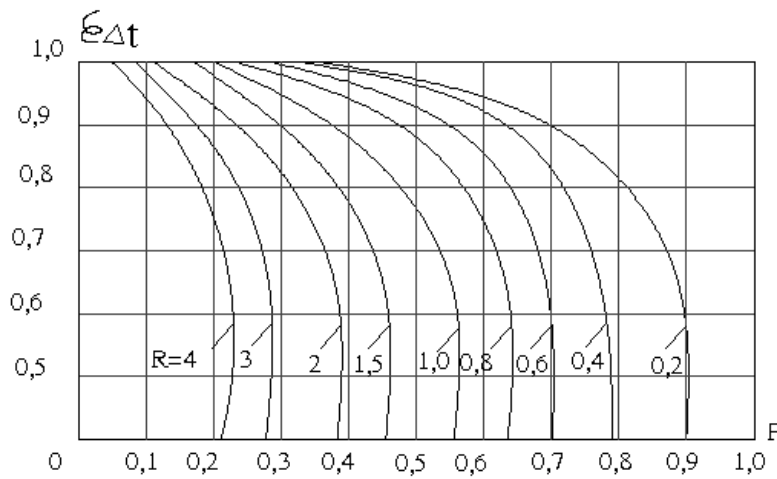
Trong trường hợp hai lưu thể chảy chéo dòng thì hiệu số nhiệt độ trung bình có thể tính theo công thức trên, nhưng cần thêm hệ số hiệu chỉnh $\epsilon_{\Delta t}$

$$\Delta t_{\log} = \epsilon_{\Delta t} \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} \quad (6-55)$$

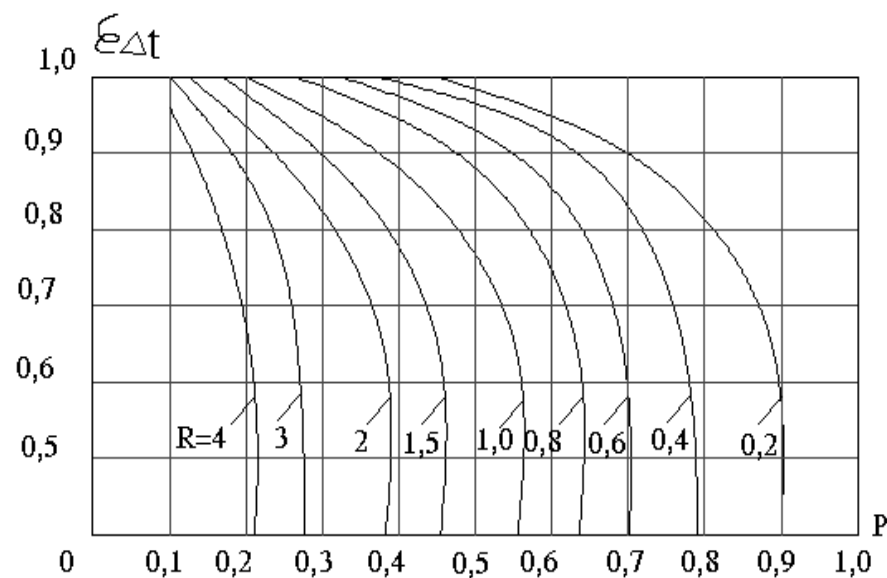
Hệ số $\epsilon_{\Delta t}$ thường nhỏ hơn 1, nên hiệu số nhiệt độ trung bình khi lưu thể chảy chéo dòng nhỏ hơn hiệu số trung bình khi lưu thể chảy ngược chiều.

Hệ số $\epsilon_{\Delta t}$ phụ thuộc vào tỷ số hiệu số nhiệt độ của hai lưu thể, $\epsilon_{\Delta t}$ được xác định theo đồ thị hình 6-13 dựa vào các đại lượng P và R như sau:

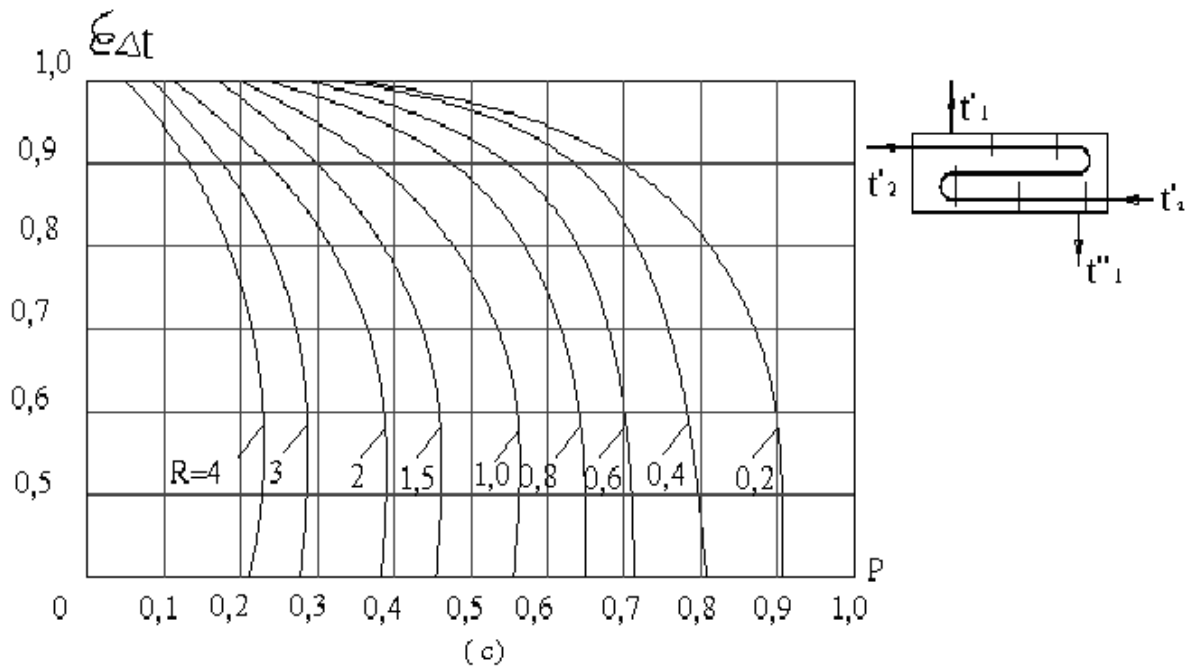
$$P = \frac{t_{2c} - t_{2d}}{t_{1d} - t_{2d}} \quad R = \frac{t_{1d} - t_{1c}}{t_{2c} - t_{2d}}$$



(a)



(b)



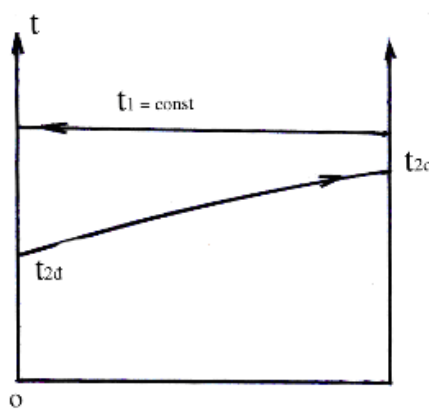
Hình 6-13

Giá trị của hệ số $\epsilon_{\Delta t}$ khi lưu thể chảy chéo chiều
 a- Chảy bình thường
 b- Chảy chéo chiều với lưu thể nóng đổi chiều 2 lần
 c- Chảy chéo chiều với lưu thể nóng đổi chiều 3 lần

6.6.2. Chọn chiều lưu thể

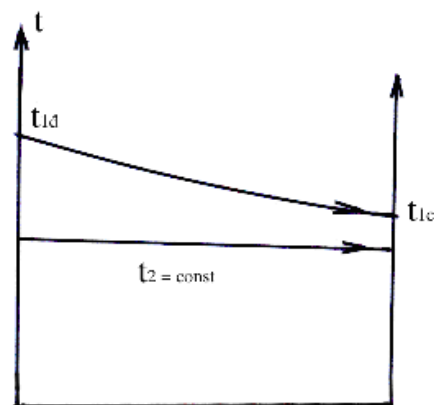
Trong quá trình truyền nhiệt ổn định nhiệt độ của hai lưu thể biến thiên theo ba trường hợp sau:

- Trường hợp cả hai lưu thể đều không biến đổi nhiệt độ theo vị trí cũng như theo thời gian, tức là trường hợp truyền nhiệt đẳng nhiệt.



Hình 6-14 a

Lưu thể nóng có nhiệt độ không đổi



Hình 6-14 b

Lưu thể nguội có nhiệt độ không đổi

- Trường hợp 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.

- Trường hợp cả hai lưu thể cùng biến đổi nhiệt độ theo vị trí nhưng không biến đổi theo thời gian như hình (6-12a) và hình (6-12b)
- Trong trường hợp đầu và trường hợp thứ hai thì chiều của lưu thể không ảnh hưởng đến quá trình truyền nhiệt vì nó không ảnh hưởng đến hiệu số nhiệt độ trung bình và lượng chất tải nhiệt. Do đó khi chọn chiều lưu thể chỉ dựa vào điều kiện kỹ thuật và cấu tạo thiết bị.

Trong trường hợp ba, cả hai lưu thể cùng biến đổi nhiệt độ, thì chiều lưu thể ảnh hưởng đến quá trình truyền nhiệt, trước tiên là ảnh hưởng đến nhiệt độ cuối của lưu thể, nếu nhiệt độ cuối thay đổi thì hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tb} và lượng chất tải nhiệt cũng thay đổi. Do đó trong trường hợp này ta cần chú ý tới việc chọn chiều lưu thể để sao cho quá trình truyền nhiệt tốt nhất.

Với quá trình truyền nhiệt cần tăng hiệu suất quá trình truyền nhiệt thì ta cho hai lưu thể chuyển động ngược chiều. Còn trong trường hợp một số chất dễ gây cháy nổ hoặc phân hủy ở nhiệt độ đầu ta cần làm giảm nhanh nhiệt độ đầu của lưu thể nóng xuống bằng cách cho hai lưu thể chuyển động cùng chiều.

6.6.3. Nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt

Khi làm việc nhiệt độ của chất tải nhiệt biến đổi 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 có nhiệt độ không đổi trong suốt quá trình trao đổi nhiệt, ví dụ như hơi nước ngưng tụ hoặc chất lỏng sôi thì chỉ cần tính nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt còn lại theo công thức:

$$t_{2tb} = t_1 - \Delta t_{log}$$

trong đó:

t_1 – nhiệt độ chất tải nhiệt thứ nhất (không biến đổi nhiệt độ)

Δt_{log} – hiệu số nhiệt độ trung bình lôgarít

t_{2tb} - nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt thứ hai.

Nếu như cả hai lưu thể cùng biến đổi nhiệt độ thì 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

$$t_{1tb} = \frac{t_d + t_c}{2}$$

còn nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt thứ hai thì cộng hoặc trừ Δt_{log}

$$t_{2tb} = t_{1tb} \pm \Delta t_{log}$$

trong đó: Δt_{log} - hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai chất tải nhiệt

dùng dầu cộng khi t_{1tb} là chất tải nhiệt có nhiệt độ thấp hơn.

6.6.5. Tổn thất nhiệt

Trong các quá trình truyền nhiệt nói chung đều xảy ra tổn thất nhiệt, tức là lượng nhiệt mất mát do thành thiết bị tiếp xúc với môi trường xung quanh, lượng nhiệt này truyền đi bằng đối lưu và bức xạ nhiệt, vì vậy khi tính toán cần phải tính tổng hợp cả hai quá trình đó.

6.7. NHỮNG VÍ DỤ VỀ TRUYỀN NHIỆT

Bài tập 6-1: Cho tường phẳng 1 lớp là gạch thường dày 200mm, kích thước 2000×3000mm. Nhiệt độ 2 bên tường lần lượt là 600°C và 50°C. Biết hệ số dẫn nhiệt của tường là 20 W/m.độ. Tính lượng nhiệt dẫn qua tường.

Giải

Áp dụng phương trình truyền nhiệt qua tường phẳng một lớp ta có:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} F(t_1 - t_2) \tau \quad [W]$$

$$F = 2000 \times 3000 = 6000000 \text{mm}^2 = 6 \text{ m}^2$$

$$Q = \frac{20}{0,2} 6(600 - 50) = 330000 \quad [W]$$

Bài tập 6-2: Một thiết bị phản ứng có vỏ trong làm bằng thép có chiều dày $\delta_1 = 6\text{mm}$, ngoài có bọc một lớp cách nhiệt dày $\delta_2 = 100\text{mm}$. dung dịch trong thiết bị có nhiệt độ $t_1 = 120^\circ\text{C}$, nhiệt độ bên ngoài môi trường là $t_2 = 35^\circ\text{C}$. Cho hệ số cấp nhiệt của dung dịch và của không khí lần lượt là $340\text{J/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{độ}$ và $11\text{J/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{độ}$. Tính:

- Lượng nhiệt tổn thất ra môi trường?
- Nhiệt độ t_{T1} , t_{T2} , t_a ?

Giải:

- Lượng nhiệt tổn thất ra môi trường?

Vì truyền nhiệt đẳng nhiệt

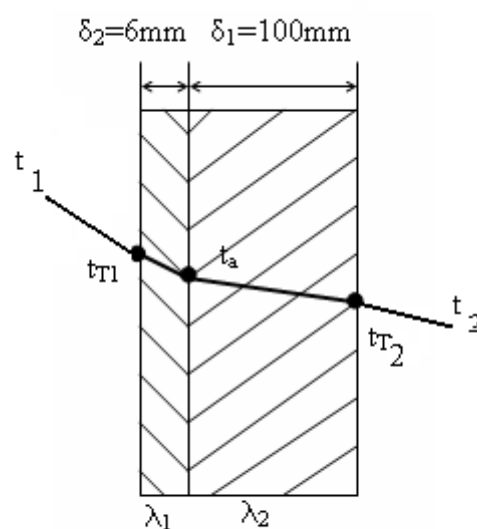
do vậy $q_1 = q_2 = q_3 = q_4 = q$

$$Q = KF\Delta t$$

$$\Delta t = t_1 - t_2 = 120 - 35 = 85 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$F = 1 \text{ m}^2$$

Hệ số truyền nhiệt:



Hình 6-15

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{340} + \frac{0,006}{40} + \frac{0,1}{0,1} + \frac{1}{11}} = 0,914 \text{ [J/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{độ]}$$

$$q = 0,914 \cdot 85 = 77,69 \text{ [J/m}^2 \cdot \text{h]}$$

b) Xác định nhiệt độ t_{T1} , t_{T2} , t_a ?

Từ phương trình $q = q_1 = \alpha_1 (t_1 - t_{T1})$

$$\Rightarrow t_{T1} = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 120 - \frac{77,69}{340} = 119,77^\circ\text{C}$$

$$\text{mà } q_2 = q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} (t_{T1} - t_a) \Rightarrow t_a = t_{T1} - \frac{q\delta_1}{\lambda_1}$$

$$t_a = 119,77 - \frac{0,006 \cdot 77,69}{40} = 119,75^\circ\text{C}$$

$$\text{mà } q_3 = q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} (t_a - t_{T2}) \Rightarrow t_{T2} = t_a - \frac{q\delta_2}{\lambda_2}$$

$$t_{T2} = 119,758 - \frac{77,69 \cdot 0,1}{0,1} = 42,28^\circ\text{C}$$

Bài tập 6-3: Nhiệt lượng của cặn cracking đi ra từ thiết bị cracking được dùng để đun nóng dầu hỏa trong thiết bị chế biến dầu. Xác định hiệu số nhiệt độ trung bình giữa cặn cracking nóng và dầu đun trong hai trường hợp xuôi chiều và ngược chiều. Biết dòng cặn cracking đi vào và ra có nhiệt độ 300°C và 200°C , của dầu là 35°C và 180°C .

Giải

Trong trường hợp hai dòng chảy song song ngược chiều:

$$300 \longrightarrow 200$$

$$180 \longleftarrow 35$$

$$\Delta t_{\min} = 300 - 180 = 120^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\max} = 200 - 35 = 165^\circ\text{C}$$

$$\Rightarrow \Delta t_{\log} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} = \frac{165 - 120}{\ln \frac{165}{120}} = 141,3^\circ\text{C}$$

Trong trường hợp hai dòng chảy song song cùng chiều:

$$300 \longrightarrow 200$$

$$35 \longrightarrow 180$$

$$\Delta t_{\min} = 300 - 35 = 265^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{\max} = 200 - 180 = 20^{\circ}\text{C}$$

$$\Rightarrow \Delta t_{\log} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} = \frac{265 - 20}{\ln \frac{265}{20}} = 94,8^{\circ}\text{C}$$

6.8. BÀI TẬP VỀ TRUYỀN NHIỆT

Phản trắc nghiệm

Câu 1. Khi nào quá trình truyền nhiệt được gọi là truyền nhiệt ổn định?

- Quá trình mà ở đó nhiệt độ chỉ thay đổi theo không gian mà không thay đổi theo thời gian.
- Quá trình mà ở đó nhiệt độ thay đổi theo không gian và theo thời gian.
- Quá trình mà ở đó nhiệt độ chỉ thay đổi theo thời gian mà không thay đổi theo không gian.
- Quá trình mà ở đó nhiệt độ không thay đổi theo không gian và theo thời gian.

Câu 2. Khi nào quá trình truyền nhiệt được gọi là truyền nhiệt không ổn định?

- Quá trình mà ở đó nhiệt độ chỉ thay đổi theo không gian mà không thay đổi theo thời gian.
- Quá trình mà ở đó nhiệt độ thay đổi theo không gian và theo thời gian.
- Quá trình mà ở đó nhiệt độ chỉ thay đổi theo thời gian mà không thay đổi theo không gian.
- Quá trình mà ở đó nhiệt độ không thay đổi theo không gian và theo thời gian.

Câu 3. Dẫn nhiệt là quá trình nhiệt lượng được truyền như thế nào?

- Bề mặt bên đây tường sang bề mặt bên kia tường.
- Môi trường lưu chất bên đây tường sang môi trường lưu chất bên kia tường.
- Môi trường lưu chất đến bề mặt tường.
- Bề mặt tường đến môi trường lưu chất.

Câu 4. Cấp nhiệt là quá trình nhiệt lượng được truyền như thế nào?

- Bề mặt bên đây tường sang bề mặt bên kia tường.
- Môi trường lưu chất bên đây tường sang môi trường lưu chất bên kia tường.
- Môi trường lưu chất đến bề mặt tường hoặc từ bề mặt tường đến môi trường lưu chất

d. Vật thể phát ra bức xạ.

Câu 5. Dòng đối lưu được chia thành mấy dạng?

- a. 1 dạng
- b. 2 dạng
- c. 3 dạng
- d. 5 dạng

Câu 6. Khi nào quá trình truyền nhiệt được gọi là truyền nhiệt đẳng nhiệt ổn định?

- a. Nhiệt độ của hai dòng lưu thể biến đổi cả theo vị trí không gian và thời gian
- b. Nhiệt độ của hai dòng lưu thể biến đổi không theo vị trí không gian và thời gian
- c. Nhiệt độ của hai dòng lưu thể không đổi cả theo vị trí không gian và thời gian
- d. Nhiệt độ của hai dòng lưu thể không đổi theo vị trí không gian hoặc thời gian

Câu 7. Khi nào quá trình truyền nhiệt được gọi là truyền nhiệt biến nhiệt ổn định?

- a. hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể chỉ biến đổi theo vị trí không gian, không biến đổi theo thời gian
- b. hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể không biến đổi theo vị trí không gian, biến đổi theo thời gian
- c. hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể không đổi theo vị trí không gian và thời gian
- d. hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể biến đổi theo vị trí không gian và thời gian

Câu 8. Khi nào quá trình truyền nhiệt được gọi là truyền nhiệt biến nhiệt không ổn định?

- a. hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể chỉ biến đổi theo vị trí không gian, không biến đổi theo thời gian
- b. hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể không biến đổi theo vị trí không gian, biến đổi theo thời gian
- c. hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể không đổi theo vị trí không gian và thời gian
- d. hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể biến đổi theo vị trí không gian và thời gian

Câu 9. Chiều chuyển động của lưu thể sẽ ảnh hưởng đến quá trình truyền nhiệt trong trường hợp nào?

- a. Chỉ nhiệt độ một dòng biến đổi
- b. Nhiệt độ cả 2 dòng đều không đổi
- c. Nhiệt độ cả 2 dòng đều biến đổi
- d. Chiều của lưu thể không ảnh hưởng

Câu 10. Trong trường hợp tổng quát, hiệu số nhiệt độ trong truyền nhiệt đẳng nhiệt Δt được xác định như thế nào?

a. $\Delta t = t_2 - t_1$ b. $\Delta t = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}$ c. $\Delta t = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ d. $\Delta t = \frac{t_1 + t_2}{2}$

Phần Bài tập

Bài tập 6-1:

Tường phẳng 2 lớp (hình 6-16) Lớp thép không gỉ dày 5mm Lớp cách nhiệt là vải amiăng 300mm. Nhiệt độ hai bên tường lần lượt là 120°C và 45°C . biết hệ số dẫn nhiệt của thép không gỉ và amiăng lần lượt là:

$$\lambda_1 = 17,5 \text{ W/m.độ},$$

$$\lambda_2 = 0,279 \text{ W/m.độ}$$

Tính nhiệt tổn thất qua 1 m^2 tường và nhiệt độ tiếp xúc ta giữa hai lớp tường.

Bài tập 6-2: Một tường lò hai lớp có lớp trong là gạch chịu lửa có chiều dày $\delta_1 = 300\text{mm}$, và vỏ bọc ngoài bằng thép có chiều dày $\delta = 10\text{mm}$, với hệ số dẫn nhiệt của gạch và thép lần lượt là 1 J/m.h.độ , và 40 J/m.h.độ nhiệt độ trong lò.

$t_1 = 800^\circ\text{C}$ và nhiệt độ bên ngoài môi trường bằng $t_2 = 35^\circ\text{C}$. Cho hệ số cấp nhiệt của không khí nóng trong lò và hệ số cấp nhiệt của môi trường ngoài lò lần lượt là $\alpha_1 = 30 \text{ J/m}^2.\text{h.độ}$

và $\alpha_2 = 14 \text{ J/m}^2.\text{h.độ}$.

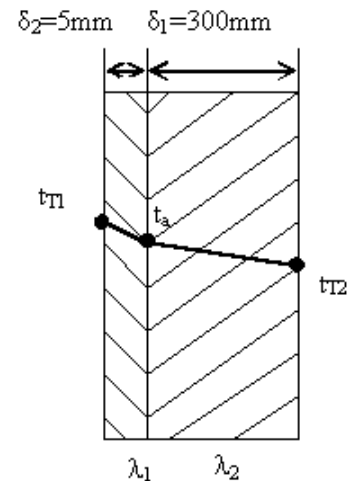
Tính: a) Lượng nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh?

b) Nhiệt độ giữa hai lớp tường lò?

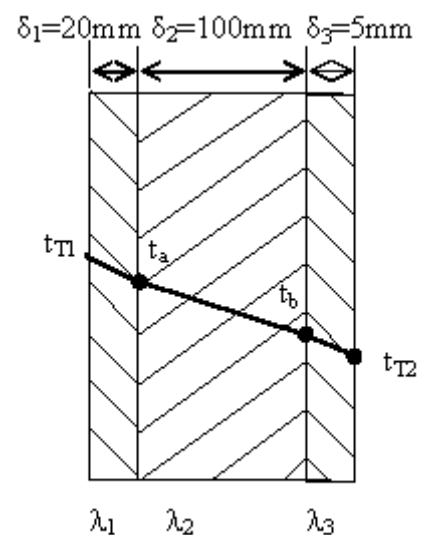
Bài tập 6-3: Một thiết bị phản ứng có 3 lớp vỏ, lớp trong bằng thép không gỉ, lớp giữa là bông thủy tinh và lớp ngoài là thép thường. Biết nhiệt độ thành trong thiết bị có nhiệt độ là 90°C và nhiệt độ bề mặt ngoài là 40°C . Cho chiều dày lần lượt 3 lớp tường:

- thép không gỉ có $\delta_1 = 20\text{mm}$

- bông thủy tinh có $\delta_2 = 100\text{mm}$



Hình 6-16



Hình 6-17

- thép thường có $\delta_3 = 5\text{mm}$

Hệ số dẫn nhiệt lần lượt các bức tường là:

$$\lambda_1 = 17,5\text{W/m.độ}$$

$$\lambda_2 = 0,0372\text{W/m.độ}$$

$$\lambda_3 = 46,5\text{W/m.độ}$$

Xác định:

a) Lượng nhiệt tổn thất qua 1m^2 tường

b) Nhiệt độ tiếp xúc giữa các vách tường

Bài tập 6-4: Tường lò có hai lớp

Lớp gạch chịu lửa dày $\delta_1 = 400\text{mm}$

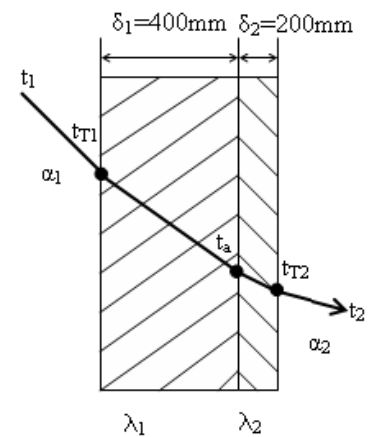
Lớp gạch thường dày $\delta_2 = 200\text{mm}$

Nhiệt độ bên trong của lò $t_1 = 1000^\circ\text{C}$, nhiệt độ của phòng xung quanh lò $t_2 = 35^\circ\text{C}$. Cho hệ số dẫn nhiệt của gạch chịu lửa $\lambda_1 = 1,005\text{W/m.độ}$ và của gạch thường $\lambda_2 = 0,28\text{W/m.độ}$. Biết hệ số cấp nhiệt từ khí trong lò tới tường $\alpha_1 = 30\text{ J/m}^2.\text{h.độ}$. Hệ số cấp nhiệt từ tường đến không khí $\alpha_2 = 14\text{ J/m}^2.\text{h.độ}$.

Xác định:

a) Nhiệt tổn thất từ bề mặt tường.

b) Nhiệt độ tại vùng tiếp xúc giữa gạch chịu lửa và gạch thường và nhiệt độ hai bề mặt tường.



Hình 6-18

Bài tập 6-5: Quá trình trao đổi nhiệt giữa hai lưu thể qua tường phẳng một lớp có nhiệt độ của hai dòng lưu thể hai bên tường lần lượt $t_1 = 115^\circ\text{C}$, $t_2 = 40^\circ\text{C}$. Bề dày tường $\delta = 10\text{mm}$. Biết hệ số dẫn nhiệt vật liệu làm tường là $\lambda = 46,5\text{W/m.độ}$, hệ số cấp nhiệt từ lưu thể tới tường và từ tường đến lưu thể lần lượt là $\alpha_1 = 250\text{ W/m}^2.\text{độ}$; $\alpha_2 = 12\text{ W/m}^2.\text{độ}$.

Xác định:

a) Hệ số truyền nhiệt ?

b) Lượng nhiệt truyền đi từ lưu thể nóng tới lưu thể nguội?

Bài tập 6-6: Một tường lò 2 lớp, gồm lớp vữa chịu lửa dày $\delta_1 = 500\text{mm}$, và lớp gạch dày $\delta_2 = 250\text{ mm}$. Nhiệt độ là 1300°C . Nhiệt độ bên ngoài lò 40°C . biết hệ số cấp nhiệt của không khí nóng tới tường là $\alpha_1 = 35\text{ J/m}^2.\text{h.độ}$, hệ số cấp nhiệt từ tường tới không khí bên ngoài là $\alpha_2 = 8\text{ J/m}^2.\text{h.độ}$, cho $\lambda_1 = 3\text{ J/m.h.độ}$, $\lambda_2 = 0,5\text{ J/m.h.độ}$.

Xác định:

- a) Lượng nhiệt truyền đi qua tường?
- b) Hệ số truyền nhiệt của thiết bị?
- c) Nhiệt độ t_a giữa 2 lớp tường ?.

6.9. BÀI THÍ NHIỆM TRUYỀN NHIỆT

Mục đích thí nghiệm

Làm quen với thiết bị truyền nhiệt ống lồng ống, các dụng cụ đo lưu lượng và dụng cụ đo nhiệt độ.

Xác định lượng nhiệt trao đổi giữa hai dòng lưu chất, và hệ số truyền nhiệt thực nghiệm của thiết bị.

Cơ sở lý thuyết

Truyền nhiệt giữa hai lưu thể nóng và lạnh trong thiết bị truyền nhiệt ống lồng ống, đây là quá trình truyền nhiệt phức tạp từ lưu thể nóng tới lưu thể nguội qua vách ngăn kim loại. Phương thức truyền nhiệt ở đây bao gồm các bước là cấp nhiệt từ lưu thể nóng tới bề mặt vách ngăn kim loại, dẫn nhiệt qua vách ngăn kim loại, và cấp nhiệt từ bề mặt của vách ngăn tới lưu thể nguội.

Nhiệt lượng do lưu thể nóng tỏa ra:

$$Q_N = G_1 C_1 (t_{1đ} - t_{1c}) \quad (1)$$

Nhiệt lượng do lưu thể lạnh nhận vào:

$$Q_L = G_2 C_2 (t_{2đ} - t_{2c}) \quad (2)$$

Q_{tt} là nhiệt tổn thất ra môi trường:

Phương trình cân bằng nhiệt lượng được thành lập như sau:

$$Q_N = Q_L + Q_{tt}$$

$$Q_N = G_1 C_1 (t_{1đ} - t_{1c}) = Q_L = G_2 C_2 (t_{2đ} - t_{2c}) + Q_{tt} \quad (3)$$

Trong đó:

G_1, G_2 – Lưu lượng dòng nóng và dòng lạnh, kg/s.

C_1, C_2 - Nhiệt dung riêng của dòng nóng và dòng lạnh, j/kg.độ.

$t_{1đ}, t_{1c}$ -Nhiệt độ vào và ra của dòng nóng, °C.

$t_{2đ}, t_{2c}$ -Nhiệt độ vào và ra của dòng lạnh, °C.

Về phương diện cân bằng nhiệt lượng ta thấy, lượng nhiệt Q của lưu thể nóng mất đi để giảm nhiệt độ từ $t_{1đ}$ đến t_{1c} cũng đúng bằng lượng nhiệt mà lưu thể nguội thu nhận được để tăng nhiệt độ từ $t_{2đ}$ đến t_{2c} , tức là:

$$Q = G_1 C_1 (t_{1đ} - t_{1c}) = G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2đ}) \quad [W] \quad (4)$$

$$\text{Mà } Q = KF \Delta t_{\log} \quad [W]$$

$$\Rightarrow K = \frac{Q}{F \cdot \Delta t_{\log}} \quad (5)$$

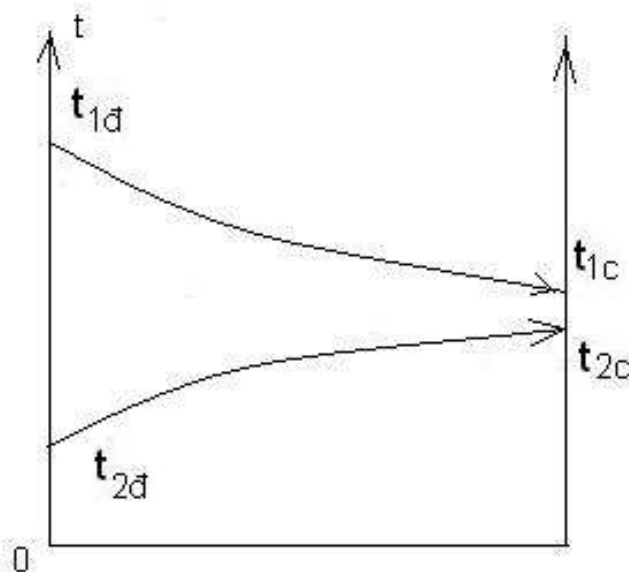
Trong đó:

F - diện tích trao đổi nhiệt của thiết bị, m^2 .

K - hệ số truyền nhiệt của thiết bị, $W/m^2 \cdot \text{độ}$.

Δt_{\log} - hiệu số nhiệt độ trung bình của hai lưu chất, $^{\circ}C$.

Trường hợp cho hai lưu thể chuyển động cùng chiều ta có



Đặc trưng thay đổi nhiệt độ của hai lưu thể chuyển động song song cùng chiều

$$\Delta t_{\log} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} \quad (6)$$

$$\Delta t_{\max} = t_{1đ} - t_{2đ}$$

$$\Delta t_{\min} = t_{1c} - t_{2c}$$

Δt_{\log} - gọi là hiệu số nhiệt độ trung bình lôgarit gọi tắt là hiệu số nhiệt độ trung bình.

Nếu trong quá trình truyền nhiệt, mà nhiệt độ của lưu thể ít bị biến đổi, tức là khi tỷ số $\frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}} < 2$ thì hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{\log} có thể được tính

gần đúng theo trung bình số học $\Delta t_{\log} = 0,5(\Delta t_{\max} + \Delta t_{\min})$

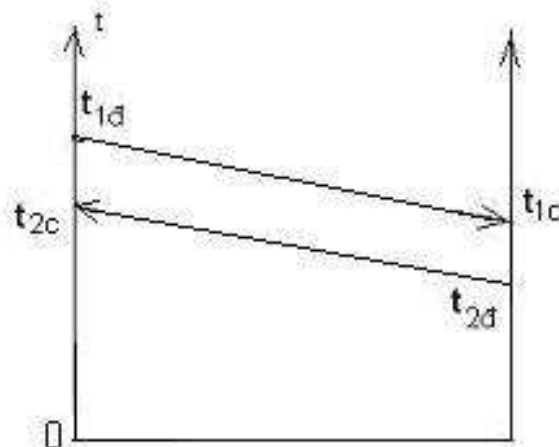
Trường hợp hai dòng lưu thể chảy ngược chiều ta có

$$\Delta t_{\log} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} \quad (7)$$

Δt_{\max} , Δt_{\min} - hiệu số nhiệt độ lớn và nhỏ của hai lưu thể ở hai đầu thiết bị °C.

Δt_{\log} - gọi là hiệu số nhiệt độ trung bình lôgarit gọi tắt là hiệu số nhiệt độ trung bình.

Nếu trong quá trình truyền nhiệt, mà nhiệt độ của lưu thể ít bị biến đổi, tức là khi tỷ số $\frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}} < 2$ thì hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{\log} có thể được tính gần đúng theo trung bình số học $\Delta t_{\log} = 0,5(\Delta t_d + \Delta t_c)$



Đặc trưng thay đổi nhiệt độ của hai dòng lưu thể chuyển động song song ngược chiều

Thiết bị thí nghiệm

Thiết bị thí nghiệm gồm:

- ống truyền nhiệt ống lồng ống kiểu đơn giản với kích thước như sau:
- Đường kính ống trong 14/16
- Đường kính ống ngoài 26/28.
- Chiều dài ống 1000mm.
- Một bồn chứa nước lạnh.

- Một nồi đun nước nóng với điện trở có công suất 5000W.
- Một bơm ly tâm dùng để bơm nước nóng A,
- Một bơm ly tâm dùng để bơm nước lạnh B,
- Hai lưu lượng kế Q_A và Q_B .
- Hai thiết bị đo nhiệt độ của dòng nóng và dòng lạnh, đầu đo đặt ở hai đầu của ống lớn và ống nhỏ.

Trình tự thí nghiệm

Kiểm tra toàn bộ các thiết bị sau đó mở van cho nước chảy vào khoảng 2/3 nồi đun 3 rồi bật công tắc điện trở đun cho tới khi nước sôi.

Mở hoàn toàn van V_7 và van V_8 , rồi cho bơm nước lạnh B chạy, và điều chỉnh lưu lượng dòng lạnh qua lưu lượng kế (Q_B) ở lưu lượng 8 lít /phút bằng van V_7 và V_8 .

Thí nghiệm 1: Hai lưu thể chuyển động song song cùng chiều.

Mở hoàn toàn các van V_1, V_2, V_4, V_6 , đóng hoàn toàn các van V_3, V_5 sau đó cho bơm nước nóng A chạy, điều chỉnh lưu lượng dòng nóng qua lưu lượng kế (Q_A) ở mức 4 lít/phút bằng van V_1 và V_2 .

Đợi khoảng 2 phút sau đó đo nhiệt độ đầu vào và đầu ra của hai dòng lưu thể ứng với các nút ở thiết bị đo nhiệt độ.

Tiếp tục điều chỉnh van V_1 , và van V_2 để tăng lưu lượng dòng nóng lên 8 và 12 lít /phút rồi đo nhiệt độ đầu vào và ra tương tự như trên.

- Tắt bơm dòng nóng A.
- Tắt bơm dòng nóng và bơm dòng lạnh kết thúc bài thí nghiệm.

Thí nghiệm 2: Hai lưu thể chuyển động song song ngược chiều.

Mở hoàn toàn các van V_1, V_2, V_3, V_5 , đóng hoàn toàn các van V_4, V_6 sau đó cho bơm nước nóng A chạy, điều chỉnh lưu lượng dòng nóng qua lưu lượng kế (Q_A) ở mức 4 l/ph bằng van V_1 và V_2 .

Đợi khoảng 2 phút sau đó đo nhiệt độ đầu vào và đầu ra của hai dòng lưu thể ứng với các nút ở thiết bị đo nhiệt độ.

Tiếp tục điều chỉnh van V_1 , và van V_2 để tăng lưu lượng dòng nóng lên 8 và 12 l/ph rồi đo nhiệt độ đầu vào và ra tương tự như trên.

- Tắt bơm dòng nóng và bơm dòng lạnh kết thúc bài thí nghiệm.

Kết quả thí nghiệm 1

Lưu lượng dòng lạnh l/ph	Lưu lượng dòng nóng l/ph	Nhiệt độ dòng nóng		Nhiệt độ dòng lạnh		Hiệu số nhiệt độ trung bình hai dòng song song cùng chiều
		Vào °C	Ra °C	Vào °C	Ra °C	
$Q_L=8$	$Q_N=4$					
	$Q_N=8$					
	$Q_N=12$					

Kết quả thí nghiệm 2

Lưu lượng dòng lạnh l/ph	Lưu lượng dòng nóng l/ph	Nhiệt độ dòng nóng		Nhiệt độ dòng lạnh		Hiệu số nhiệt độ trung bình hai dòng song song ngược chiều
		Vào °C	Ra °C	Vào °C	Ra °C	
$Q_L=8$	$Q_N=4$					
	$Q_N=8$					
	$Q_N=12$					

Trình tự tính toán

- Tính lượng nhiệt tỏa ra của lưu thể nóng theo công thức (1)
- Tính lượng nhiệt nhận vào của lưu thể nguội theo công thức (2).
- Rút ra lượng nhiệt tổn thất theo công thức (3) nếu có.
- Tính hiệu số nhiệt độ trung bình theo công thức (7).
- Tính hệ số truyền nhiệt của thiết bị theo công thức (5),

Bàn luận

Sau khi tính toán học viên tự đưa ra những nhận xét, đánh giá và bàn luận về kết quả thí nghiệm.

- Tổn thất nhiệt độ có không tại sao?
- Nguyên nhân gây ra sai số trong bài thí nghiệm, ảnh hưởng của sai số đến kết quả tính toán và biện pháp khắc phục.
- Đưa ra một vài ứng dụng mô hình thí nghiệm trong thực tế.

BÀI 7

ĐUN NÓNG – LÀM NGUỘI – NGƯNG TỤ Mã Bài: QTTB 7

Giới thiệu

Đun nóng, làm nguội, ngưng tụ được ứng dụng phổ biến trong sản xuất và đời sống con người, như các thiết bị đun nóng nước, các thiết bị làm nguội, ngưng tụ. Ví dụ các thiết bị ngưng tụ trong chưng cất dầu mỏ, chưng cất rượu, ...v.v..

Mục tiêu thực hiện

Học xong bài này học viên có khả năng:

- Mô tả các phương pháp đun nóng, làm nguội và ngưng tụ
- Mô tả các thiết bị trao đổi nhiệt.
- Tính toán cân bằng vật chất, cân bằng nhiệt lượng trong các thiết bị đun nóng, làm nguội, ngưng tụ.
- Vận hành một vài thiết bị trao đổi nhiệt điển hình.

Nội dung chính

7.1. Nguồn nhiệt và các phương pháp đun nóng

7.1.1. Khái niệm nguồn nhiệt và các phương pháp đun nóng

Đun nóng là quá trình được sử dụng nhiều trong công nghiệp hoá chất và thực phẩm. Nó có tác dụng làm tăng tốc độ các quá trình phản ứng hoá học, là điều kiện cần thiết để thực hiện các quá trình khác như chưng cất, cô đặc, sấy khô, ...v.v...

Năng lượng nhiệt dùng để đun nóng có thể lấy từ nhiều nguồn khác nhau. Người ta có thể sử dụng nguồn nhiệt trực tiếp như khói lò, dòng điện. Hoặc nguồn nhiệt gián tiếp từ các chất tải nhiệt trung gian được lấy từ các chất đun nóng như hơi nước, nước nóng, nước quá nhiệt, dầu khoáng, các chất tải nhiệt đặc biệt khác (các chất hữu cơ có nhiệt độ sôi cao, các muối vô cơ nóng chảy hoặc hỗn hợp của nó).

Mỗi chất tải nhiệt đều có ưu nhược điểm nhất định, do đó tùy vào từng trường hợp cụ thể mà ta chọn nguồn nhiệt cho thích hợp. Khi chọn cần chú ý các điều kiện quan trọng sau:

- Nhiệt độ đun nóng và khả năng điều chỉnh nhiệt độ.
- Độ độc và tính hoạt động hoá học.
- Độ an toàn khi đun nóng.
- Rẻ tiền và dễ kiếm.

7.1.2. Ưu nhược điểm của các nguồn nhiệt trong đun nóng.

a. Đun nóng bằng hơi nước bão hoà

Đun nóng bằng hơi nước bão hoà được sử dụng rộng rãi trong công nghiệp hoá học và thực phẩm, nó có những ưu nhược điểm sau:

Ưu điểm:

- Lượng nhiệt cung cấp lớn (tính theo một đơn vị chất tải nhiệt) tương đương với nhiệt hóa hơi.
- Đun nóng được đồng đều vì hơi ngưng tụ trên toàn bộ bề mặt truyền nhiệt ở cùng nhiệt độ.
- Hệ số cấp nhiệt lớn ($10000 \div 15000 \text{W/m}^2 \cdot \text{độ}$) do đó bề mặt truyền nhiệt nhỏ, nghĩa là kích thước thiết bị nhỏ gọn hơn so với thiết bị đun nóng bằng chất tải nhiệt khác.
- Dễ điều chỉnh nhiệt độ đun nóng bằng cách điều chỉnh áp suất hơi.
- Vận chuyển đi xa được trong đường ống.

Nhược điểm:

- Nhiệt độ đun nóng hạn chế, không thể đun nóng tới nhiệt độ cao, vì nhiệt độ càng cao thì nhiệt hóa hơi giảm. Ví dụ hơi nước bão hoà ở 150°C áp suất là 4,89at có nhiệt hóa hơi là 506kcal/kg, ở 374°C (nhiệt độ tới hạn), áp suất là 225at thì nhiệt hóa hơi bằng không. Vì vậy trong thực tế đun nóng bằng hơi nước bão hoà chỉ sử dụng trong trường hợp đun nóng không quá 180°C .
- Phải có lò hơi để tạo ra hơi nước bão hoà.

b. Đun nóng bằng khói lò

Đun nóng bằng khói lò cũng được sử dụng nhiều trong công nghiệp, khói lò được tạo thành khi đốt cháy các nhiên liệu rắn, lỏng hoặc khí trong lò đốt.

Ưu điểm: đun nóng bằng khói lò có thể tạo được nhiệt độ cao (trên 1000°C).

Nhược điểm:

- 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 phải dùng một lượng khói lò rất lớn để đun nóng.
- Đun nóng không được đồng đều vì khói lò vừa cấp nhiệt vừa nguội đi.
- Khó điều chỉnh nhiệt độ đun nóng nên dễ có hiện tượng quá nhiệt từng bộ phận và gây ra phản ứng phụ không cần thiết.

- Khói 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 cũng bị hạn chế.
- Không an toàn khi đun nóng các chất dễ cháy và dễ bay hơi.
- Trong khói lò luôn có lượng ôxy dư (nhất là khi điều chỉnh nhiệt độ của khói lò bằng cách trộn thêm không khí ngoài trời vào) vì vậy ở nhiệt độ cao khi tiếp xúc với thiết bị sẽ bị ôxy hoá kim loại làm thiết bị nhanh hỏng.
- Hiệu suất sử dụng thấp, lớn nhất là 30%.

c. Đun nóng bằng dòng điện

Ưu điểm: Đun nóng bằng dòng điện có thể tạo được nhiệt độ rất cao đến 3200°C mà các phương pháp khác không thực hiện được, dễ điều chỉnh nhiệt độ chính xác, hiệu suất truyền nhiệt cao có thể đạt được 95%.

Nhược điểm: thiết bị phức tạp, giá thành cao do vậy chưa được sử dụng rộng rãi.

d. Đun nóng bằng chất tải nhiệt đặc biệt

Khi cần đun nóng ở nhiệt độ lớn hơn 180°C ta cần dùng chất tải nhiệt đặc biệt như nước quá nhiệt, chất lỏng có nhiệt độ sôi cao và áp suất hơi bão hoà nhỏ, không bị phân huỷ ở nhiệt độ cao, các chất tải nhiệt hữu cơ thường dùng là điphenyl, êtediphenyl, hỗn hợp các muối và kim loại nóng chảy. Đầu tiên ta dùng khói lò hoặc dòng điện để đun nóng chất tải nhiệt chuyển về trạng thái lỏng hoặc hơi, rồi truyền nhiệt cho các chất cần đun nóng.

e. Đun nóng bằng khí thải và chất lỏng thải

Đây là một phương pháp đun nóng tiết kiệm và tận dụng nhiệt của các chất thải trong nhà máy mà nhiệt độ còn cao.

7.2. Các phương pháp đun nóng

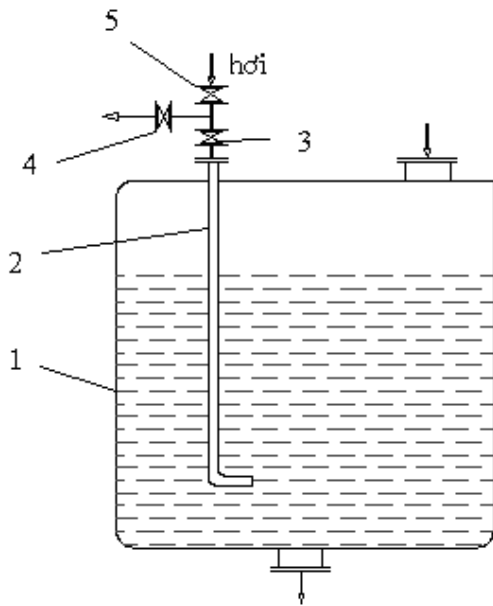
7.2.1. Đun nóng bằng hơi nước

a. Đun nóng bằng hơi nước trực tiếp

Đun nóng bằng hơi nước trực tiếp là quá trình đun nóng đơn giản nhất, trong đó hơi nước sục trực tiếp vào chất lỏng cần đun nóng, nước ngưng tụ trộn lẫn với chất lỏng.

Đun nóng chất lỏng bằng hơi nước trực tiếp đơn giản là dùng ống có đầu cuối hở, sục vào trong thùng chứa chất cần đun nóng (hình 7.1)

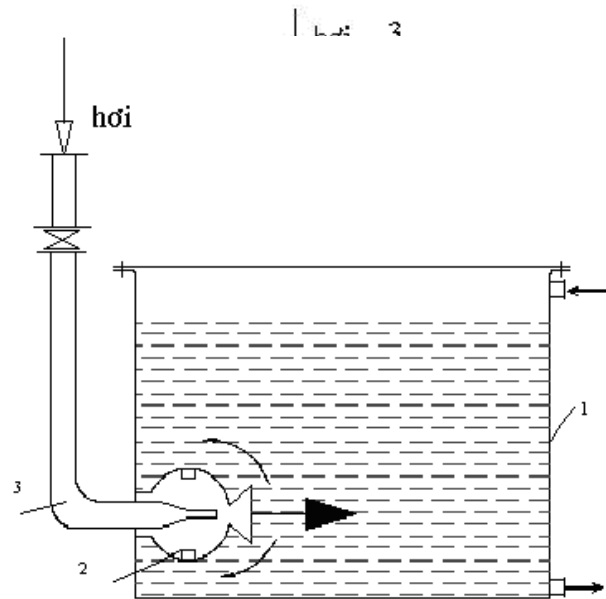
Khi cần thiết khuấy trộn chất lỏng cùng với đun nóng, người ta cho hơi trực tiếp đi qua những ống hình xoắn ốc (hình 7.2) hoặc một số ống thẳng song song đặt phía đáy thùng gọi là ống phun sủi bọt.



Hình 7-1

Thiết bị đun nóng loại sục

1 - thùng chứa, 2 - ống hơi, 3 - van
4 - van phụ, 5 - van 1 chiều



Hình 7-3

Thiết bị đun nóng không có tiếng động

1 - thùng chứa, 2 - loa hỗn hợp, 3 - ống dẫn hơi

Để giảm tiếng ồn khi hơi phun ra khỏi đầu ống với tốc độ lớn, người ta cấu tạo thêm loa giảm tiếng động như hình 7.3. Hơi phun ra khỏi đầu ống dẫn hơi với tốc độ rất lớn, do áp suất tĩnh học trong loa giảm xuống chất lỏng bên ngoài loa ập vào các lỗ cạnh của loa vừa pha trộn vừa luồng hơi phun ra và làm tắt tiếng động.

Phương pháp đun nóng bằng hơi nước có ưu điểm là rất đơn giản, nhưng có nhược điểm là làm pha loãng chất lỏng cần đun. Do đó phương pháp này chỉ dùng trong trường hợp cho phép pha loãng chất lỏng và không có phản ứng xảy ra giữa chất lỏng với nước. Thường người ta chỉ dùng đun nóng nước và dung dịch nước.

Để xác định lượng hơi nước tiêu hao trong quá trình đun nóng theo từng mẻ người ta dựa vào phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$DI + G_2.C_2.t_{2d} = D.C_2.t_{2c} + G_2.C_2.t_{2c} + Q_{tt}.\tau$$

Từ đó rút ra lượng hơi cần thiết:

$$D = \frac{G_2.C_2(t_{2c} - t_{2d}) + \tau.Q_{tt}}{I - C_2.t_{2c}} \quad [\text{kg}] \quad (7-1)$$

trong đó:

G_2 – lượng chất lỏng cần đun nóng [kg]

C_2 – nhiệt dung riêng của chất lỏng cần đun nóng [J/kg.độ]

t_{2d}, t_{2c} – nhiệt độ đầu và nhiệt độ cuối của chất lỏng [°C]

D – lượng hơi cần thiết, [kg]

I – nhiệt lượng riêng của hơi nước [J/kg]

Q_{tt} – nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh [W]

τ – thời gian đun nóng [s]

b. Đun nóng bằng hơi nước gián tiếp

-Phương pháp đun nóng gián tiếp được dùng khi chất lỏng cần đun không được phép pha loãng. Quá trình truyền nhiệt giữa hơi nước với chất cần đun nóng qua tường ngăn cách, nhiệt từ hơi sẽ truyền qua tường để cấp cho chất cần đun nóng.

Đun nóng gián tiếp được thực hiện trong nhiều loại thiết bị khác nhau như: thiết bị loại ống xoắn, loại ống chùm, loại vỏ bọc,...v.v.. Hơi nước sau khi cấp nhiệt qua tường sẽ bị ngưng tụ rồi chảy ra khỏi thiết bị qua đường ống riêng.

Lượng hơi nước sử dụng trong đun nóng gián tiếp cũng giống trong trường hợp đun nóng trực tiếp và xác định dựa vào phương trình cân bằng nhiệt lượng

$$D = \frac{G_2 C_2 (t_{2c} - t_{2d}) + \tau \cdot Q_{tt}}{I - C_n t_n} \quad [\text{kg}] \quad (7-2)$$

$$Q = D \cdot r = D(I - C_n t_n) \quad (7-3)$$

Trong đó:

t_n – nhiệt độ của nước ngưng tụ; [°C]

C_n – nhiệt dung riêng của nước ngưng tụ; [J/kg.độ]

t_{2d}, t_{2c} – nhiệt độ của chất lỏng cần đun nóng; [°C]

r – nhiệt ngưng tụ của hơi nước bão hòa [J/kg]

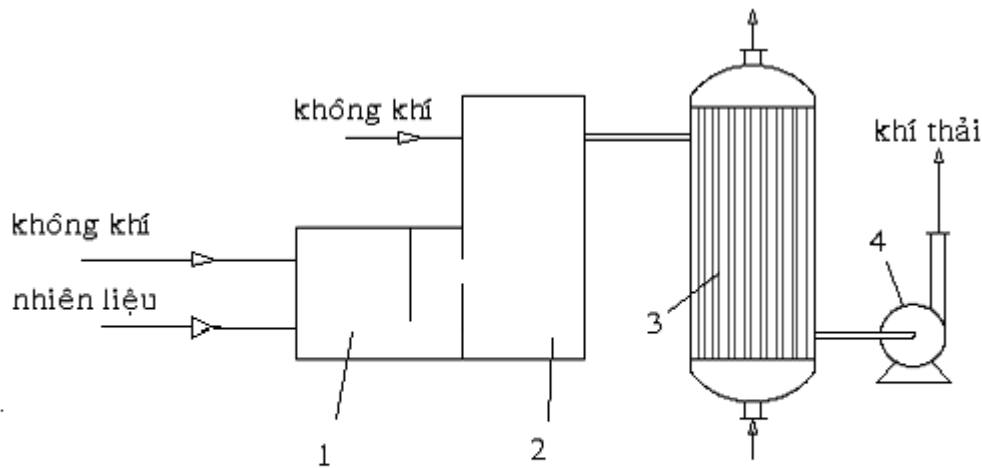
I – hàm nhiệt của hơi đốt [J/kg]

7.2.2. Đun nóng bằng khói lò

a Sơ đồ đun nóng bằng khói lò.

Khói lò được tạo ra bằng cách đốt nhiên liệu trong lò đốt 1. Sau đó đi vào phòng trộn 2, ở phòng trộn có cho thêm không khí lạnh vào để điều chỉnh nhiệt độ của khói lò. Lượng không khí cho vào phụ thuộc vào nhiệt độ cần điều chỉnh để đun nóng. Để giảm lượng ôxy trong khói lò và tăng hiệu quả

kinh tế người ta có thể dùng khí thải tuần hoàn (khói lò sau khi đã đun nóng) để trộn lẫn.



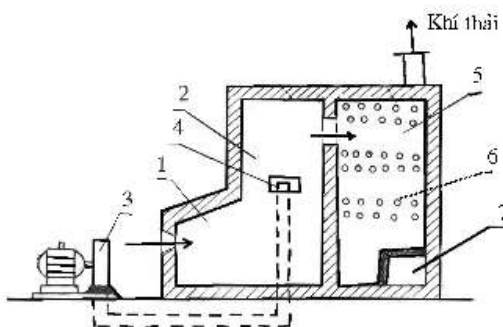
Hình 7-4

Sơ đồ đun nóng bằng khói lò

1- lò đốt, 2- phòng trộn, 3- thiết bị truyền nhiệt, 4- quạt

b. Cấu tạo lò đốt kiểu ống

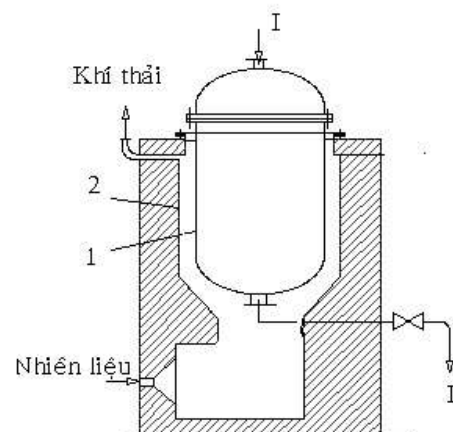
-Sơ đồ lò ống (hình7-5) Nhiên liệu rắn, lỏng hoặc khí được đưa vào lò đốt 1, và cháy tạo thành khói lò đi sang phòng trộn 2, không khí bên ngoài được quạt 3 thổi vào trộn lẫn với khói lò. ta có thể điều chỉnh lưu lượng của không khí, do đó điều chỉnh được nhiệt độ của khói lò trong phòng trộn 2 để đi sang phòng 5, trong phòng 5 có đặt thiết bị truyền nhiệt, còn khói lò đi bên ngoài ống còn chất cần đun nóng đi bên trong ống truyền nhiệt. Sau khi đun nóng khí thải đi theo cửa 7 lên ống khói ra ngoài.



Hình 7-5

Sơ đồ lò ống

1,lò đốt 2,phòng trộn 3,quạt 4,cửa khí vào
5,phòng truyền nhiệt 6,ống truyền nhiệt 7,cửa dẫn khí thải.



Hình 7-6

Sơ đồ lò kiểu nổi phản ứng đun nóng bằng khói lò

1, nổi phản ứng 2, lò đốt

c. Nồi phản ứng.

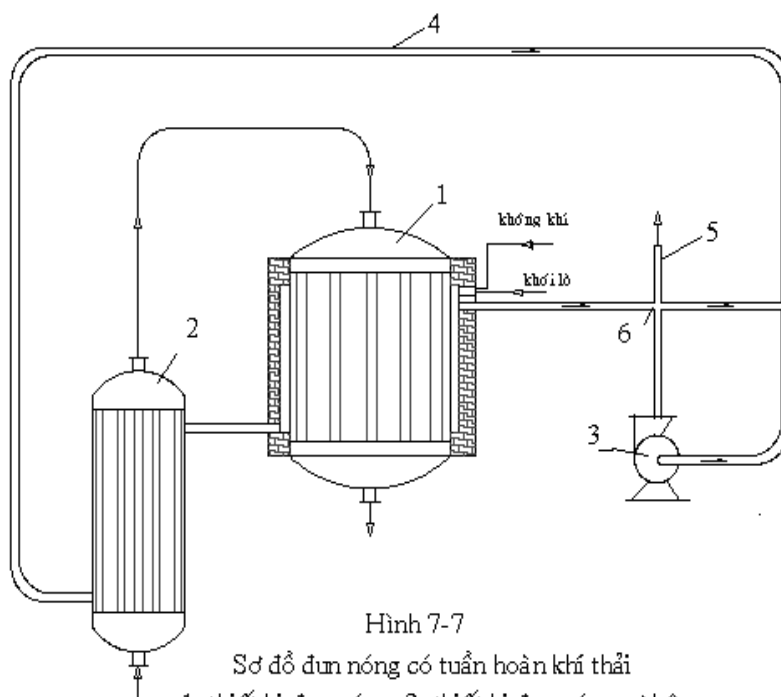
Cấu tạo thiết bị hình (7-6) gồm nồi phản ứng 1, và lò đốt 2, nhiên liệu có thể là lỏng hoặc khí được đưa vào lò đốt cháy tạo ra khói lò, và truyền nhiệt cho hỗn hợp trong thiết bị để thực hiện phản ứng.

d Đun nóng tuần hoàn khí thải

Sơ đồ đun nóng có tuần hoàn khí thải hình (7-7) khói lò được đưa vào thiết bị đun nóng 1 sau đó đi sang thiết bị đun nóng sơ bộ 2 và được quạt 3 hút về một phần đưa về trộn với khói lò để điều chỉnh nhiệt độ, còn một phần thải ra ngoài ống 5, điều chỉnh lượng khí thải bằng van 6. Còn chất cần đun nóng được đưa vào thiết bị đun nóng sơ bộ 2 rồi sang thiết bị đun nóng 1 và ra ngoài.

*Ưu điểm: Tiết kiệm được năng lượng và khả năng điều chỉnh nhiệt độ bằng cách tuần hoàn một phần khí thải.

*Nhược điểm: Cồng kềnh



Hình 7-7

Sơ đồ đun nóng có tuần hoàn khí thải

1- thiết bị đun nóng, 2- thiết bị đun nóng sơ bộ,
3- quạt, 4- ống dẫn khí, 5- ống khí thải, 6- khoá điều chỉnh

7.2.3. Đun nóng bằng dòng điện

Đun nóng bằng dòng điện là biến điện năng thành nhiệt năng để đun nóng vật liệu. Tùy từng trường hợp cụ thể mà ta sử dụng các kiểu lò khác nhau, như lò điện trở, lò hồ quang, lò cảm ứng...

Lò điện trở chia làm hai loại:

- Lò điện trở trực tiếp là loại mà vật liệu đun nóng được nối trực tiếp vào mạch điện hoặc qua máy biến thế cho dòng điện vào để đốt nóng.
- Lò gián tiếp trong đó nhiệt được tỏa ra từ dây điện trở rồi truyền nhiệt cho vật liệu bằng bức xạ, dẫn nhiệt và đối lưu.

Lò điện cảm ứng

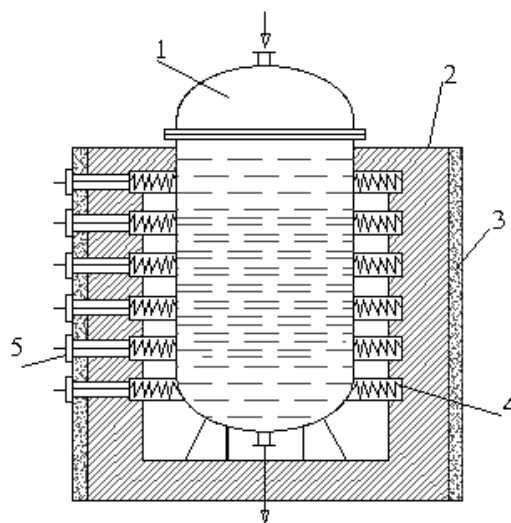
- Vật liệu đun nóng được đặt trong từ trường xoay chiều hoặc dòng điện xoay chiều, khi đó vật liệu sẽ xuất hiện dòng điện cảm ứng để đốt nóng vật liệu.

Lò hồ quang

- Điện năng tạo thành tia lửa điện đốt nóng môi trường, đốt nóng bằng tia hồ quang có thể tạo ra nhiệt độ rất cao từ 1500- 2500oC. Nhược điểm của lò hồ quang là khó điều chỉnh nhiệt độ và nhiệt độ không đồng đều. Ứng dụng của lò hồ quang dùng đun nóng chảy kim loại và các búa canxi, photpho.

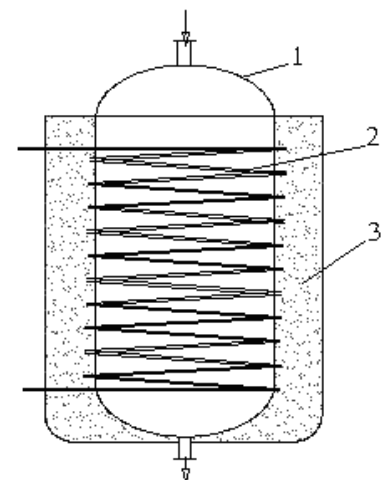
a. Lò điện trở

Cấu tạo lò điện trở đốt nóng gián tiếp (hình 7-8), gồm thiết bị đun nóng 1, bao quanh có lớp lót gạch chịu lửa 2, trong trường hợp nhiệt độ đốt nóng dưới 400°C thì không cần gạch chịu lửa, trong các khe của các lớp lót này có đặt dây điện trở 4. Điện trở có thể ở dạng tấm hoặc dây, vật liệu chế tạo bằng hợp kim: 30 ÷ 80% niken, 20%Cr, 0,5 ÷ 50% Fe. Hoặc hợp kim Crôm sắt nhôm.



Hình 7-8
Lò điện trở

1- thiết bị đun nóng, 2- lớp lót, 3- lớp cách nhiệt, 4- dây điện trở, 5- dây dẫn điện



Hình 7-9
Lò điện cảm ứng

1- thiết bị đun nóng, 2- dây dẫn điện, 3- vỏ cách nhiệt,

Kích thước của các vòng dây xoắn phải chọn thích hợp để hạn chế sự phản xạ tương hỗ giữa các vòng dây và đảm bảo độ bền của dây.

Ưu điểm: Đun nóng được đồng đều và dễ điều chỉnh nhiệt độ chính xác bằng cách thay đổi điện thế của dòng điện hoặc đóng mở điện đi vào từng phần của điện trở, nhiệt độ có thể đạt từ 1000 ÷ 1100 °C.

Nhược điểm: giá thành cao.

Nhiệt lượng cần đun nóng được xác định bằng phương trình cân bằng nhiệt lượng sau:

$$\begin{aligned} Q + GCt_1 &= GCt_2 + Q_{tt} \\ Q &= GC(t_2 - t_1) + Q_{tt} \quad [W] \end{aligned}$$

Trong đó:

G-là lượng dung dịch cần đun nóng [kg/s]

C -nhiệt dung riêng của dung dịch [J/kg °C].

Q_{tt} -nhiệt mất mát ra môi trường [W].

Công suất của dòng điện

$$N = \frac{Q}{\eta} [W].$$

b. Lò điện cảm ứng

Sơ đồ cấu tạo đun nóng bằng dòng điện cảm ứng (hình 7-9) gồm thiết bị đun nóng 1 là thân hình trụ, xung quanh có cuộn dây dẫn 2 hình xoắn ốc (dây dẫn không tiếp xúc vào thiết bị). Khi dòng điện xoay chiều đi qua dây dẫn, trên vỏ thiết bị sẽ xuất hiện dòng điện xoáy chiều đun nóng thiết bị. dây dẫn làm bằng vật liệu có điện trở thấp như đồng hoặc nhôm.

c. Đun nóng bằng dòng điện cao tần

Thiết bị đun nóng bằng dòng điện có tần số cao, có cấu tạo gồm hai tấm kim loại được nối với nguồn điện xoay chiều, vật liệu đun nóng được đặt ở giữa của hai bản cực kim loại của tụ điện. Phương pháp này được ứng dụng để đun nóng các chất điện môi hay chất bán dẫn và các loại chất dẻo, gỗ. Dưới tác dụng của điện trường của dòng xoay chiều các phân tử có cực của chất điện môi sẽ bị dao động tương ứng với tần số của dòng điện, như vậy các phân tử sẽ bị tiêu hao một phần năng lượng để khắc phục trở lực ma sát, do đó phần điện năng biến thành nhiệt năng để đun nóng vật liệu. Lượng nhiệt tỏa ra tỷ lệ bậc một với tần số dòng điện và tỷ lệ bậc 2 với hiệu điện thế của dòng điện, và có thể điều chỉnh nhiệt độ bằng cách thay đổi tần số của dòng điện bằng bộ đèn phát sóng.

Phương pháp này thường dùng dòng điện có tần số từ $0,5 \cdot 10^6 \div 100 \cdot 10^6$ Hz

*Ưu điểm: đun nóng đồng đều, nhanh, có thể điều chỉnh dễ dàng, có thể hoàn toàn tự động được.

7.2.4. Đun nóng bằng chất tải nhiệt đặc biệt.

Trong nhiều quá trình sản xuất hóa học yêu cầu đun nóng đồng đều và ở nhiệt độ cao, nhưng dùng khói lò hoặc điện thì không thích hợp, hoặc điều kiện an toàn thì không cho phép. Trong các trường hợp này ta phải dùng chất tải nhiệt đặc biệt, đó là các chất có nhiệt độ sôi cao hoặc hơi của nó làm chất tải nhiệt trung gian, các chất này nhận nhiệt từ khói lò hoặc dòng điện rồi truyền cho thiết bị cần đun nóng, chất tải nhiệt này được tuần hoàn tự nhiên hoặc tuần hoàn cưỡng bức. Đun nóng bằng phương pháp này cho phép ta điều chỉnh nhiệt độ được dễ dàng. Nhiệt độ lớn nhất để đun nóng phụ thuộc vào tính chất của chất tải nhiệt, có thể từ 360 đến 500°C.

a. Đun nóng bằng dầu khoáng.

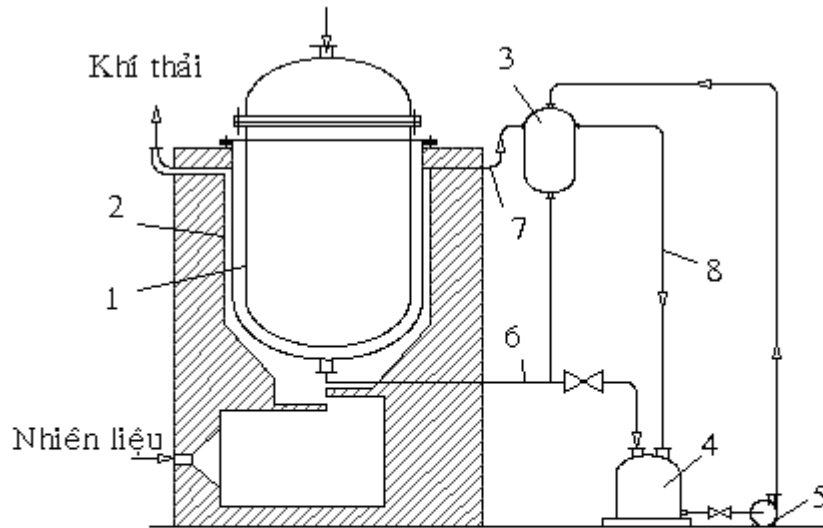
Trong trường hợp đun nóng tránh quá nhiệt và cần đồng đều, người ta dùng dầu khoáng làm chất tải nhiệt trung gian. Dầu khoáng nằm ở phần giữa vỏ trong và vỏ ngoài, dầu khoáng được đun nóng nhờ khói lò và đồng thời dầu khoáng truyền nhiệt qua vỏ trong của thiết bị cho chất cần đun nóng.

Sơ đồ đun nóng bằng dầu khoáng hình (7-10) dầu chứa trong khoảng giữa của vỏ 1 và vỏ 2.

Nguyên tắc làm việc: Dầu khoáng được chứa trong thùng 4 được bơm 5 đưa lên bình 3 rồi chảy theo đường ống 6 vào khoảng giữa hai vỏ 1 và 2. lò đốt với nhiên liệu là dầu đốt cháy với không khí tạo ra khói lò có nhiệt độ cao, và truyền nhiệt qua vỏ ngoài cho dầu khoáng, và nhiệt từ dầu khoáng truyền qua vỏ trong cấp nhiệt cho chất cần đun nóng. khi dầu bị đun nóng thì các khí lẫn trong dầu thoát ra và giãn nở, khi đó dầu chảy theo ống 7 lên bình giãn nở 3 rồi tuần hoàn về khoảng trống giữa hai vỏ. Khi dầu mới vào đun nóng có chứa một lượng ẩm nhất định, do đó khi tiếp xúc với nhiệt độ cao từ 100 đến 120°C nó sẽ sôi bùng lên, hiện tượng này có thể làm cho toàn bộ dầu bị thoát lên bình giãn 3, khi đó dầu tràn sẽ chảy theo đường ống 8 trở về thùng chứa 4. Trong thùng chứa 4 dầu thường được đun nóng sơ bộ khoảng từ 60 ÷ 80°C để giảm độ nhớt của dầu khi vận chuyển..

Đun nóng bằng dầu chỉ được sử dụng trong trường hợp không dùng được các phương pháp khác.

Ưu điểm: Nhiệt đun nóng được đồng đều.



Hình 7-10
 Hệ thống đun nóng bằng dầu khoáng
 1- thiết bị đun nóng, 2- vỏ bọc ngoài,
 3- bình giãn, 4- thùng chứa,
 5,6,7,8- ống dẫn

Nhược điểm: Hiệu số nhiệt độ thấp, nên nhiệt truyền qua không được lớn và khó điều chỉnh nhiệt độ.

b. Đun nóng bằng muối nóng chảy

Trong trường hợp đun nóng ở nhiệt độ cao hơn 380°C người ta thường dùng hỗn hợp muối nóng chảy. Ứng dụng của hỗn hợp muối nóng chảy thường dùng để đun nóng từ 140°C đến 540°C.

Ưu điểm của phương pháp này là không có áp suất dư.

Hỗn hợp muối nóng chảy thường dùng gồm ba loại muối NaNO₂ 40%, NaNO₃ 7% và KNO₃ 53%(theo khối lượng)nhiệt độ nóng chảy của hỗn hợp muối này là 142°C giới hạn nhiệt độ sử dụng là 530°C. Phương pháp đun nóng bằng 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.

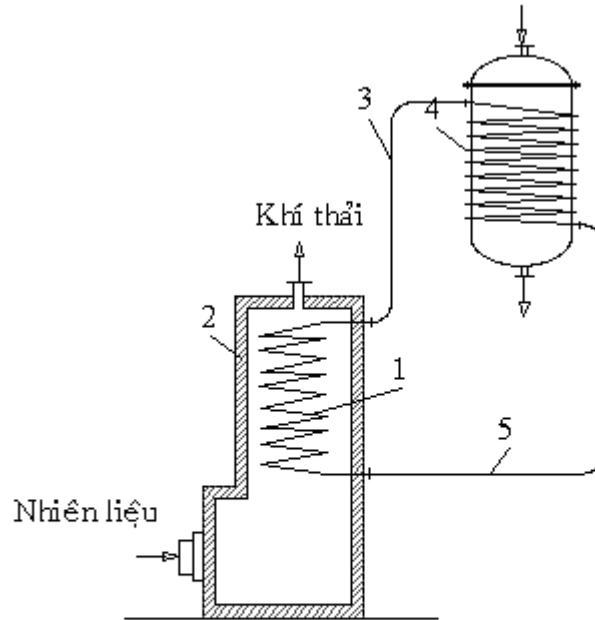
7.2.5. Đun nóng bằng nước quá nhiệt

a. Thiết bị đun nóng tuần hoàn tự nhiên

Nước là chất tải nhiệt khá phổ biến, nhiệt độ giới hạn của nước là 374°C tương ứng với áp suất 225 at, vì vậy ta dùng nước ở gần nhiệt độ và áp suất giới hạn để thực hiện quá trình truyền nhiệt cho chất cần đun nóng.

Sơ đồ đun nóng bằng nước tuần hoàn tự nhiên (hình 7-11)

Nguyên tắc làm việc: kiểm tra thiết bị rồi cho đầy nước cất vào hệ thống bằng bơm tay để đuổi hết không khí ra. Sau đó đốt lò, tạo ra khói lò (nhiên liệu thường bằng dầu Fo), khói lò truyền nhiệt cho nước trong ống trao đổi nhiệt, làm nhiệt độ nước tăng. Nước khi đun nóng bị giãn nở và áp suất trong hệ thống tăng lên rất nhanh, áp suất ta điều chỉnh bằng van tháo



Hình 7-11

Đun nóng bằng nước quá nhiệt tuần hoàn tự nhiên

1, ống trao đổi nhiệt 2, lò đốt

3, 5, ống dẫn chất lỏng tuần hoàn 4, ống xoắn đun nóng

nước ra từ từ. Áp suất phải lớn hơn một ít so với áp suất hơi bão hòa ở nhiệt độ đã cho. Như vậy vừa đun nóng vừa tháo bớt nước ra và đưa dần dần nhiệt độ và áp suất của nước lên đến gần trị số giới hạn, khi đó hệ thống chỉ có nước không có không khí và hơi. Trong quá trình làm việc làm nhiệt độ nước ở ống trao đổi nhiệt 1 tăng và khối lượng riêng giảm, rồi chuyển động lên theo ống tuần hoàn 3 và vào thiết bị đun nóng 4 thực hiện truyền nhiệt cho chất cần đun nóng, khi đó nhiệt độ của nước giảm xuống làm khối lượng riêng tăng và chảy xuống ống tuần hoàn 5 tiếp tục đi vào ống truyền nhiệt 1. 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 trong lò đốt với ống truyền nhiệt ở thiết bị đun nóng 4. Thực tế tốc độ tuần hoàn của nước quá nhiệt trong hệ thống có thể đạt $0,1 \div 0,2$ m/s.

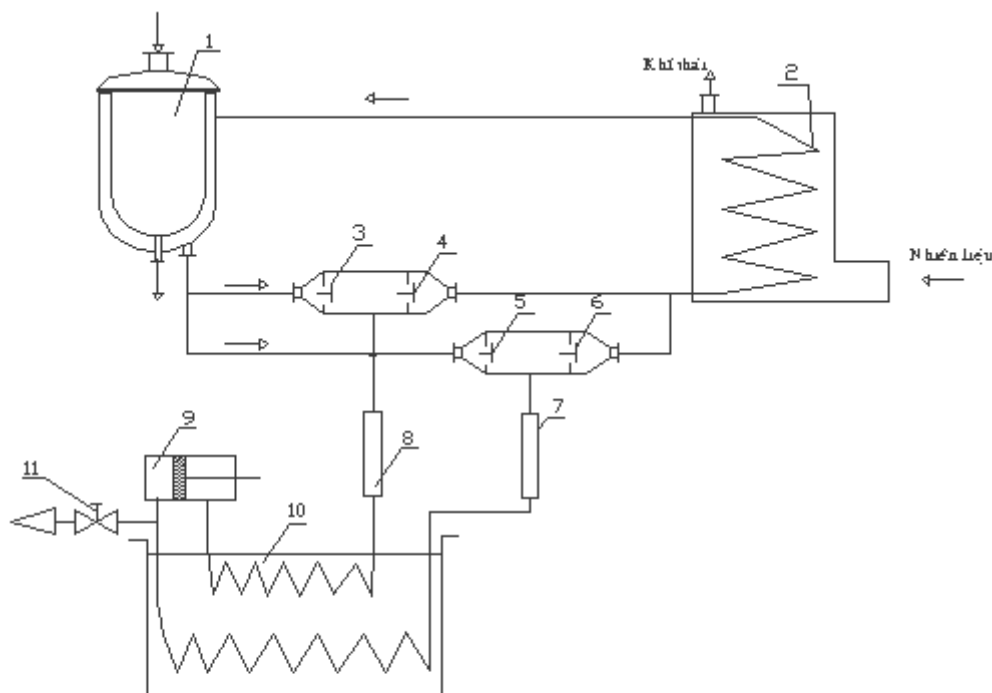
*Ưu điểm: Không tiêu hao năng lượng để tạo lên dòng tuần hoàn.

*Nhược điểm: Tốc độ dòng tuần hoàn thấp và năng suất nhỏ.

b. Thiết bị đun nóng tuần hoàn cưỡng bức

Sơ đồ thiết bị đun nóng bằng nước quá nhiệt tuần hoàn cưỡng bức (hình 7-12) nước quá nhiệt được đun nóng ở lò đốt 2 nhờ khói lò rồi chuyển động sang thiết bị đun nóng 1, sau đó được bơm cao áp 9 hút rồi đẩy nước tuần hoàn vào thiết bị trao đổi nhiệt ở lò đốt. Để tránh cho bơm làm việc ở nhiệt độ cao và áp suất lớn, ta không bơm trực tiếp nước nóng mà chỉ cho nước lạnh vào bơm. Khi bơm làm việc pittông đi từ phải sang trái, van 4 đóng van 3 mở chất lỏng nóng được hút vào bình chứa 7, đồng thời van 5 đóng van 6 mở, nước nóng từ bình chứa 8 được đẩy qua van 6 về lò đốt.

Khi pittông từ trái sang phải, van 4 mở van 3 đóng nước từ bình chứa 8 được đẩy qua hộp van về lò đốt, đồng thời van 6 đóng van 5 mở nước từ thiết bị đun nóng qua hộp van vào bình chứa 7. Vì vậy nước nóng chỉ nằm ở phần trên của bình 7 và 8, còn từ phần dưới bình về bơm là nước lạnh.



Hình 7-12

Sơ đồ đun nóng bằng nước quá nhiệt tuần hoàn
hoàn cưỡng bức

1, thiết bị đun nóng, 2, lò đốt, 3, 5, van hút, 4, 6, van
đẩy, 7, 8, bình hoãn xung, 9, bơm, 10, thiết bị làm
lạnh, 11, van xả

Để tránh hiện tượng bơm bị nóng lên, thì đường ống từ bình 7 và 8 được làm lạnh bằng nước lạnh ở thiết bị 10. Thành thạo người ta thêm nước vào hệ thống qua van 11. Để thay đổi nhiệt độ ta điều chỉnh lượng không khí và nhiên liệu trong lò đốt.

*Ưu điểm: Tốc độ dòng tuần hoàn lớn khoảng 2 m/s, do vậy năng suất đun nóng lớn.

*Nhược điểm: Cấu tạo thiết bị phức tạp

7.3. Làm nguội

Trong công nghệ hoá học có những quá trình cần phải làm nguội, các chất cần làm nguội có thể ở dạng khí, hơi hoặc là chất lỏng. Chất tải nhiệt được dùng phổ biến nhất trong quá trình làm nguội là nước và không khí.

Ở đây ta chỉ nghiên cứu làm nguội đến nhiệt độ thường. Ta có thể làm nguội trực tiếp hoặc gián tiếp.

7.3.1. Làm nguội trực tiếp

a. làm lạnh bằng nước đá

Để giảm nhiệt độ của chất lỏng một cách nhanh chóng đến nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ trong phòng thì ta cho nước đá hoặc nước lạnh trộn trực tiếp vào chất lỏng cần làm nguội.

Phương pháp làm nguội này chỉ dùng trong trường hợp chất lỏng cần làm nguội không tác dụng hoá học với nước và được phép pha loãng.

b. Phương pháp tự bay hơi

Khi để chất lỏng nóng trong một bình hở, song song với quá trình truyền nhiệt qua thành bình còn có quá trình tự bay hơi trên bề mặt của chất lỏng. Khi tự bay hơi chất lỏng phải lấy đi một lượng nhiệt, do đó nhiệt độ trong toàn khối chất lỏng giảm xuống.

c. Làm nguội khí

Quá trình làm nguội khí kèm theo tác dụng rửa sạch khí, cho khí nóng vào tháp rỗng từ dưới lên, nước hoặc chất lỏng được tưới từ trên xuống. Trong quá trình tiếp xúc giữa hai pha, khí sẽ giảm nhiệt độ, đồng thời nếu có bụi sẽ bị nước cuốn trôi ra ngoài, có thể dùng chất lỏng hoặc nước để làm nguội khí với điều kiện là chất lỏng không hấp thụ khí.

7.3.2. Làm nguội gián tiếp

Trong công nghiệp hoá chất phần lớn người ta tiến hành làm nguội các chất lỏng và khí gián tiếp, nghĩa là quá trình truyền nhiệt giữa chất cần làm nguội và chất làm nguội được tiến hành qua tường ngăn trong thiết bị trao đổi nhiệt, tác nhân làm nguội được dùng nhiều nhất là nước và không khí. Nếu nhiệt độ cần phải đạt thấp hơn từ $15^{\circ}\div 30^{\circ}\text{C}$ thì ta dùng tác nhân có nhiệt độ thấp như nước muối lạnh.

Cấu tạo thiết bị làm nguội giống như thiết bị đun nóng, nhưng khi tiến hành quá trình làm nguội cần phải chú ý đến việc chọn chiều lưu thể, vì cả hai

lưu thể cùng thay đổi nhiệt độ, do vậy tốt nhất cho hai lưu thể chuyển động ngược chiều, mặt khác cũng cần chọn nhiệt độ t_{2c} sao 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} khoảng từ $5^{\circ} \div 35^{\circ}\text{C}$.

Nếu chọn nhiệt độ t_{2c} cao quá thì bề mặt trao đổi nhiệt sẽ lớn, nếu chọn t_{2c} thấp thì lượng tác nhân làm nguội sẽ tăng. Do đó tùy điều kiện cụ thể mà ta so sánh. Nếu dùng nước để làm nguội thì lấy $t_{2c} \leq 40^{\circ} \div 50^{\circ}\text{C}$ để chọn t_{2c} cho thích hợp.

7.4. Ngưng tụ

Ngưng tụ là quá trình chuyển hơi sang trạng thái lỏng, quá trình này có thể tiến hành bằng hai cách:

- Làm nguội hơi hoặc khí.
- Nén và làm nguội hơi (khí) đồng thời.

Trong phần này ta chỉ xét ngưng tụ bằng cách làm nguội hơi hoặc khí nóng bằng nước hoặc không khí lạnh để làm nguội.

Nếu dùng nước để lấy nhiệt cho hơi ngưng tụ có thể tiến hành theo hai phương pháp:

- Ngưng tụ gián tiếp, hay còn gọi là ngưng tụ bề mặt, nghĩa là quá trình trao đổi nhiệt giữa hơi và nước qua tường ngăn trong thiết bị trao đổi nhiệt. Hơi được ngưng tụ trên bề mặt trao đổi nhiệt.
- Ngưng tụ trực tiếp, hay gọi là ngưng tụ hỗn hợp, tức là cho nước và hơi tiếp xúc trực tiếp với nhau. Hơi cấp ẩn nhiệt ngưng tụ cho nước và ngưng tụ lại. Nước lấy nhiệt của hơi nước nóng lên, cuối cùng tạo thành hỗn hợp chất lỏng đã ngưng tụ với nước.

7.4.1. 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 sự chuyển động của lưu thể, hơi đi từ trên xuống để chất lỏng ngưng tụ chảy tự do đi ra ngoài dễ dàng.

Đối với thiết bị đun nóng gián tiếp có thể sử dụng cho quá trình ngưng tụ được.

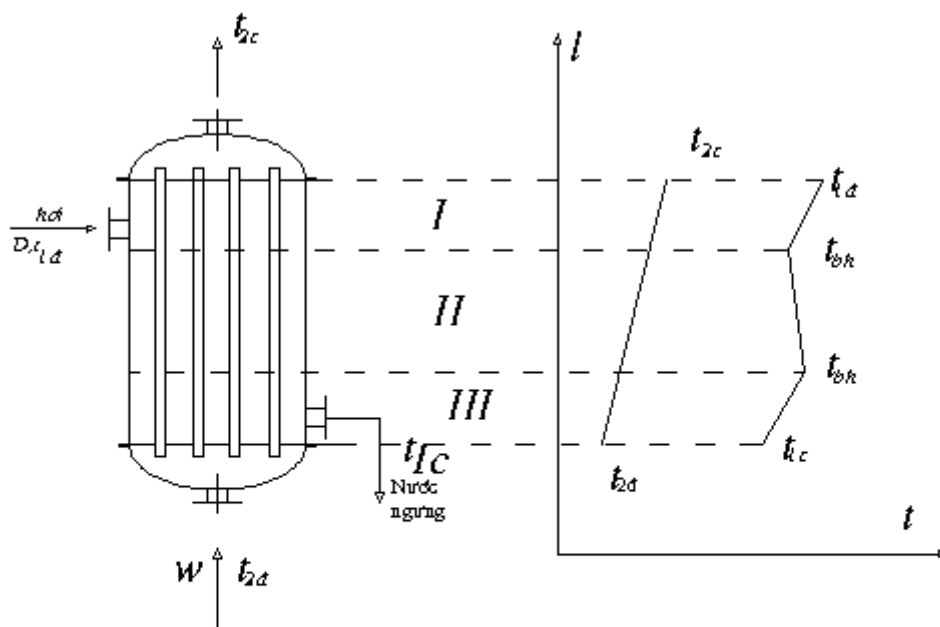
Nếu như quá trình ngưng tụ thực hiện đối với hơi bão hoà, và chất lỏng sau khi ngưng tụ không bị làm nguội xuống nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ của hơi bão hoà thì tính toán bề mặt truyền nhiệt đơn giản. Nếu như hơi ngưng tụ là hơi quá nhiệt và chất lỏng ngưng tụ cần làm nguội đến nhiệt độ thấp hơn nhiệt

độ hơi bão hoà thì tính toán bề mặt truyền nhiệt phức tạp hơn. Khi đó ta phải chia ra ba bước để tính:

Bước 1: Làm nguội hơi quá nhiệt đến nhiệt độ hơi bão hoà.

Bước 2: Ngưng tụ hơi bão hoà ở nhiệt độ hơi bão hoà không đổi.

Bước 3: Làm lạnh chất ngưng tụ đến nhiệt độ cần thiết.



Hình 7-13

Biến thiên nhiệt độ dọc thiết bị

I giai đoạn làm nguội hơi quá nhiệt, II giai đoạn ngưng tụ

III giai đoạn làm lạnh chất lỏng đã ngưng tụ

Tính toán cân bằng vật chất, và nhiệt lượng của quá trình ngưng tụ:

Ta ký hiệu:

Q- nhiệt lượng trao đổi trong quá trình ngưng tụ [W]

Q₁- Lượng nhiệt lấy đi để làm nguội hơi quá nhiệt đến nhiệt độ hơi bão hoà [W]

Q₂ - Lượng nhiệt toả ra khi hơi ngưng tụ [W]

Q₃ - Lượng nhiệt toả ra khi làm nguội chất lỏng ngưng [W]

R - ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi [J/kg]

D -Lượng hơi ngưng tụ [kg/s]

W - lượng nước lạnh đưa vào [kg/s].

C_p - nhiệt dung riêng trung bình của hơi quá nhiệt [J/kg.độ].

C₁ - nhiệt dung riêng trung bình của chất lỏng ngưng [J/kg.độ]

C_n - nhiệt dung riêng trung bình của nước lạnh [J/kg.độ]

t_{1đ} - nhiệt độ đầu của hơi quá nhiệt

t_{1c} - nhiệt độ cuối của chất lỏng ngưng tụ

t_{bh} nhiệt độ của hơi nước bão hoà.

t_{2d}, t_{2c} - nhiệt độ đầu và cuối của nước làm nguội.

Phương trình cân bằng nhiệt lượng như sau:

$$Q_1 = DC_p(t_{1d} - t_{1bh})$$

$$Q_2 = Dr$$

$$Q_3 = D.C_1(t_{bh} - t_{1c})$$

$$WC_2(t_{2c} - t_{2d}) = Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q$$

Trong trường hợp ngưng tụ hơi bão hoà ở nhiệt độ không đổi thì $Q_1 = 0$, $Q_3 = 0$.

Từ phương trình trên ta có phương trình tính lượng nước lạnh đưa vào thiết bị như sau:

$$W = \frac{Q}{C_2(t_{2c} - t_{2d})} \text{ [kg/s]}$$

Vậy với mỗi giai đoạn của quá trình cần có bề mặt truyền nhiệt tương ứng

$$F = F_1 = F_2 = F_3 \text{ [m}^2\text{]}$$

F_1 - diện tích bề mặt truyền nhiệt tương ứng giai đoạn 1:

$$F_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_{tb1}} \text{ [m}^2\text{]}$$

F_2 - diện tích bề mặt truyền nhiệt tương ứng giai đoạn 2:

$$F_2 = \frac{Q_2}{k_2 \Delta t_{tb2}} \text{ [m}^2\text{]}$$

F_3 - diện tích bề mặt truyền nhiệt tương ứng giai đoạn 3:

$$F_3 = \frac{Q_3}{k \Delta t_{tb3}} \text{ [m}^2\text{]}$$

K_1, K_2, K_3 - hệ số truyền nhiệt của ba giai đoạn.

$\Delta t_{tb1}, \Delta t_{tb2}, \Delta t_{tb3}$ - Hiệu số nhiệt độ trung bình ba giai đoạn tương ứng.

7.4.2. Ngưng tụ trực tiếp

Nguyên tắc cơ bản trong các thiết bị ngưng tụ trực tiếp là ta phun nước vào trong hơi, hơi tỏa ra ẩn nhiệt đun nóng nước và ngưng tụ lại. Do vậy thiết bị ngưng tụ trực tiếp chỉ để ngưng tụ hơi nước hoặc hơi của các chất lỏng không có giá trị kinh tế hoặc không tan trong nước, vì chất lỏng ngưng tụ sẽ trộn lẫn với nước làm nguội. Để tăng hiệu quả quá trình ta cần phải có bề mặt tiếp xúc lớn. Vì thế người ta thường cho nước phun qua những vòi phun hoặc cho chảy qua nhiều tấm ngăn có lỗ nhỏ.

Ngưng tụ trực tiếp được dùng nhiều trong công nghiệp hoá chất vì có ưu điểm năng suất cao, cấu tạo đơn giản và dễ dàng chống ăn mòn.

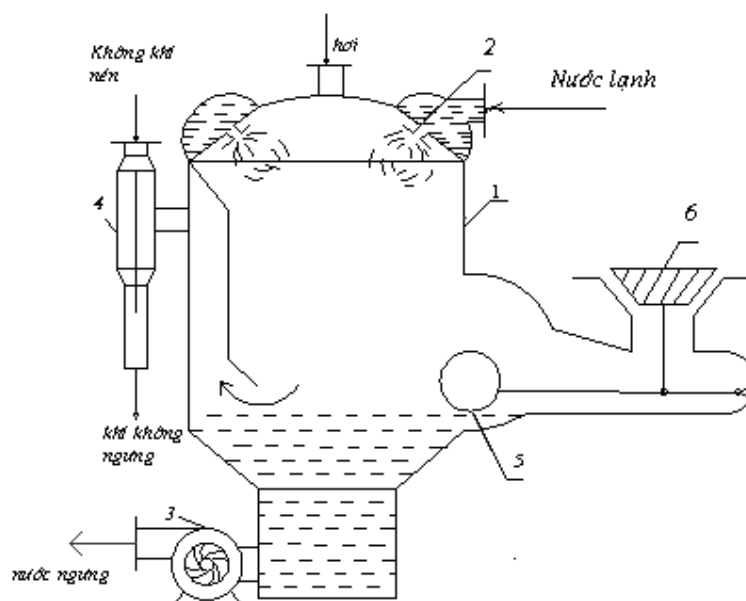
Tùy theo cách làm việc của thiết bị mà ta chia ra hai loại: thiết bị loại ướt và loại khô. Đặc điểm khác nhau của hai loại này như sau;

Thiết bị loại ướt, chất lỏng ngưng tụ, nước làm nguội, và khí không ngưng được dẫn ra cùng một đường bằng bơm.

-Thiết bị loại khô, thì nước ngưng và nước làm nguội được dẫn chung một đường, còn khí không ngưng được hút ra theo một đường khác.

Ngoài ra người ta còn dựa vào chiều chuyển động của hai lưu thể mà ta phân ra thiết bị ngưng tụ ngược chiều, xuôi chiều, hoặc dựa vào chiều cao mà ta gọi thiết bị ngưng tụ loại thấp loại cao.

a. Thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại khô xuôi chiều.



Hình 7-14

Thiết bị ngưng tụ loại khô xuôi chiều, thấp

1. thân thiết bị; 2. vòi phun; 3. bơm ly tâm;
4. bơm tía hút khí không ngưng; 5. phao; 6. van.

Sơ đồ nguyên tắc làm việc của thiết bị loại khô xuôi chiều (hình 9-14). Hơi đi vào thiết bị từ trên xuống, nước ở trong bầu nước quanh thân thiết bị được hút vào thân do áp suất trong thiết bị là áp suất chân không. Nước được hút qua vòi phun 2, 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 được bơm tía 4 hút ra ngoài. Khi độ chân không trong thiết bị quá cao, bơm ly tâm không làm việc được, hỗn hợp nước và chất lỏng ngưng

tụ không tháo ra ngoài được tích tụ lại dâng dần lên trong thiết bị, do đó phao 5 được 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 làm việc trở lại bình thường, khi đó mực nước hạ xuống, phao 5 trở về vị trí cũ, van 6 đóng lại.

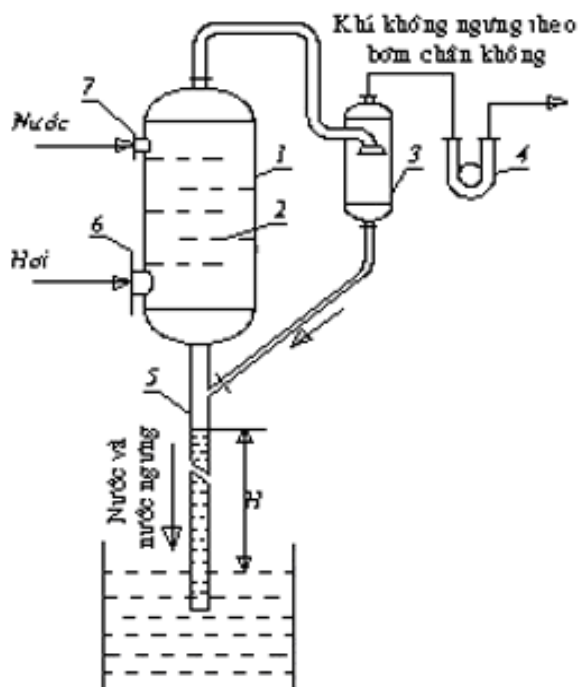
*Ưu điểm của thiết bị này là gọn nhẹ.

*Nhược điểm: năng suất tương đối nhỏ, thiết bị này thường dùng trong trường hợp nước tháo ra còn được đưa đi sử dụng lại.

b. Thiết bị ngưng tụ loại khô ngược chiều

Thiết bị ngưng tụ barômet.

Sơ đồ cấu tạo trên hình(7-15) thiết bị ngưng tụ barômet gồm thân hình trụ 1, bên trong có gắn những tấm ngăn hình bán nguyệt (hoặc hình viên phân) số 2 có đục nhiều lỗ nhỏ, và ống barômet 5 để tháo nước và chất lỏng đã ngưng tụ ra ngoài, bơm chân không dùng để hút khí không ngưng ra khỏi thiết bị.



Hình 7-15

Thiết bị ngưng tụ trực tiếp (barômet)

1.thân 2.tấm chắn 3.bộ phận tách giọt 4.bơm chân không
5.ống barômet 6.cửa dẫn hơi nước vào 7.cửa dẫn nước lạnh vào

Nguyên tắc làm việc: Hơi từ thiết bị cô đặc hoặc kết tinh đi vào thiết bị qua cửa số 6 đi từ dưới lên, còn nước lạnh được đưa vào qua cửa số 7 chảy

từ trên xuống, nước chảy tràn qua cạnh tấm ngăn và đồng thời một phần chui qua lỗ của tấm ngăn từ tấm trên xuống tấm dưới tiếp xúc với hơi và làm ngưng tụ. Hỗn hợp nước làm nguội và chất lỏng đã ngưng tụ chảy xuống ống barômet, khí không ngưng đi lên qua thiết bị thu hồi bọt 3. Tác dụng của thiết bị thu hồi bọt là để dũ lại những hạt nước bị khí không ngưng cuốn theo, những hạt nước này lắng lại trong thiết bị 3 và tập trung chảy sang ống barômet. Khí không ngưng hoặc không khí được hút ra ngoài qua bơm chân không 4. Ống barômet thường cao khoảng 11 mét để khi độ chân không trong thiết bị có tăng thì nước cũng không bị dâng lên làm ngập thiết bị.

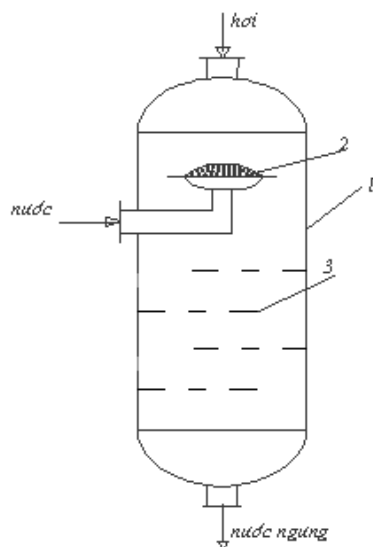
*Ưu điểm: Nước tự chảy ra được không cần bơm nên tốn ít năng lượng, năng suất cao. Trong công nghiệp hoá chất thiết bị này được dùng trong hệ thống cô đặc nhiều nôi.

*Nhược điểm: Thiết bị công kênh.

c. Thiết bị ngưng tụ loại ướt xuôi chiều

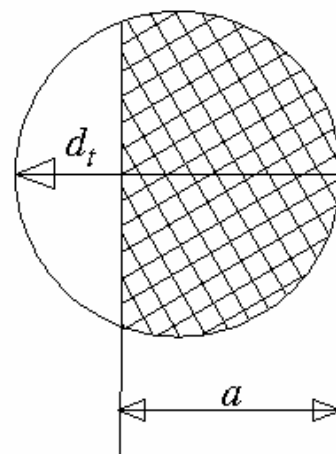
Cấu tạo thiết bị (7-16): gồm có thân hình trụ 1 trong có nhiều tấm chắn số 3 hình viên phân, có đục nhiều lỗ nhỏ đặt so le nhau.

Nguyên tắc làm việc: Người ta cho hơi nước đi vào thiết bị từ đỉnh thiết bị xuống, nước được phun qua vòi hoa sen 2 từ dưới lên tiếp xúc trực tiếp với hơi và xảy ra quá trình truyền nhiệt, hơi nước bị ngưng tụ chảy qua các ngăn từ trên xuống dưới đáy thiết bị rồi ra ngoài, còn khí không ngưng cũng được hút ra ở phía dưới đáy thiết bị bằng bơm không khí ướt. Loại này chỉ dùng trong trường hợp không thể đặt được ống barômet.



Hình 7-16

Thiết bị ngưng tụ loại ướt xuôi chiều
1.Thân 2,hoa sen 3,tấm chắn



Hình 7-17

Tấm chắn hình viên phân
dt đường kính trong của thiết bị

7.4.3. Tính lượng nước tưới vào thiết bị ngưng tụ.

Dựa vào phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$D.I + Wc t_{2d} = C (D+ W) t_{2c}$$

Từ đó rút ra:

$$W = \frac{D(I - C.t_{2c})}{C(t_{2c} - t_2)} \quad [\text{kg/s}]. \quad (9-3)$$

Trong đó:

W – lượng nước làm nguội tưới vào thiết bị, [kg/s].

D – lượng hơi ngưng tụ đi vào thiết bị [kg/s].

I – nhiệt lượng riêng của hơi ngưng tụ [J/kg]

t_{2d}, t_{2c} – nhiệt độ đầu và nhiệt độ cuối của nước làm nguội [°C].

c – nhiệt dung riêng của nước [J/kg.°C]

Các kích thước chủ yếu của thiết bị ngưng tụ barômet.

Đường kính của thiết bị ngưng tụ xác định dựa vào lượng hơi ngưng tụ và tốc độ của hơi đi trong thiết bị. Tốc độ hơi phụ thuộc vào cách phân phối nước trong thiết bị. Nếu thiết bị làm việc ở áp suất từ 0,1 ÷ 0,2at thì tốc độ hơi khoảng từ 35 đến 55m/s.

Khi chọn năng thiết bị ngưng tụ người ta thường lấy lớn hơn gấp rưỡi năng suất thực tế của nó, khi đó đường kính trong của thiết bị được tính theo công thức sau.

$$d_t = 0,023 \left(\frac{Dv_h}{W_h} \right)^{1/2} \quad [\text{m}]$$

Trong đó:

d_t – đường kính trong của thiết bị ngưng tụ. m;

D – lượng hơi ngưng tụ, kg/s;

V_h – thể tích riêng của hơi, m³/kg;

W_h – vận tốc hơi đi trong thiết bị ngưng tụ, m/s;

Tấm ngăn có dạng hình viên phân (hình 7-17).

-chiều rộng tấm ngăn được xác định theo công thức sau:

$$a = \frac{d_1}{2} + 50 \text{ mm.}$$

Trong đó; d_1 – đường kính trong của thiết bị ngưng tụ. mm;

Đường kính lỗ trên bề mặt tấm ngăn lấy bằng 2 mm, nếu là nước sạch, trong trường hợp nước bẩn lấy là 5 mm, chiều cao cạnh gờ tấm ngăn lấy bằng 40mm.

Tổng số bề mặt của các lỗ trong toàn bộ bề mặt ngang của thiết bị ngưng tụ, nghĩa là trên một cặp tấm ngăn là:

$$f = \frac{W}{3600 \cdot W_c}, [m^2]$$

Trong đó:

W-lượng nước, m³/h

W_c -tốc độ tia nước, m/s.

Lưu lượng nước phụ thuộc vào lượng hơi ngưng tụ và thường thay đổi trong giới hạn từ 15 đến 60D

Tốc độ W_c của tia khi chiều cao của mép tấm ngăn bằng 40mm, có thể lấy bằng 0,62 m/s.

Lấy các lỗ xếp theo hình lục giác dưới một góc 60°, ta có thể xác định bước của các lỗ bằng công thức:

$$t = 0,866d \left(\frac{f}{f_k} \right)^{\frac{1}{2}}$$

d- đường kính của lỗ, mm.

$\frac{f}{f_k}$ -tỷ số giữa tổng số tiết diện của lỗ với tiết diện của thiết bị ngưng tụ, ta

lấy bằng 0,025 ÷ 0,1,

Chiều cao của thiết bị ngưng tụ người ta chọn khoảng cách trung bình giữa các ngăn và tổng số chiều cao hữu ích của thiết bị ngưng tụ.

Thông thường người ta chọn chiều cao thiết bị ngưng tụ và khoảng cách giữa các tấm ngăn, khoảng cách giữa các tấm ngăn có thể lấy bằng 400 mm, khoảng cách giữa các bậc (mỗi bậc có hai đĩa liền nhau) 800 mm, số tấm (đĩa) n= từ 6 ÷ 7 tấm.

Theo tiêu chuẩn thì đường kính thiết bị ngưng tụ barômet có đường kính ngoài 500, 600, 800, 1000, 1200, 1600, 2000 mm.

*Chiều cao thiết bị ngưng tụ:

-Chọn khoảng cách giữa các tấm ngăn tùy thuộc vào mức độ đun nóng, và xác định theo công thức sau:

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

Trong đó

t_{2a}, t_{2c} -nhiệt độ đầu và cuối của nước tưới vào tháp, °C.

t_{bh} -nhiệt độ của hơi bão hòa ngưng tụ, °C.

Dựa vào trị số của mức độ đun nóng P, ta tra bảng (sau) được khoảng cách giữa các ngăn trong thiết bị.

số bậc	số ngăn	khoảng cách giữa các ngăn(mm)	thời gian rơi qua một bậc(s)	mức độ đun nóng 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	0,645	0,466	0,263
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

*Ống barômet

Chiều cao của ống barômet, vì thiết bị làm việc ở áp suất thấp, thông thường áp suất tuyệt đối trong thiết bị khoảng $0,1 \div 0,2at$, do vậy ống barômet cần phải có đủ chiều cao để chất lỏng tự chảy xuống được.

-Đường kính ống barômet xác định theo công thức sau:

$$d = \sqrt{\frac{0,004(D+W)}{3,14W_s}} \quad [m]$$

Trong đó:

D- lượng hơi ngưng tụ kg/s.

W -lượng nước tưới vào tháp, kg/s.

W_s -tốc độ của hỗn hợp nước và chất lỏng ngưng tụ chảy trong ống barômet, m/s, và thường lấy bằng 2 m/s.

-Chiều cao ống barômet được tính theo công thức sau:

$$H = h_1 + h_2 + 0,5 \text{ m.}$$

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.

$$h_1 = 10,33 \frac{b}{760} \quad [m].$$

b - độ chân không trong thiết bị, mmHg.

h_2 -chiều cao cột nước trong ống barômet cần thiết để khắc phục toàn bộ trở lực khi nước chảy trong ống:

$$h_2 = \frac{W^2}{2g} (1 + \sum \xi)$$

Nếu như ta lấy hệ số trở lực vào ống $\xi_1 = 0,5$ và khi ra khỏi ống $\xi_2 = 1$,thì công thức trên có dạng

$$h_2 = \frac{W^2}{2g} (2,5 + \lambda \frac{H}{d})$$

Trong đó:

H- chiều cao toàn bộ ống barômet, m.

D -đường kính ống barômet, m.

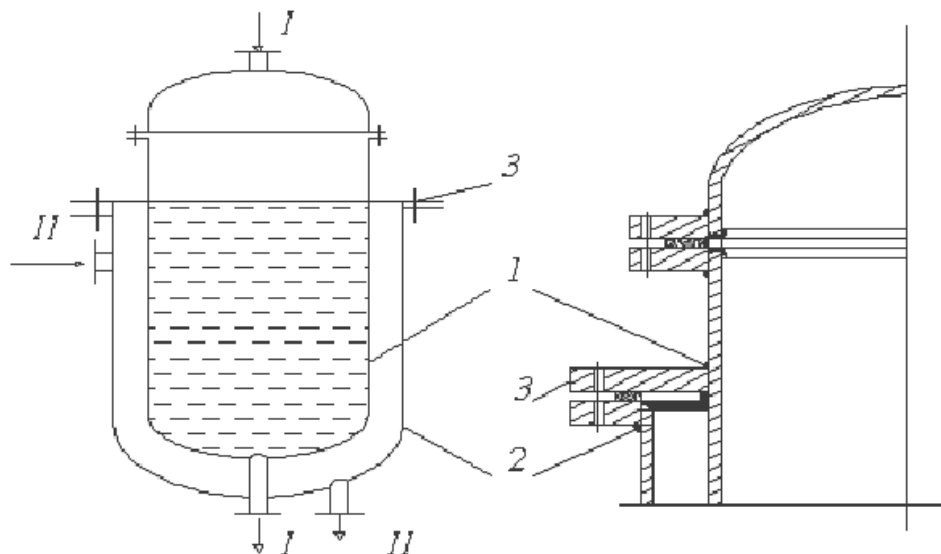
λ -hệ số ma sát khi nước chảy trong ống.

Ngoài ra còn có chiều cao dự trữ 0,5m, để ngăn ngừa nước dâng lên trong ống chảy tràn vào ống dẫn hơi.

7.5. Cấu tạo các thiết bị trao đổi nhiệt

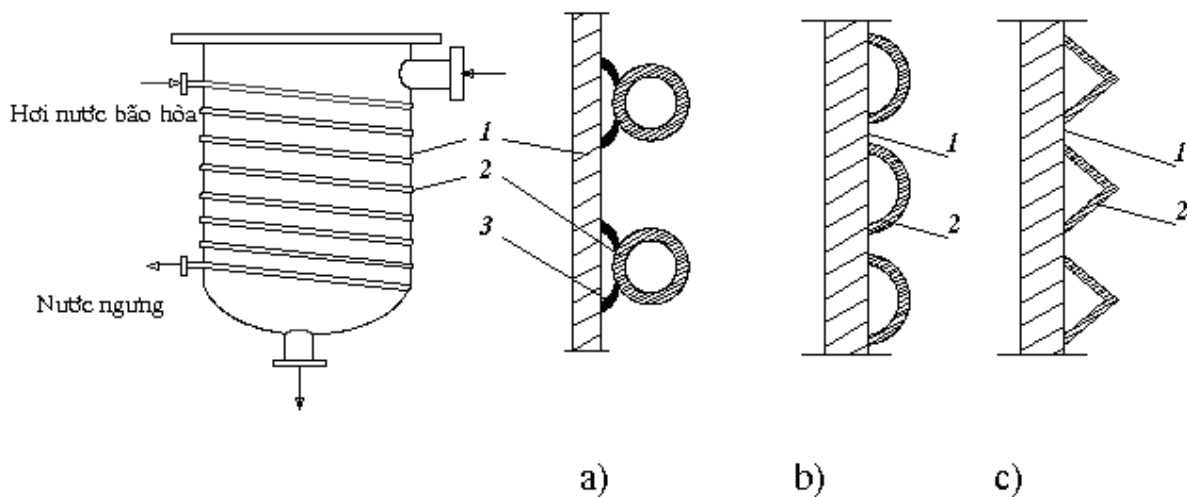
Các thiết bị dùng để thực hiện các quá trình truyền nhiệt gọi là thiết bị trao đổi nhiệt, các thiết bị này có hình dạng và cấu tạo khác nhau tùy thuộc vào phương pháp và điều kiện tiến hành quá trình. Dựa vào cấu tạo bề mặt truyền nhiệt,ta có thể chia thiết bị truyền nhiệt gián tiếp thành những loại chính sau: Loại vỏ bọc, loại ống, loại tấm, loại xoắn ốc và loại có gân.

7.5.1. Loại vỏ bọc



Hình 7-18
Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu vỏ bọc
1.thân thiết bị 2.vỏ bọc ngoài 3.mặt bích

Thiết bị truyền nhiệt kiểu vỏ bọc hình (7-18) Vỏ ngoài 2 được ghép chắc chắn với vỏ thiết bị trong 1 bằng mặt bích 3 (hoặc hàn liền) giữa hai lớp vỏ tạo thành khoảng trống kín, chất tải nhiệt sẽ vào khoảng trống đó để thực hiện đun nóng hoặc làm nguội. 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 truyền nhiệt không quá 10 m², và áp suất làm việc của hơi đốt không quá 10 at. Để tăng hệ số cấp nhiệt của chất tải nhiệt trong thiết bị, ta thường đặt cánh khuấy để tăng tốc độ chuyển động của chất lỏng. Thiết bị truyền nhiệt qua vỏ thiết bị còn có các loại như thiết bị có ống xoắn bên ngoài hình (7-19a), để truyền nhiệt từ ống xoắn qua vỏ thiết bị được tốt ta lót 3 bằng kim loại để tăng bề mặt tiếp xúc, loại này áp suất làm việc của hơi trong ống xoắn có thể tiến hành đến 250at, đôi khi ống xoắn được bổ đôi rồi hàn vào vỏ thiết bị (hình 7-18b) hoặc lấy thép góc hàn vào vỏ thiết bị (hình 7-18c) các loại này áp suất làm việc có thể tiến hành ở 60at.



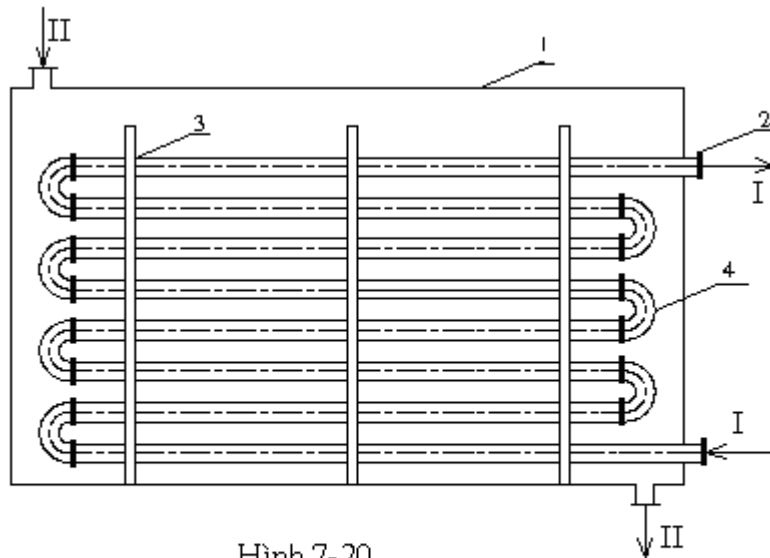
Hình 7-19
Thiết bị trao đổi nhiệt có ống xoắn bên ngoài vỏ
a,b,c- các dạng kết cấu của ống xoắn với vỏ
1.vỏ thiết bị 2.ống xoắn

7.5.2. Thiết bị trao đổi nhiệt loại ống

Loại này bề mặt trao đổi nhiệt dạng ống, căn cứ vào cấu tạo và tính chất làm việc của thiết bị, ta xếp thành các loại sau: ống xoắn, ống tươi, ống lồng ống, ống chùm.

a. Thiết bị trao đổi nhiệt loại ống gấp khúc

Cấu tạo thiết bị truyền nhiệt kiểu ống xoắn gồm vỏ 1, bên trong có nhiều ống truyền nhiệt 2, các ống này được nối với nhau bằng các khuỷu ống.(hình 7-20) gọi là xoắn gấp khúc.



Hình 7-20

Thiết bị trao đổi nhiệt ống gấp khúc
 1. vỏ thiết bị; 2. ống trao đổi nhiệt; 3. giá đỡ
 4. khủy ống

Ưu điểm: cấu tạo đơn giản, dễ chế tạo.

Nhược điểm: Cồng kềnh, tốn nhiều vật liệu chế tạo, khó làm sạch phía trong của ống truyền nhiệt.

b. Thiết bị trao đổi nhiệt loại ống xoắn

Cấu tạo gồm các ống truyền nhiệt được uốn cong theo hình ren ốc gọi là ống ruột gà (hình 7-21b). Khi làm việc thì một chất tải nhiệt đi ngoài ống còn một chất tải nhiệt đi trong ống.

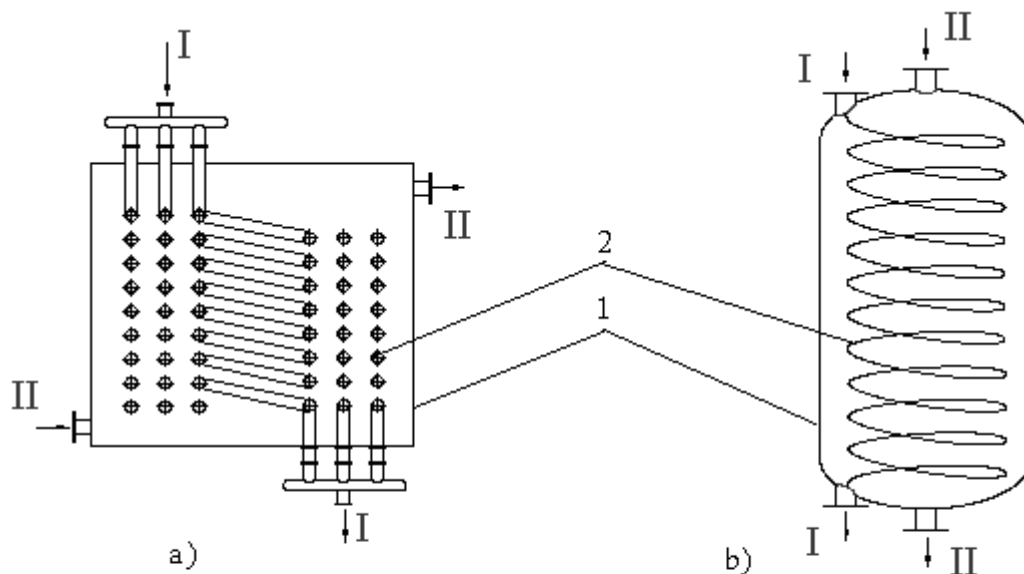
Hệ số cấp nhiệt phía trong ống xoắn thường lớn hơn ống thẳng, khi đun nóng bằng hơi nước bão hòa nếu chiều dài của ống xoắn quá lớn thì phần cuối chứa đầy nước ngưng làm giảm hiệu suất truyền nhiệt và khó tháo khí không ngưng. Vì vậy khi yêu cầu bề mặt truyền nhiệt lớn ta phải bố trí thành nhiều ống xoắn làm việc song song xếp nối tiếp nhau hoặc xếp thành vòng đồng tâm (hình 7-21a).

*Ưu điểm là chế tạo đơn giản có thể làm bằng vật liệu chống ăn mòn, dễ kiểm tra và sửa chữa ;

*Nhược điểm: Cồng kềnh, hệ số truyền nhiệt nhỏ do hệ số cấp nhiệt bên ngoài bé, khó làm sạch phía trong ống, trở lực thủy lực lớn hơn ống thẳng.

Trường hợp chất lỏng cho đi trong ống thì ta cho đi từ dưới lên để ống xoắn luôn chứa đầy, còn hơi ngưng tụ dùng trong truyền nhiệt ta cho đi từ trên xuống để tránh va đập thủy lực. Nếu cho hơi đi từ dưới lên thì phần hơi ngưng

tụ chảy xuống và hơi sẽ sục và chất lỏng ngưng tụ chảy xuống gây va đập thủy lực làm hiệu suất truyền nhiệt thấp.



Hình 7-21

Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống xoắn ruột gà
 a) loại nhiều ống xoắn, b) loại một ống xoắn
 1.vỏ thiết bị, 2. ống trao đổi nhiệt

Tốc độ chuyển động của chất lỏng trong ống xoắn khoảng $0,5 \div 1 \text{ m/s}$, đối với chất khí ở áp suất thường thì vận tốc thường từ $5 \div 12 \text{ m/s}$. Đường kính của ống xoắn không quá 100 mm vì ống lớn khó gia công. Đối với ống xoắn gấp khúc thì chiều dài mỗi đoạn phụ thuộc vào tính chất của vật liệu:

Ống thép $l \leq 6 \text{ m}$, ống gang $l \leq 3 \text{ m}$, ống sứ $l \leq 2 \text{ m}$.

Đối với ống xoắn ruột gà $D \geq 0,8 d$.

Trong đó:

D- đường kính của vòng xoắn, m.

d- đường kính của ống xoắn m.

7.5.3. Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống tưới

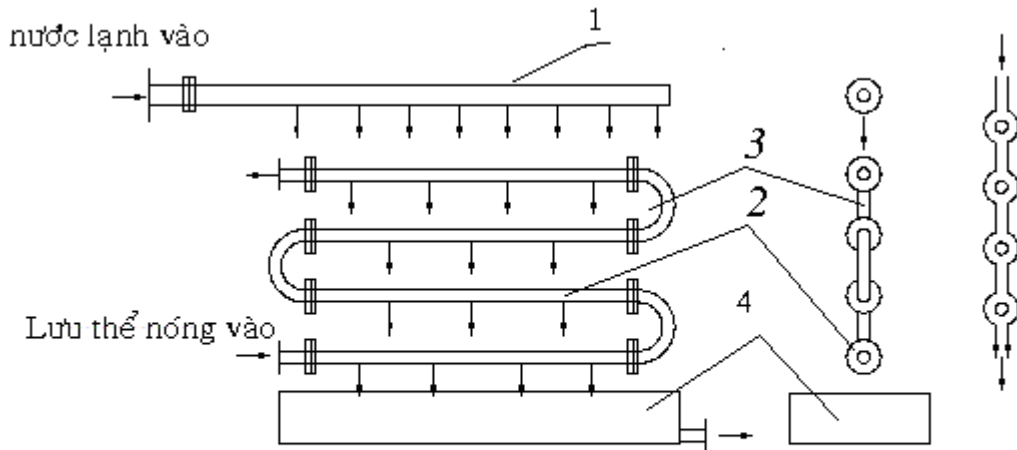
Cấu tạo: Thiết bị (hình 7-22). gồm nhiều ống truyền nhiệt 2 được ghép với nhau bằng khuỷu ống 3 thành một hàng ống và nhiều hàng ống xếp song song nhau, và trên đỉnh mỗi hàng ống có một máng phân phối hoặc ống hình trụ có đục lỗ để phân phối nước chảy xuống hàng ống ống.

Nguyên tắc làm việc: Nước lạnh được bơm đưa vào ống phân phối 1 phun lên ống trên cùng của dãy ống chảy lần lượt từ ống trên xuống ống dưới rồi chảy vào máng 4. Còn lưu thể nóng được đi trong ống. Trong trao quá

trình trao đổi nhiệt sẽ có khoảng từ 1 ÷ 2% lượng nước đưa vào tưới bị bay hơi, khi bay hơi nó sẽ lấy một phần nhiệt từ chất tải nhiệt nóng ở trong ống do đó lượng nước dùng làm nguội ở thiết bị này ít hơn so với các thiết bị làm nguội khác, mật độ nước tưới trong khoảng từ 200 ÷ 1500lít/h trên một mét chiều dài ống trên cùng của dây. Loại này thường dùng để làm lạnh hoặc ngưng tụ.

*Ưu điểm: Lượng nước làm lạnh ít cấu tạo đơn giản, dễ quan sát và làm sạch bên ngoài ống và dễ sửa chữa thay thế. Thường dùng làm lạnh chất lỏng có tính chất ăn mòn hoá cao.

*Nhược điểm: Công kênh, lượng nước không được tưới đều trên toàn bộ bề mặt ống.



Hình 7-22

Thiết bị trao đổi nhiệt loại tưới

1. màng tưới; 2. ống truyền nhiệt; 3. khuấy nổi; 4. máng chứa nước

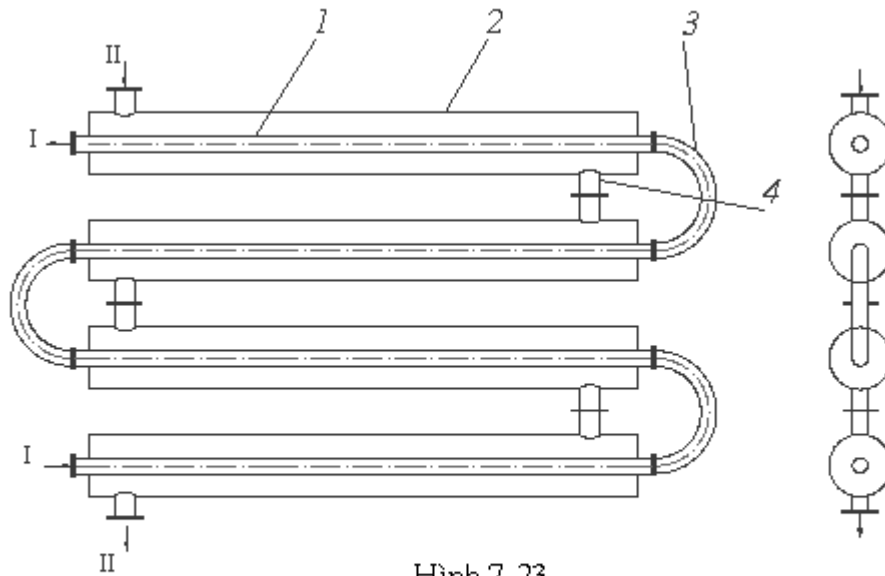
7.5.4. Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống lồng ống

Cấu tạo: thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống lồng ống (hình 7-23) gồm nhiều đoạn ống nối tiếp nhau mỗi đoạn có hai đoạn ống lồng vào nhau, ống trong của đoạn này nối với ống trong của đoạn khác bằng khuỷu ống 3, và ống ngoài của đoạn này nối với ống ngoài của đoạn khác.

Nguyên tắc làm việc: chất tải nhiệt I cho đi trong ống trong còn cho chất tải nhiệt II đi ở giữa hai ống, khi năng suất lớn ta đặt nhiều dãy ống song song.

*Ưu điểm: Hệ số truyền nhiệt lớn vì có thể tăng tốc độ chảy của cả hai chất tải nhiệt, chế tạo đơn giản.

*Nhược điểm: Công kênh, giá thành cao vì tốn nhiều vật liệu chế tạo, khó làm sạch khoảng chổng giữa hai ống.

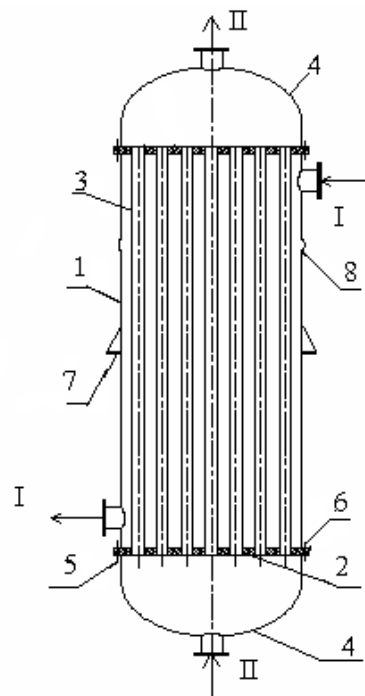


Hình 7-23

Thiết bị truyền nhiệt loại ((ống lồng ống))

1. ống trong; 2. ống ngoài; 3. khuỷu nối; 4. ống nối

7.5.5. Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống chùm



Hình 7-24

Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống chùm

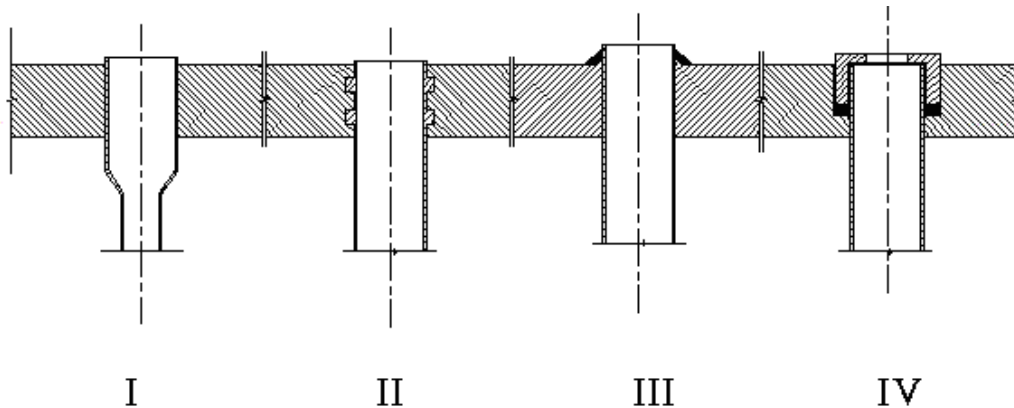
1.thân, 2.vỏ ống, 3.ống truyền nhiệt, 4.đáy thiết bị,
5.mặt bích, 6.bu lông, 7.tai đỡ, 8.vành bù giãn nở

Cấu tạo: Thiết bị (hình.7-24) gồm thân hình trụ 1, hai đầu có hai lưới ống 2, các ống truyền nhiệt 3 được ghép chắc chắn kín vào lưới ống 2. Đáy và nắp 4 được nối với vỏ 1 bằng mặt bích có bu lông ghép chắc. Trên vỏ có bọc

một lớp chất cách nhiệt bằng amiăng hoặc bông thủy tinh, nắp và đáy có (nổi ống) để dẫn chất tải nhiệt. Các ống lắp trên lưới ống cần phải kín bằng cách nong hoặc hàn, trong trường hợp ống truyền nhiệt và vỉ ống cùng loại vật liệu thì mối ghép giữa ống và vỉ ống bằng phương pháp hàn, trường hợp ống truyền nhiệt và vỉ ống khác loại vật liệu chế tạo thì mối ghép giữa ống và vỉ ống bằng phương nong ống.(h.7-25).

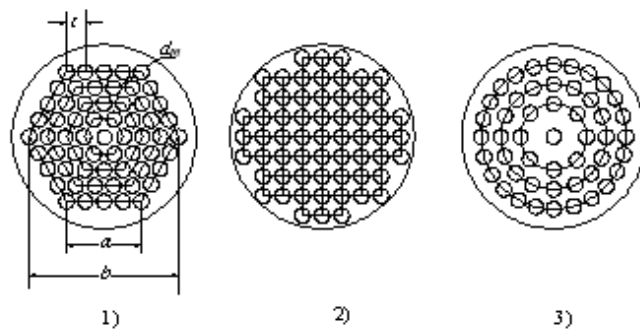
Cách bố trí ống trên vỉ có thể bố trí theo hình lục giác đều hoặc hình tròn đồng tâm hoặc theo thẳng hàng.(h. 9-26)

Nguyên tắc làm việc: Chất tải nhiệt II đi vào đáy dưới qua các ống từ dưới lên trên và ra khỏi thiết bị, còn chất tải nhiệt I đi từ cửa trên của vỏ vào khoảng không giữa ống và vỏ rồi ra phía dưới ra ngoài.Thiết bị này có thể tiến hành đun nóng, làm nguội hoặc ngưng tụ, thiết bị này được dùng phổ biến nhất trong công nghiệp hoá chất và thực phẩm.



Hình 7-25

Lắp đặt ống trên vỉ ống
I, II. Nong; III. Hàn; IV. Nổi bằng đệm



Hình 7-26

Cách xếp ống trong thiết bị truyền nhiệt
1.xếp ống theo hình lục giác, 2.xếp theo hình vuông
3.xếp theo hình tròn

Cách bố trí ống trên lưới: khoảng cách giữa các tâm của hai ống liền nhau gọi là bước ống t , khi gia công bằng cách nong thì $t_{\min} = (1,3 \div 1,6) d_n$, còn khi gia công bằng cách hàn thì lấy $t_{\min} = 1,26 d_n$.

d_n - đường kính ngoài của ống.

khoảng cách từ ống đến vỏ thiết bị: $t - d_n \geq 6 \text{ mm}$.

Đường kính trong của thiết bị được xác định theo công thức sau:

$$D = t(b - 1) + d_n + 2(t - d_n), [\text{m}].$$

Trong đó:

b- số ống trên đường chéo khi xếp theo hình sáu cạnh,

$$b = 2a - 1$$

a - số ống trên một cạnh của hình sáu cạnh lớn nhất.

Khi $a \leq 7$ thì có thể xác định theo công thức sau:

$$n = 3a(a - 1) + 1$$

Đường kính thiết bị có thể xác định theo công thức gần đúng sau ;

$$D = \sqrt{\frac{3,47 \cdot n \cdot t^2}{\pi k}} = 1,05 \sqrt{\frac{n \cdot t^2}{k}}, [\text{m}].$$

Khi xếp theo hình vuông:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot n \cdot t^2}{\pi k}} = 1,13 \sqrt{\frac{n \cdot t^2}{k}}, [\text{m}].$$

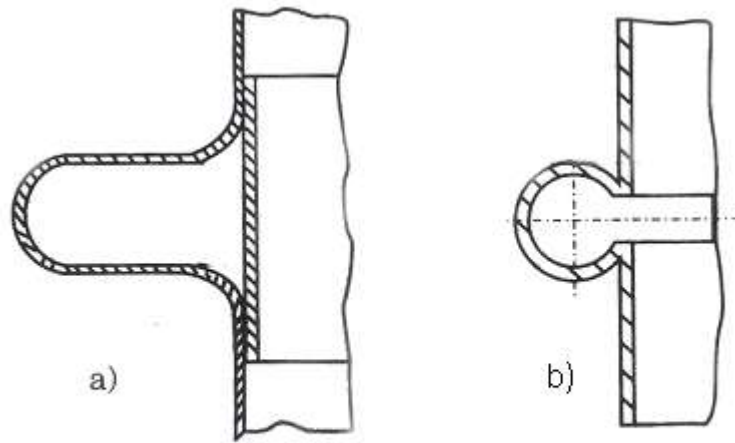
Trong đó:

K - hệ số xếp ống, $k = 0,7 \div 0,85$

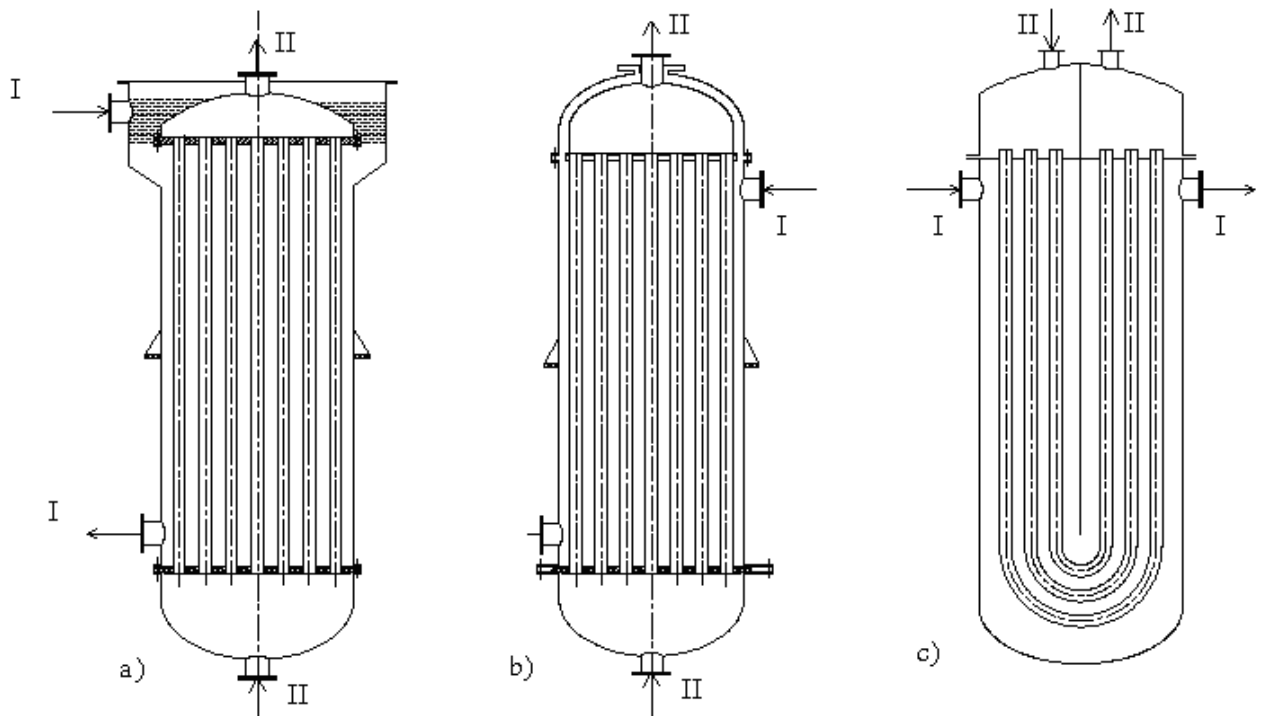
Bù giãn nở: Thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm chỉ làm việc ổn định khi hiệu số chênh lệch nhiệt độ giữa ống và vỏ thiết bị không quá 50°C , nếu vượt quá giới hạn này thì ống hoặc vỏ sẽ bị biến dạng do sự giãn nở không đều nhau. Vì vậy thiết bị cần có thêm vành bù giãn nở để khắc phục sự giãn nở không đều giữa ống và vỏ (h.7-27). vành bù giãn nở của thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm có hai loại.

Bù giãn nở ghép thêm bộ phận dẻo đàn hồi. (h 7-24)

(h.7-27) Kết cấu loại này gọi là vòng bù giãn nở, khi ống co giãn thì vỏ thiết bị sẽ co giãn nhờ vành đai, loại này thường dùng khi sự co giãn không quá từ $10 \div 15 \text{ mm}$ và áp suất không quá $3,5 \text{ at}$,



Hình 7-27
Kết cấu các loại vành đàn hồi



Hình 7-28
Thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm có các kết cấu vành bù giãn nở
a) loại đầu phao hở b) loại hộp đệm, c) loại ống chữ u

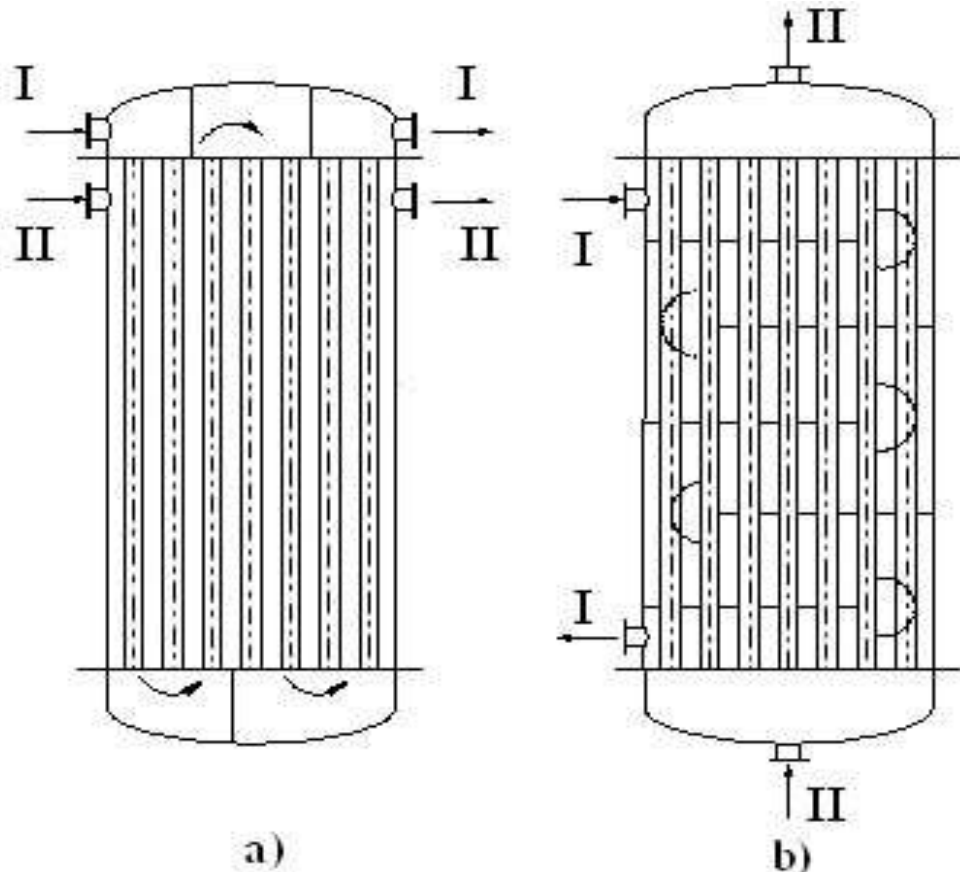
Bù giãn nở nhờ kết cấu cho ống di chuyển tự do dọc theo chiều dọc.
Kết cấu theo loại này thường chỉ có một lưới ống chắc chắn với vỏ thiết b, còn một lưới ống di chuyển tự do: loại đầu phao hở (h.7-28a), loại hộp đệm (h.29b), hoặc cả hai đầu ống cùng lắp trên một lưới như loại ống chữ u (h.7-29c).
như vậy các ống truyền nhiệt có thể giãn nở tự do.

*Ưu điểm: Các thiết bị truyền nhiệt kiểu ống chùm có cấu tạo gọn, chắc chắn tốn ít kim loại (tính theo một đơn vị truyền nhiệt), dễ làm sạch phía trong ống trừ thiết bị có ống truyền nhiệt hình chữ u.

Thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm được sử dụng rộng nhất trong công nghiệp.

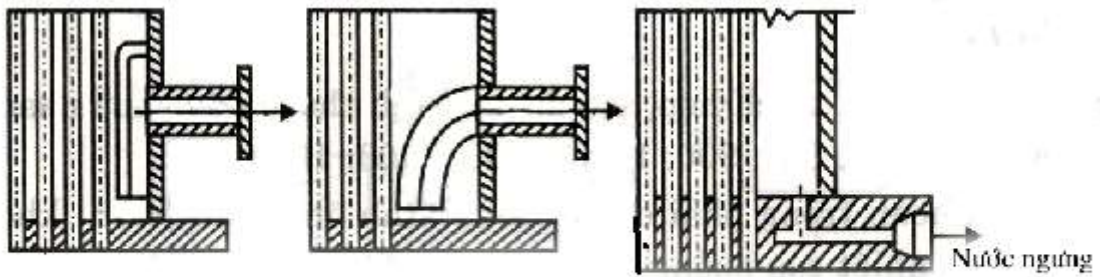
*Nhược điểm: Khó chế tạo bằng vật liệu không nóng và hàn được như (gang hoặc thép silic..)

Khi cần tăng tốc độ của chất tải nhiệt để tăng hiệu quả truyền nhiệt người ta chia thiết bị ra thành nhiều ngăn (h.7-29a) chia ngăn thành bốn ngăn dọc, như vậy tốc độ của chất tải nhiệt đi trong ống sẽ tăng 4 lần. hoặc chia ngăn ngang đối với chất tải nhiệt đi ở bên ngoài ống (h.7-29b) như vậy vận tốc tăng hai lần. Trong quá trình trao đổi nhiệt thì lưu thể nóng có thể cho đi trong hoặc đi bên ngoài ống truyền nhiệt,

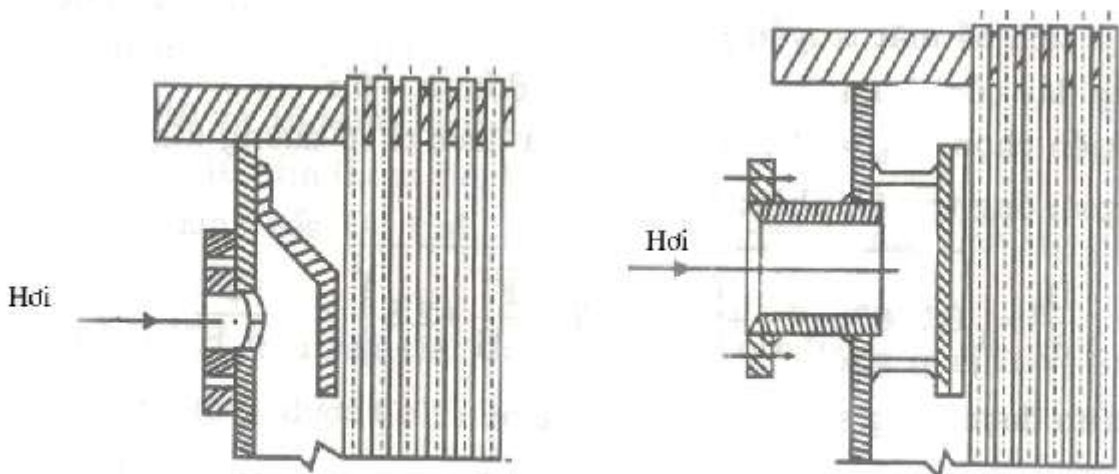


Hình 7-29

- a. thiết bị trao đổi nhiệt chia ngăn trong
- b. thiết bị trao đổi nhiệt chia ngăn ngoài



Hình 7-30
Cấu tạo các loại cửa tháo nước ngưng



Hình 7-31
Cấu tạo cửa dẫn hơi đốt vào thiết bị truyền nhiệt

7.5.6. Thiết bị trao đổi nhiệt loại tấm

Loại thiết bị này có bề mặt truyền nhiệt làm bằng các tấm kim loại, (hình (7-32) các khe giữa các tấm tạo thành khoảng không để cho chất tải nhiệt đi. Ưu điểm: Cấu tạo gọn nhẹ, tốc độ tải nhiệt hai phía đều lớn vì vậy hệ số truyền nhiệt lớn.

Nhược điểm: Không làm việc được ở áp suất cao, khó ghép kín, vì vậy loại này thường dùng để trao đổi nhiệt giữa các chất khí ở áp suất thường, chủ yếu dùng đốt nóng không khí bằng khói lò, hoặc dùng trong quá trình làm lạnh thâm độ.

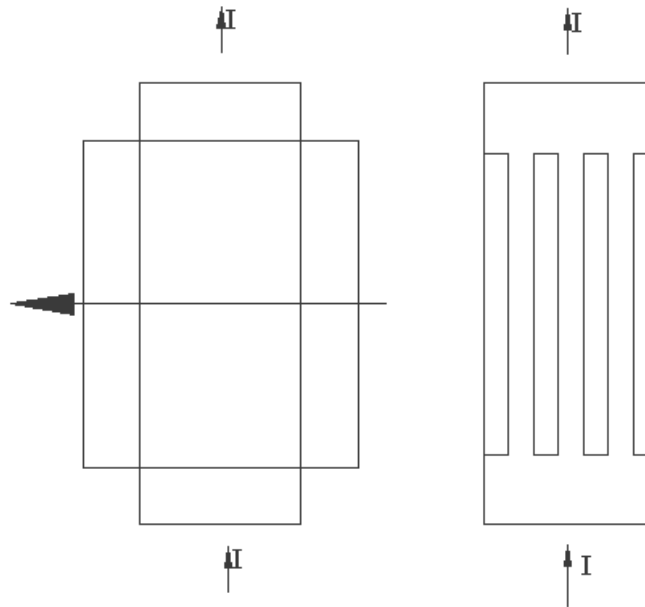
7.5.7. Thiết bị trao đổi nhiệt hình xoắn ốc

Thiết bị loại này gồm có bề mặt truyền nhiệt làm bằng những tấm kim loại cuộn theo đường xoắn ốc (hình 7-33) Thiết bị gồm hai tấm kim loại 1 và 2, đầu trong của hai tấm kim loại hàn với tấm ngăn 3, giữa 2 tấm tạo thành khe có tiết

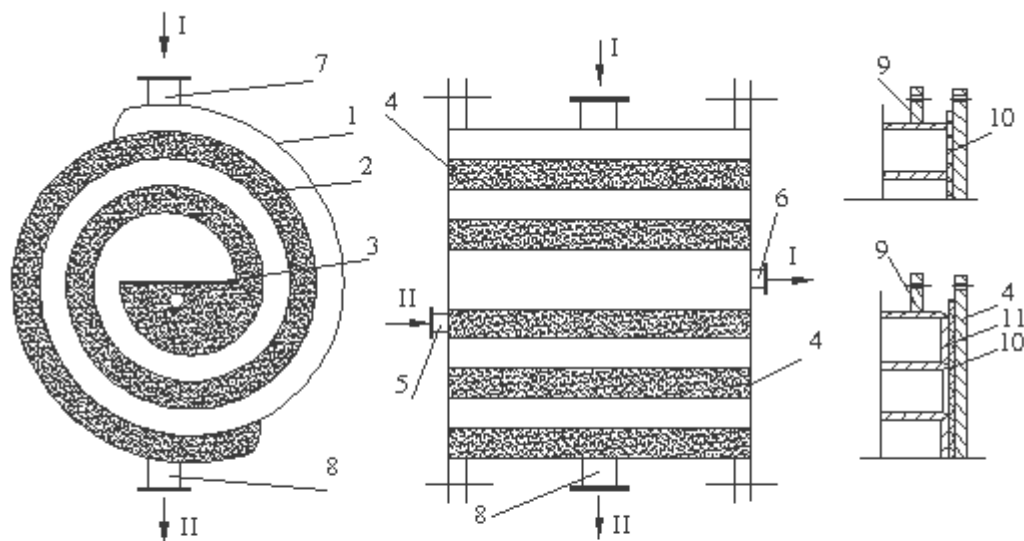
diện hình chữ nhật, chất tải nhiệt sẽ đi trong các khe đó, hai đầu thiết bị được ghép kín bằng nắp 4.

*Ưu điểm: Thiết bị gọn nhẹ, tốc độ truyền nhiệt lớn, trở lực thủy lực nhỏ hơn ống chùm.

*Nhược điểm: Cấu tạo phức tạp khó sửa chữa, không làm việc được ở áp suất lớn hơn 6 at



Hình 7-32
Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu tấm



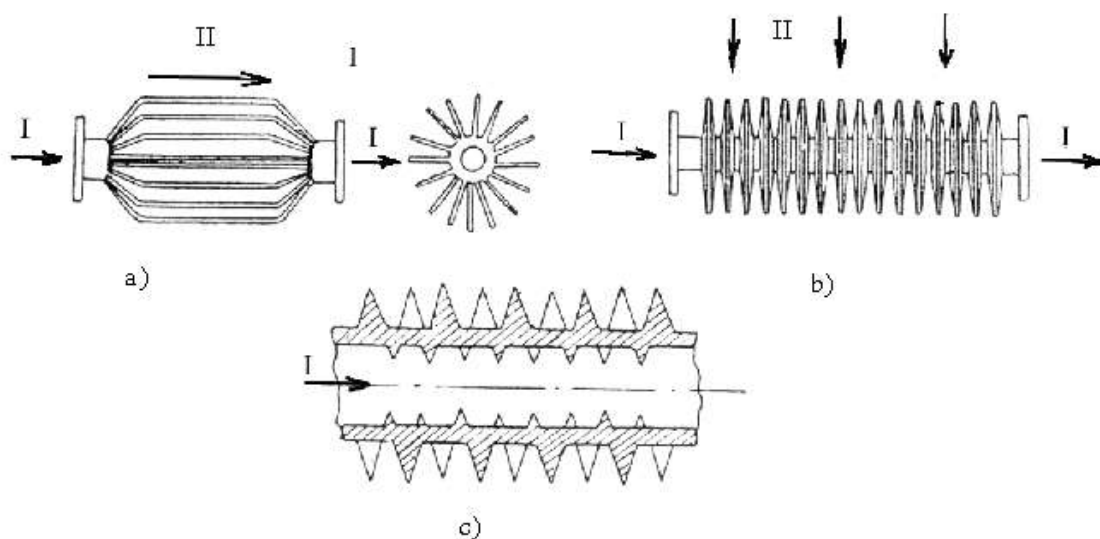
Hình 7-33

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.

7.5.8. Thiết bị trao đổi nhiệt loại ống có gân

Khi truyền nhiệt giữa hai chất tải nhiệt mà hệ số cấp nhiệt một phía rất nhỏ so với phía kia thì ta cần phải tăng bề mặt truyền nhiệt ở phía có hệ số cấp nhiệt nhỏ để tăng hiệu quả truyền nhiệt bằng cách thêm các gân lên trên bề mặt truyền nhiệt.

Khi đun nóng không khí hoặc bằng hơi nước bão hoà thì 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 $\alpha_2 \approx 5,8 - 58 \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$, nghĩa là $\alpha_2 \ll \alpha_1$, khi đó ta gắn thêm gân ở phía α_2 , cách bố trí gân cũng phải chú ý chiều chuyển động của dòng khí để khí có thể đi sâu vào giữa ống các gân, gân phải làm bằng vật liệu dẫn nhiệt tốt. Thiết bị truyền nhiệt ống có gân thường có hai kiểu đó là kiểu gân dọc và gân ngang (h 7-34), Trong trường hợp truyền nhiệt giữa hai chất khí nghĩa là hệ số cấp nhiệt từ hai phía đều nhỏ thì người ta cấu tạo gân ở cả hai phía và thường có dạng hình kim gọi là thiết bị truyền nhiệt hình kim



Hình 7-34

Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống có gân

a) loại gân dọc, b) loại gân ngang, c) loại gân hình kim

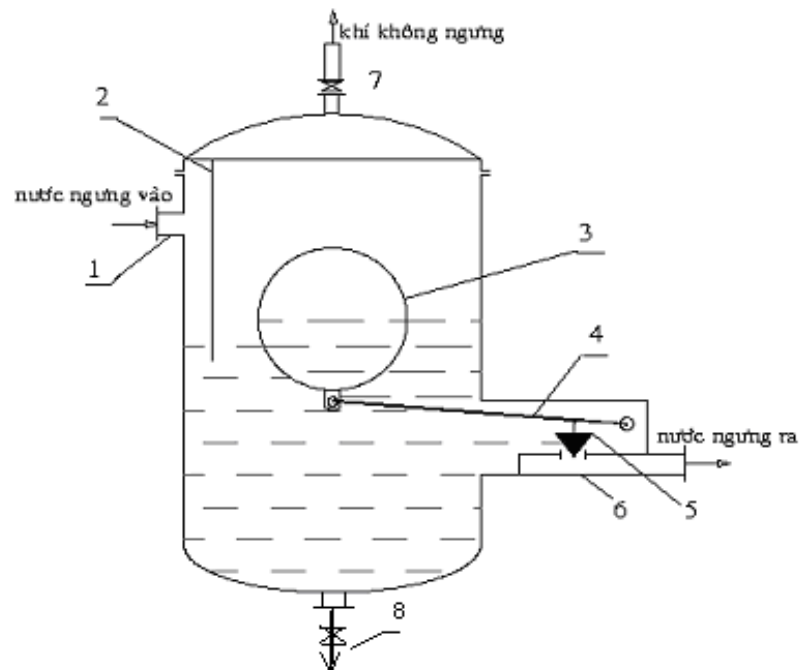
7.6. Tháo nước ngưng

Khi đun nóng bằng hơi nước gián tiếp thì cần phải tháo nước ngưng ra liên tục để thiết bị trao đổi nhiệt làm việc bình thường. Trong trường hợp này không cho phép làm mất hơi chưa ngưng tụ ra khỏi thiết bị cùng với nước ngưng. Nước ngưng được tháo ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt qua một hệ thống thiết bị đặc biệt gọi là thiết bị tháo nước ngưng. Thiết bị tháo nước ngưng làm việc liên tục hoặc gián đoạn.

7.6.1. Thiết bị tháo nước ngưng kiểu phao kín

Cấu tạo: Thiết bị (hình 7-35) có các chi tiết cơ bản gồm thân hình trụ, bên trong có phao kín 3, phao nối với đòn bẩy 4, và van 5, trên đỉnh thiết bị có van xả khí không ngưng 7, dưới đáy có van xả cặn bẩn 8.

Nguyên tắc làm việc: hỗn hợp nước ngưng và hơi nước 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 nước ngưng vào phao, nước ngưng chảy xuống đáy và dâng lên đến một mức nào đó thì phao 3 được nâng lên, nhờ có đòn bẩy 4 mà van 5 được mở ra, nước ngưng theo cửa tháo nước ngưng 6 ra ngoài. Van 7 trên đỉnh thiết bị dùng để tháo khí không ngưng khác có lẫn trong hơi nước. Sau một thời gian làm việc ta mở van 8 để tháo tất cả nước ngưng cùng với hơi và cặn bẩn ra ngoài.



Hình 7-35

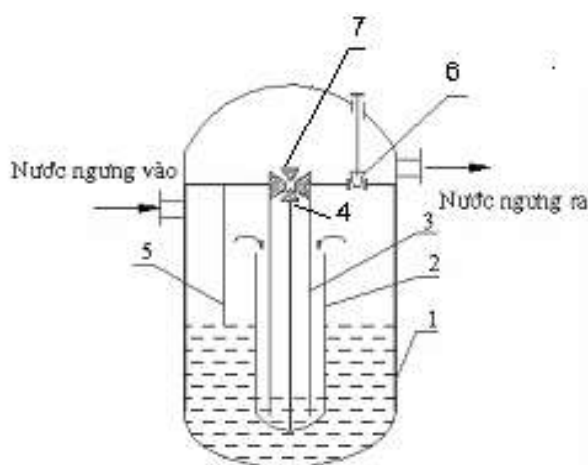
Thiết bị tháo nước ngưng kiểu phao kín
1. ống dẫn nước ngưng vào, 2. tấm chắn, 3. phao,
4. đòn bẩy, 5. van, 6. cửa tháo nước ngưng,
7. van xả khí không ngưng, 8. van xả cặn.

Loại này được dùng nhiều 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 ở một vị trí và liên tục tháo nước ngưng mà không cho hơi đi ra.

7.6.2. Thiết bị tháo nước ngưng loại phao hồ

Cấu tạo: thiết bị (hình 7-36). gồm có vỏ 1, bên trong là phao hồ 2, phao hồ có hình dạng như cái cốc, dưới đáy phao có lắp cứng một cán phao nối liền với van 4, bên trong cốc có lắp ống 3, ống này lắp cứng vào nắp của vỏ dùng làm bộ phận định hướng cho cán phao và luôn luôn nhúng vào nước để tạo ra một van thủy lực. Phía trên van 4 có van một chiều 7 để ngăn không cho nước chảy ngược lại vào cốc. Van 6 có tác dụng để thông khí không ngưng một cách định kỳ khi thiết bị làm việc. Ngoài ra khi bắt đầu cho thiết bị trao đổi nhiệt làm việc cần mở van 6 để nhanh chóng đuổi hết nước ngưng ra khỏi thiết bị và đóng lại khi đã làm việc ổn định.

Nguyên tắc làm việc: nước ngưng từ thiết bị trao đổi nhiệt chảy vào vỏ



Hình 7-36

Thiết bị tháo nước ngưng kiểu phao hồ
1. Vỏ; 2. Cốc hồ; 3. Ống định hướng; 4. Van;
5. Tấm chắn; 6. Van tháo khí không ngưng

1, làm cho phao 2 nổi lên và đóng van 4 lại, nước ngưng tiếp tục vào đầy vỏ rồi dần dần tràn vào trong phao. Khi trong phao đã có chứa một lượng nước nhất định nào đấy thì phao chìm xuống, van 4 mở ra. Do chênh lệch áp suất giữa hơi đốt và áp suất khí quyển bên ngoài, nước ngưng bị đẩy qua ống 3 ra ngoài. Khi đó lượng nước ngưng trong phao giảm dần và lượng nước ngưng trong thiết bị còn ít. Nước ngưng trong thiết bị trao đổi nhiệt vẫn tiếp

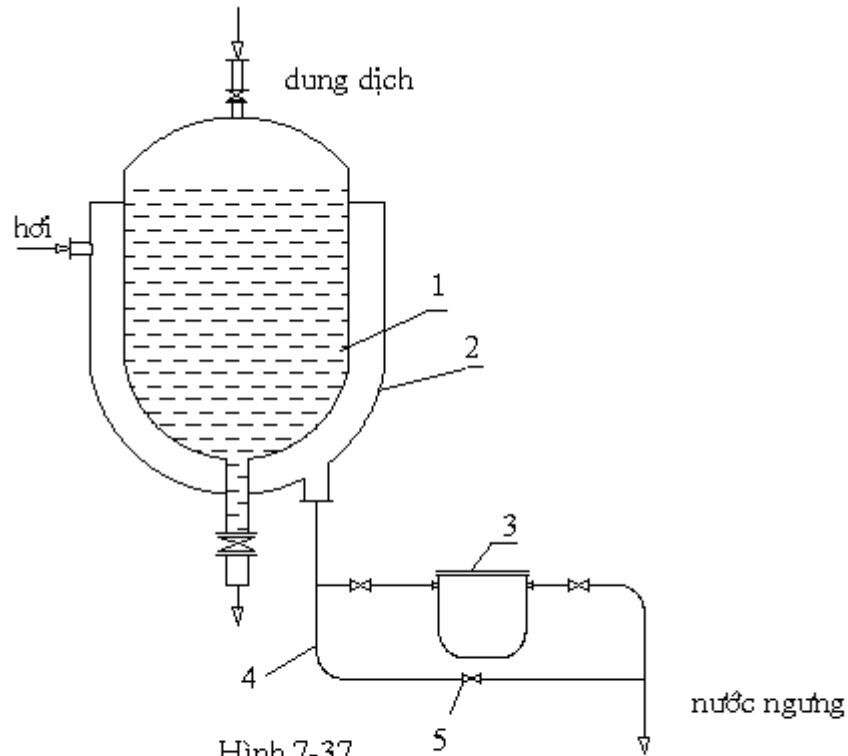
tục chảy vào nên phao lại được nâng lên và đóng van 4 lại. Trong thời gian làm việc ống 3 luôn luôn nhúng vào trong nước nên hơi không thể thoát ra khỏi cốc được.

*Ưu điểm; Có thể kiểm tra được sự làm việc của thiết bị.

*Nhược điểm: Làm việc gián đoạn.

7.6.3. Sơ đồ lắp đặt thiết bị tháo nước ngưng

Sơ đồ bố trí thiết bị tháo nước ngưng (hình 7-37) thiết bị tháo nước ngưng 3 đặt thấp hơn cửa tháo nước ngưng ở thiết bị trao đổi nhiệt 1 (ít nhất cũng phải là 0,5m) và có lắp thêm đường ống phụ 4 để tháo nước ngưng khi thiết bị 2 cần sửa chữa, đảm bảo cho thiết bị truyền nhiệt làm việc liên tục.



Hình 7-37

Hệ thống tháo nước ngưng

1- thiết bị trao đổi nhiệt, 2- vỏ bọc ngoài,
3- thiết bị tháo nước ngưng, 4- đoạn ống phụ, 5- van

7.7. Tính toán các quá trình đun nóng làm nguội gián đoạn

- Cân bằng vật chất quá trình đun nóng gián đoạn:

Trong quá trình trao đổi nhiệt dựa vào phương trình cân bằng nhiệt lượng ta có thể xác định được lượng lưu thể nóng hoặc lạnh cần tiêu hao trong quá trình theo phương trình sau:

$$Q = G_1 \cdot c_1 \cdot t_{1d} + G_2 \cdot c_2 \cdot t_{2d} = G_1 \cdot c_1 \cdot t_{1c} + G_2 \cdot c_2 \cdot t_{2c} + Q_{tt} \cdot \tau$$

Từ đó rút ra G_1 , hoặc G_2 cần thiết:

$$G_1 = \frac{G_2 c_2 (t_{2c} - t_{2d}) + \tau Q_{tt}}{c_1 (t_{1d} - t_{1c})} \quad [\text{kg}]$$

trong đó:

G_2 – lượng chất lỏng nguội đưa vào thiết bị [kg]

c_2 – nhiệt dung riêng của chất lỏng nguội vào thiết bị [J/kg°C]

t_{2d}, t_{2c} – nhiệt độ đầu và nhiệt độ cuối của chất lỏng nguội [°C]

G_1 – lượng chất lỏng nóng đưa vào thiết bị [kg]

c_1 – nhiệt dung riêng của chất lỏng nóng [J/kg°C]

t_{1d}, t_{1c} – nhiệt độ đầu và nhiệt độ cuối của chất lỏng nóng [°C]

Q_{tt} – nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh [W]

τ -thời gian đun nóng [s]

7.8. Tính toán thiết bị trao đổi nhiệt

Chọn cấu tạo thiết bị: chọn kích thước cơ bản của ống truyền nhiệt, chọn cấu tạo thiết bị. Để đảm bảo quá trình trao đổi nhiệt được tốt ta thường chọn chế độ chuyển động của chất lỏng ở chế độ chảy rối, với chất lỏng thì vận tốc $w_0=0,1 \div 1\text{m/s}$, không quá 3m/s , đối với chất khí thì $w_0=2 \div 20\text{m/s}$.

Xác định hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tb} (xem ở phần trước)

Xác định lượng nhiệt và lượng chất trao đổi nhiệt.

Dựa vào phương trình cân bằng nhiệt lượng với quá trình làm việc liên tục.

Khi trạng thái của cả hai chất tải nhiệt không đổi ta có phương trình sau:

$$Q=G_1C_1(t_{1đ}-t_{1c})=G_2C_2(t_{2c}-t_{2đ}) \quad [\text{J/h}].$$

Khi một chất tải nhiệt thay đổi trạng thái

$$Q = D_1(l_1 - i_1) = G_2C_2(t_{2c} - t_{2đ}) \quad [\text{W}]$$

Khi cả hai chất cùng thay đổi trạng thái.

$$Q = D_1(l_1 - i_1) = D_2(l_2 - i_2) \quad [\text{W}].$$

Trong các phương trình trên:

G_1, G_2 –lượng chất tải nhiệt khi truyền nhiệt không thay đổi trạng thái [kg/s]

D_1, D_2 –lượng chất tải nhiệt khi truyền nhiệt thay đổi trạng thái [kg/s].

c_1, c_2 -nhiệt dung riêng tương ứng với G_1, G_2 [J/kg°C].

l_1, l_2 –hàm nhiệt của hơi [J/kg].

i_1, i_2 –hàm nhiệt của chất lỏng [J/kg]

t_1, t_2 –nhiệt độ hai chất tải nhiệt [°C]

Xác định hệ số truyền nhiệt:

Hệ số truyền nhiệt K trong trao đổi nhiệt phức tạp như phần trên.

Xác định bề mặt truyền nhiệt.

Từ phương trình truyền nhiệt $Q = KF\Delta t_{tb}$ [W]

$$\Rightarrow F = \frac{Q}{K\Delta t_{tb}} \quad [\text{m}^2]$$

NHỮNG VÍ DỤ TÍNH TOÁN VỀ TRAO ĐỔI NHIỆT

Bài tập 7-1: Tính lượng nhiệt cần thiết để nâng 100kg H₂O từ nhiệt độ 20°C lên 80°C. Biết nhiệt dung riêng của nước là 1J/kg độ.

Giải

Nhiệt cần thiết để cung cấp cho 100 kg nước từ 20 đến 80°C

Áp dụng công thức ta có

$$Q = m.c.(t_c - t_d) = 100 \cdot 1(80-20) = 6000 \text{ [J]}$$

Bài tập 7-2: Tính lượng nhiệt cần thiết làm bay hơi hoàn toàn 500 kg nước ở 119,8°C. Áp suất làm việc là áp suất dư và bằng 1 at. Biết ẩn nhiệt hoá hơi của nước là 427 J/kg.

Giải

Nhiệt cần thiết để cung cấp cho 500 kg nước bay hơi hoàn toàn ở áp suất tuyệt đối 2at.

Áp dụng công thức ta có:

$$Q = m.r = 500 \cdot 427 = 213500 \text{ [J]}$$

Bài tập 7-3: Một thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống lồng ống, dùng làm lạnh một dung dịch có lưu lượng là 1200 kg/h từ nhiệt độ 100°C đến 60°C. Dung dịch được làm lạnh bằng nước lạnh chảy cùng chiều, có nhiệt độ vào là 20°C, đi ra có nhiệt độ là 35°C. Cho nhiệt dung riêng trung bình của dung dịch và của nước lần lượt là 3800 J/kg độ và 1 J/kg độ, diện tích truyền nhiệt của thiết bị là 12 m². Tính:

- Vẽ sơ đồ và ghi đầy đủ các thông số cho việc tính toán.
- Lưu lượng nước cần sử dụng.
- Diện tích bề mặt truyền nhiệt

Giải

-Ta ký hiệu chỉ số 1 là lưu thể nóng và 2 là lưu thể nguội

a) Theo phương trình cân bằng nhiệt lượng ta có:

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

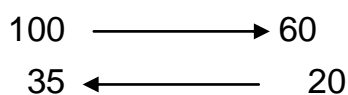
$$Q = G_1 C_1 (t_{1d} - t_{1c}) = 1200 \cdot \frac{3800}{4186} (100 - 60) = 43573,8 \text{ [W]}$$

$$\Rightarrow G_2 = \frac{G_1 C_1 (t_{1d} - t_{1c})}{C_2 (t_{2c} - t_{2d})} = \frac{1200 \cdot \frac{3800}{4186} (100 - 60)}{1(35 - 20)} = 2904,9 \text{ [kg/s]}$$

b) Hệ số truyền nhiệt của của thiết bị.

Từ phương trình truyền nhiệt;

$$Q = kF \Delta t_{lg} \Rightarrow k = \frac{Q}{F \Delta t_{lg}}$$



$$\Delta t_{\max} = 65^{\circ} C \quad \Delta t_{\min} = 40^{\circ} C$$

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} = \frac{65 - 40}{\ln \frac{65}{40}} = 51,5^{\circ} C$$

$$K = \frac{43573,8}{12.51,5} = 70,5 \text{ [J/m}^2\text{h.độ]}$$

Bài tập 7-4: Một thiết bị ngưng tụ ống chùm dùng ngưng tụ hơi êtylic ở nhiệt độ không đổi $90^{\circ}C$ với năng suất $1,5\text{Kg/s}$ êtylic. Nước lạnh vào có nhiệt độ $25^{\circ}C$ và đi ra $50^{\circ}C$. Cho ẩn nhiệt hóa hơi của rượu ở 1at là $R=826 \text{ KJ/Kg}$. Hệ số truyền nhiệt của thiết bị là $250 \text{ J/m}^2\text{h}^{\circ}C$. Xác định:

- Lưu lượng nước lạnh vào thiết bị
- Diện tích bề mặt truyền nhiệt

GIẢI

- Lưu lượng nước vào thiết bị

Áp dụng phương trình trao đổi nhiệt ta có

$$Dr = G_n C_n (t_c - t_d)$$

$$G_n = \frac{Dr}{C_n (t_c - t_d)}$$

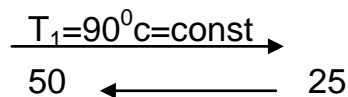
C_n : nhiệt dung của nước 4186 J/Kgđộ

$$G_n = \frac{1,5 \cdot 826 \cdot 10^3}{4186 (50 - 25)} = 11,83 \text{ [kg/s]}$$

- Diện tích bề mặt truyền nhiệt

Áp dụng phương trình

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



$$\Delta t_1 = 40^{\circ} C \quad \Delta t_2 = 65^{\circ} C$$

$$\Delta t_{tb} = \frac{40 + 65}{2} = 52,5^{\circ} C$$

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{lg}} = \frac{Dr}{K \Delta t_{lg}} = \frac{1,5 \cdot 8,26 \cdot 10^3}{250 \cdot 1,1627 \cdot 52,5}$$

$$F = 81,19 \text{ [m}^2\text{]}$$

BÀI TẬP TRAO ĐỔI NHIỆT

Phần trắc nghiệm

Câu 1. Khi chọn chất tải nhiệt cần chú ý những yêu cầu nào về sau đây chất tải nhiệt ?

- a. Nhiệt độ và độ an toàn khi đun nóng; Độ độc và tính hoạt động hóa học; Rẻ tiền và dễ kiếm; Khả năng điều chỉnh nhiệt độ
- b. Độ độc và tính hoạt động hóa học; loại quý, hiếm; Nhiệt độ và độ an toàn khi đun nóng
- c. Chỉ khả năng điều chỉnh nhiệt độ; Độ độc và tính hoạt động hóa học
- d. Tất cả các yêu cầu trên

Câu 2. Đun nóng bằng hơi nước bão hòa chỉ thực hiện trong trường hợp nào sau đây?

- a. Đun nóng ở nhiệt độ rất cao
- b. Đun nóng ở áp suất hơi rất cao
- c. Đun nóng không quá 180°C
- d. Đun nóng ở mọi điều kiện

Câu 3. Hơi nước bão hòa có hệ số cấp nhiệt như thế nào?

- a. Hệ số cấp nhiệt nhỏ, khoảng $100\text{W}/\text{m}^2.\text{độ}$
- b. Hệ số cấp nhiệt không cao, khoảng $1\text{KW}/\text{m}^2.\text{độ}$
- c. Hệ số cấp nhiệt lớn, khoảng từ $10\text{KW}/\text{m}^2.\text{độ}$ đến $15\text{KW}/\text{m}^2.\text{độ}$
- d. Hệ số cấp nhiệt lớn, khoảng từ $10000\text{KW}/\text{m}^2.\text{độ}$ đến $15000\text{KW}/\text{m}^2.\text{độ}$

Câu 4. Hơi nước bão hòa có giá trị nhiệt độ của bao nhiêu ở áp suất tuyệt đối 1,5at?

- a. 100°C
- b. 95°C
- c. 90°C
- d. Là một giá trị khác

Câu 5. Ưu điểm của đun nóng bằng khói lò là gì?

- a. Lượng nhiệt cung cấp lớn
- b. Quá trình đun nóng được đồng đều
- c. Dễ điều chỉnh nhiệt độ
- d. Tạo được nhiệt độ cao

Câu 6. Nhược điểm của đun nóng bằng hơi nước bão hòa là gì?

- a. Đun nóng không đồng đều
- b. Khó điều chỉnh nhiệt độ
- c. Hiệu suất thấp
- d. Không đun nóng được nhiệt độ cao

Câu 7. Nhược điểm của đun nóng bằng khói lò là gì?

- a. Không an toàn khi đun nóng các chất dễ cháy và dễ bay hơi
- b. Không đun nóng được nhiệt độ cao
- c. Khó tạo ra khói lò để dùng cho đun nóng
- d. Khó tìm.

Câu 8. Quá trình đun nóng bằng dòng điện có thể tạo nhiệt độ đạt giá trị bao nhiêu?

- a. Cao đến 3200°C
- b. Cao hơn 180°C

c. Cao đến 180°C

d. Cao hơn 1200°C

Câu 9. Các chất tải nhiệt đặc biệt có đặc điểm gì?

a. Nhiệt độ sôi cao, áp suất hơi bão hòa nhỏ, không bị phân hủy ở nhiệt độ cao

b. Nhiệt độ sôi không cao, áp suất hơi bão hòa nhỏ, không bị phân hủy ở nhiệt độ cao

c. Nhiệt độ sôi cao, áp suất hơi bão hòa lớn, không bị phân hủy ở nhiệt độ cao

d. Nhiệt độ sôi không cao, áp suất hơi bão hòa lớn, không bị phân hủy ở nhiệt độ cao

Câu 10. Đun nóng bằng hơi nước trực tiếp thường áp dụng đối với lưu chất nào?

a. Chất lỏng không phản ứng với nước

b. Chất lỏng được phép pha loãng

c. Chất lỏng không phản ứng với nước và được phép pha loãng

d. Chất lỏng không phản ứng với nước và không được phép pha loãng

Câu 11. Trong đun nóng bằng hơi nước trực tiếp, các dòng phân bố như thế nào?

a. Dòng hơi được sục trực tiếp vào chất lỏng và đi vào từ phần đáy chất lỏng

b. Dòng hơi được sục không trực tiếp vào chất lỏng và đi vào từ phần đáy chất lỏng

c. Dòng hơi được sục trực tiếp vào chất lỏng và đi vào mặt thoáng chất lỏng

d. Dòng hơi được sục gián tiếp vào chất lỏng và đi vào từ phần đáy chất lỏng

Câu 12. Tại sao trong các thiết bị đun nóng bằng hơi nước gián tiếp phải tháo nước ngưng?

a. Giữ không cho mất hơi chưa ngưng ra khỏi thiết bị cùng với nước ngưng

b. Chỉ là để tháo nước ngưng ra khỏi thiết bị

c. Tháo nước ngưng cho thiết bị làm việc ổn định

d. Có thể không cần sử dụng thiết bị tháo nước ngưng

Câu 13. Quá trình đun nóng thường được sử dụng trong các quá trình gì trong công nghệ hoá học?

a. Ngưng tụ

b. Kết tinh

c. Cô đặc

d. Giải nhiệt

Câu 14. Phương pháp làm nguội trực tiếp bằng nước đá thường áp dụng trong trường hợp nào sau đây?

a. Chất lỏng không phản ứng với nước

b. Chất lỏng được phép pha loãng

- c. Chất lỏng không phản ứng với nước và được phép pha loãng
- d. Chất lỏng không phản ứng với nước và không được phép pha loãng

Câu 15. Khi làm nguội trực tiếp bằng phương pháp tự bay hơi sẽ xảy ra các quá trình nào?

- a. Quá trình bay hơi trên bề mặt chất lỏng
- b. Quá trình truyền nhiệt
- c. Quá trình khuếch tán
- d. Đồng thời quá trình truyền nhiệt và quá trình tự bay hơi

Câu 16. Trong quá trình làm nguội khí trực tiếp bằng chất lỏng thì chất lỏng phải thỏa điều kiện gì?

- a. Không hấp thụ khí
- b. Không hấp phụ khí
- c. Hấp thụ khí
- d. Hấp phụ khí

Câu 17. Nếu làm nguội nhiệt độ cần đạt thấp hơn từ $15\div 30^{\circ}\text{C}$ thì dùng tác nhân làm nguội nào sau đây?

- a. Nước
- b. Không khí
- c. Nước muối
- d. Nước và không khí

Câu 18. Khi nào quá trình ngưng tụ được gọi là ngưng tụ bề mặt?

- a. Ngưng tụ gián tiếp
- b. Ngưng tụ trực tiếp
- c. Ngưng tụ hỗn hợp
- d. Ngưng tụ đơn giản

Câu 19. Khi nào quá trình ngưng tụ được gọi là ngưng tụ hỗn hợp?

- a. Ngưng tụ gián tiếp
- b. Ngưng tụ trực tiếp
- c. Ngưng tụ bề mặt
- d. Ngưng tụ phức tạp

Câu 20. Trong thiết bị ngưng tụ gián tiếp, các dòng lưu chất thường được phân bố như thế nào?

- a. Dòng hơi sẽ đi từ trên xuống, dòng lạnh sẽ đi từ dưới lên
- b. Dòng hơi và dòng lạnh sẽ đi từ trên xuống
- c. Dòng lạnh sẽ đi từ trên xuống, dòng hơi sẽ đi từ dưới lên
- d. Dòng hơi và dòng lạnh sẽ đi từ dưới lên

Câu 21. Trong thiết bị ngưng tụ trực tiếp, để tăng hiệu quả truyền nhiệt, ta cần xử lý như thế nào?

- a. Cho nước lạnh chảy dọc trực thiết bị.
- b. Cho nước lạnh phun qua những vòi phun
- c. Cho hơi theo dọc thành thiết bị
- d. Cho nước chảy dọc thành thiết bị

Câu 22. Khi nào thiết bị ngưng tụ trực tiếp được gọi là thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại khô?

- a. Nước ngưng, nước làm nguội, khí không ngưng dẫn chung một đường ống

- b. Nước ngưng, khí không ngưng dẫn chung một đường ống, nước làm nguội theo một đường khác
- c. Nước ngưng, nước làm nguội, dẫn chung một đường ống, khí không ngưng theo một đường khác
- d. Khí không ngưng, nước làm nguội, dẫn chung một đường ống, nước ngưng theo một đường khác

Câu 23. Khi nào thiết bị ngưng tụ trực tiếp được gọi là tiết bị ngưng tụ trực tiếp loại ướt?

- a. Nước ngưng, nước làm nguội, khí không ngưng dẫn chung một đường ống
- b. Nước ngưng, khí không ngưng, nước làm nguội theo những đường khác nhau
- c. Nước ngưng, nước làm nguội, dẫn chung một đường ống, khí không ngưng theo một đường khác
- d. Khí không ngưng, nước làm nguội, dẫn chung một đường ống, nước ngưng theo một đường khác

Câu 24. Trong thiết bị trao đổi nhiệt loại vỏ bọc, chiều cao của vỏ ngoài có đặc điểm gì?

- a. Cao hơn chiều cao thiết bị
- b. Cao hơn chiều cao chất lỏng trong thiết bị
- c. Thấp hơn chiều cao chất lỏng trong thiết bị
- d. Thấp hơn chiều cao đáy thiết bị

Phân Bài tập

Bài tập 7-1: Tính lượng nhiệt chứa trong 1000 kg H₂O ở 25°C và 50°C. Biết nhiệt dung riêng của nước là 4186 J/kg độ.

Bài tập 7-2: Tính lượng nhiệt cần thiết làm bay hơi hoàn toàn 10 kg nước ở nhiệt độ sôi (áp suất làm việc là 1 at). Biết ẩn nhiệt hoá hơi của nước là 2264 kJ/kg.

Bài tập 7-3: Dùng hơi nước bão hòa ở áp suất dư 2 at để gia nhiệt cho 1500 kg/h hỗn hợp rượu etylic từ 25°C lên 85°C. Biết nhiệt dung riêng của rượu là 3500 J/kg độ, và ẩn nhiệt hoá hơi của hơi nước bão hòa là 518,1 J/kg. Tính lượng hơi đốt cần thiết.

Bài tập 7-4: Một thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống chùm có diện tích bề mặt truyền nhiệt là 10 m², làm việc ngược chiều để đun nóng một hỗn hợp rượu với năng suất 600kg/h từ nhiệt độ 25°C đến 80°C. Tác nhân đun nóng là một chất thải hữu cơ có nhiệt độ vào là 105°C và nhiệt độ ra là 65°C. Cho nhiệt

dung riêng trung bình của chất thải hữu cơ là $0,45 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ và nhiệt dung riêng trung bình của hỗn hợp rượu là $0,85 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$. Hãy tính:

- Lưu lượng chất thải hữu cơ đưa vào đun nóng
- Hệ số truyền nhiệt của thiết bị

Bài tập 7-5: Một thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống chùm, dùng làm lạnh một dung dịch có lưu lượng là 90 kg/phút từ nhiệt độ 120°C đến 50°C . Dung dịch được làm lạnh bằng nước lạnh chảy ngược chiều, có nhiệt độ vào là 20°C , đi ra có nhiệt độ là 45°C . Cho nhiệt dung riêng trung bình của dung dịch và của nước lần lượt là $2800 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ và $4186 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$, hệ số truyền nhiệt của thiết bị là $340 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, cho nhiệt tổn thất bằng không.

Xác định:

- Lưu lượng nước cần sử dụng
- Diện tích bề mặt truyền nhiệt

Bài tập 7-6: Một thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm dùng ngưng tụ hơi rượu êtylic với năng suất 500 kg/h . biết hơi rượu ngưng tụ ở 78°C , và được làm lạnh bằng nước lạnh có nhiệt độ vào là 20°C , nước đi ra là 40°C , diện tích truyền nhiệt của thiết bị bằng 30 m^2 , nhiệt dung riêng của rượu và nước lần lượt là $0,8 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$, $1 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$, cho ẩn nhiệt ngưng tụ của rượu bằng 1800 kJ/kg .

Tính:

- Lượng nước lạnh đưa vào thiết bị ?
- Hệ số truyền nhiệt của thiết bị?

Bài tập 7-7: Một thiết bị ngưng tụ ống chùm để ngưng tụ hơi benzen ở áp suất thường với năng suất 1000 Kg benzen/h . Biết nhiệt độ hơi benzen ngưng tụ ở nhiệt độ 80°C và ẩn nhiệt ngưng tụ $r_B=9,45 \text{ J/Kg}$. nước dùng làm lạnh có nhiệt độ vào 24°C và nhiệt độ ra 34°C , diện tích bề mặt truyền nhiệt là 20 m^2 . Cho $Q_{tt} = 0$. Xác định:

- Lượng nước đưa vào thiết bị
- Lượng nhiệt trao đổi
- Hệ số K

BÀI THÍ NGHIỆM ĐUN NÓNG LÀM NGUỘI NGƯNG TỤ

Mục đích thí nghiệm

Làm quen với thiết bị đun n truyền nhiệt ống lồng ống, các dụng cụ đo lưu lượng và dụng cụ đo nhiệt độ.

Xác định lượng nhiệt trao đổi giữa hai dòng lưu chất, và lượng nhiệt tổn thất ra môi trường.

Lý thuyết

Trong các thiết bị đun nóng- làm nguội-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 sự chuyển động của lưu thể, hơi đi từ trên xuống để chất lỏng ngưng tụ chảy tự do đi ra ngoài dễ dàng.

Đối với bài thí nghiệm này vừa là quá trình đun nóng, ngưng tụ gián tiếp. Một bên là hơi nước ngưng tụ, còn một bên là nước lạnh được đun nóng.

Nếu như quá trình ngưng tụ thực hiện đối với hơi bão hoà, và chất lỏng sau khi ngưng tụ không bị làm nguội xuống nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ của hơi bão hoà thì tính toán bề mặt truyền nhiệt đơn giản. Khi đó ta phải chia ra ba bước để tính:

Bước 1: Ngưng tụ hơi bão hoà ở nhiệt độ hơi bão hoà không đổi.

Bước 2: Làm lạnh nước ngưng tụ.

Tính toán cân bằng vật chất, và nhiệt lượng của quá trình ngưng tụ:

Ta ký hiệu:

Q- nhiệt lượng trao đổi trong quá trình ngưng tụ hơi nước. [J]

Q_1 - Lượng nhiệt toả ra khi hơi ngưng tụ [J]

Q_2 - Lượng nhiệt toả ra khi làm nguội nước ngưng tụ [J]

R - ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi nước. [J/kg]

D -Lượng hơi nước ngưng tụ [kg]

W - lượng nước lạnh đưa vào [kg].

C_p - nhiệt dung riêng trung bình của hơi quá nhiệt [J/kg.độ].

C_1 - nhiệt dung riêng trung bình của nước ngưng [J/kg.độ]

C_n - nhiệt dung riêng trung bình của nước lạnh [J/kg.độ]

t_{1c} - nhiệt độ cuối của chất lỏng ngưng tụ [°C]

$t_{1đ} = t_{bh}$ nhiệt độ của hơi nước bão hoà. [°C]

$t_{2đ}, t_{2c}$ - nhiệt độ đầu và cuối của nước làm nguội. [°C]

$$C_n = C_1$$

Phương trình cân bằng nhiệt lượng cơ bản như sau:

$$Q = Q_N = Q_L + Q_{tt} \quad (1)$$

$$Q_N = Q_1 + Q_2 \quad (2)$$

$$Q_L = WC_2(t_{2c} - t_{2đ}) \quad (3)$$

Nhiệt lượng tỏa ra của hơi nước như sau:

$$Q_1 = Dr \quad (4)$$

$$Q_2 = D.c_n(t_{bh} - t_{1c}) \quad (5)$$

$$Q = Q_1 + Q_2 = WC_n(t_{2c} - t_{2đ}) + Q_{tt} \quad (6)$$

Trong trường hợp ngưng tụ hơi bão hoà ở nhiệt độ không đổi tức là nước ngưng tụ có nhiệt độ bằng nhiệt độ của hơi nước bão hoà thì $Q_2=0$,

Nhiệt tổn thất tính được từ công thức trên:

$$Q_{tt} = Q - Wc_n(t_{2c} - t_{2d}) \quad (7)$$

Trong đó:

$C=C_1=C_n$ - Nhiệt dung riêng của nước lạnh và nước ngưng tụ [kcal/kg.độ]

Q_{tt} là nhiệt tổn thất ra môi trường [J]

Thiết bị thí nghiệm

-Thiết bị thí nghiệm gồm:

-Nồi đun 1 có đường kính khoảng 500 mm,cao khoảng 800 mm, và điện trở công suất khoảng 6 kW.

-Thiết bị ngưng tụ 2 có đường kính khoảng 400 mm, cao khoảng 700 mm, với vỏ bọc cách nhiệt 4 làm bằng amiăng lớp ngoài cùng làm bằng tôn mỏng.

-Ống trao đổi nhiệt ống xoắn ruột gà 3 làm bằng đồng có đường kính 14/16 mm chiều dài ống khoảng 8 m.

-Thùng chứa 5 để đo lượng nước ngưng tụ.

-Đồng hồ T_1 , đo nhiệt độ hơi nước bay lên ở nồi đun.

-Đồng hồ T_2 , đo nhiệt độ của nước lạnh trước và sau khi thực hiện quá trình truyền nhiệt ở nồi đun.

Trình tự thí nghiệm

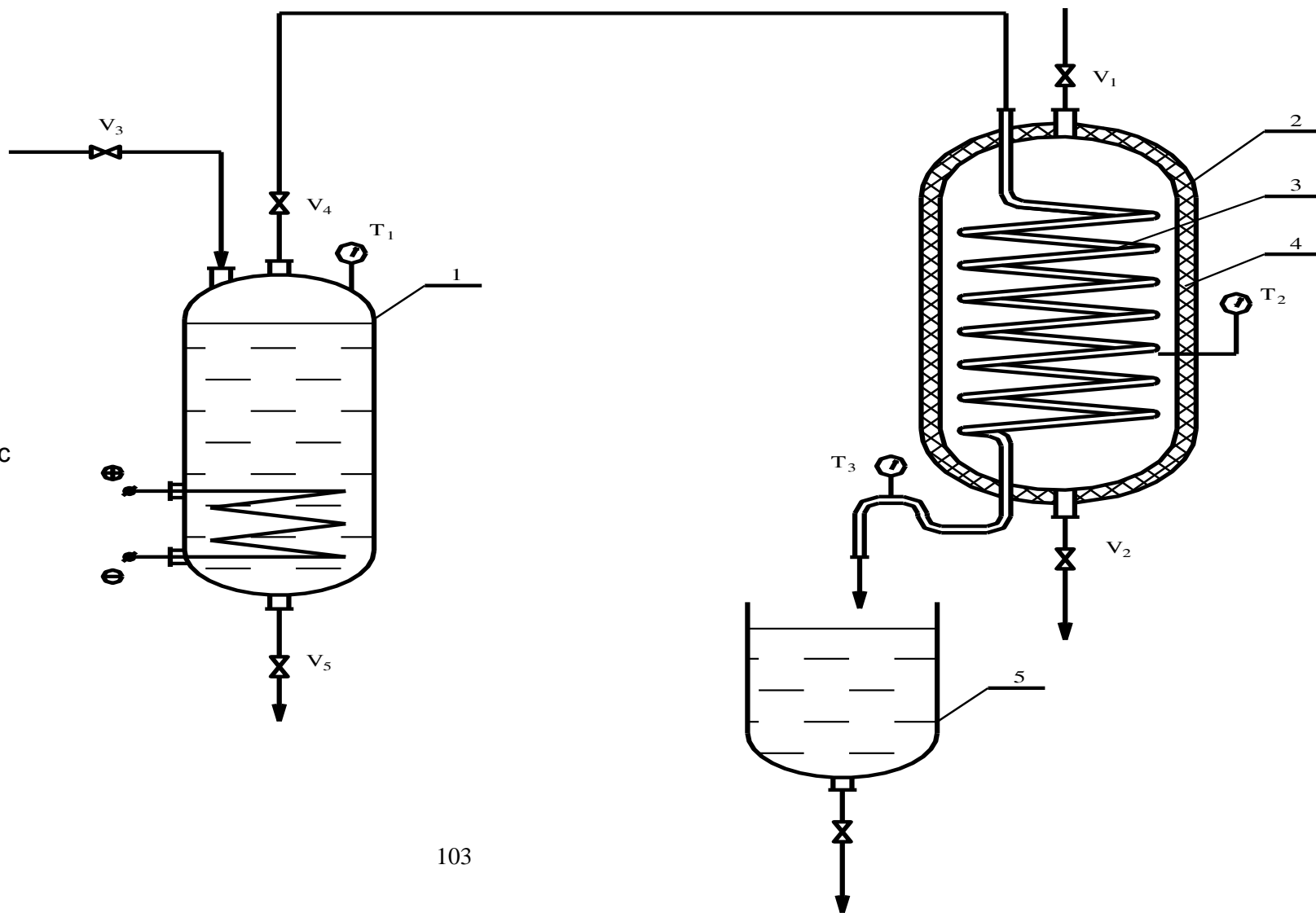
Bước 1:Kiểm tra toàn bộ các thiết bị sau khi đó mở van V_3 cho nước chảy vào khoảng 2/3 nồi đun 3, sau đó đóng van v_3, v_4 , đồng thời mở van V_1 cho nước lạnh đầy thiết bị.

Bước 2: Tiến hành đóng điện cho điện trở của nồi đun đợi cho đến khi nước sôi sau đó mở van v_4 cho hơi nước đi vào ống truyền nhiệt 3 rồi ngưng tụ chảy bình chứa 5. Thời gian tiến hành từ khi mở van cho hơi nước vào thiết bị ngưng tụ khoảng 30 phút. Trong khi làm ta đo nhiệt độ của hơi nước bão hoà ở đồng hồ T_1 , nhiệt độ nước ngưng tụ T_3 , Kết thúc ta cắt điện và đóng van v_4 , và cắt điện điện trở. Đồng thời ta đo nhiệt độ của nước lạnh trước và sau khi thực hiện quá trình truyền nhiệt ở đồng hồ T_2 .

SƠ ĐỒ BÀI THÍ NGHIỆM ĐUN NÓNG - LÀM NGUỘI – NGƯNG TỤ

GHI CHÚ:

- 1- Nồi đun
- 2- Thiết bị ngưng tụ
- 3- Ống truyền nhiệt
- 4- Lớp chất cách nhiệt
- 5- Bình chứa, đo lượng nước ngưng tụ
- T - Đồng hồ đo nhiệt độ
- V - Van



Kết quả thí nghiệm

Lần	lượng nước lạnh lít	lượng hơi nước ngưng tụ lít	Nhiệt độ của hơi nước vào °C	Nhiệt độ của nước ngưng tụ ra °C	Nhiệt độ nước lạnh		Nhiệt tổn thất
					trước °C	sau °C	
1							
2							
3							

Trình tự tính toán

- Tính lượng nhiệt tỏa ra hơi nước bão hòa theo công thức (2)
- Tính lượng nhiệt nhận vào của lưu thể nguội theo công thức (3).
- Rút ra lượng nhiệt tổn thất theo công thức (7).

Bàn luận

Sau khi tính toán học viên tự đưa ra những nhận xét, đánh giá và bàn luận về kết quả thí nghiệm:

- Tổn thất nhiệt độ có không tại sao?
- Nguyên nhân gây ra sai số trong bài thí nghiệm, ảnh hưởng của sai số đến kết quả tính toán và biện pháp khắc phục.
- Đưa ra một vài ứng dụng mô hình thí nghiệm trong thực tế.

BÀI 8

CÔ ĐẶC Mã bài: QTTB 8

Giới thiệu

Cô đặc được ứng dụng trong sản xuất sản phẩm hóa học và thực phẩm, như các quá trình cô đặc NaOH cô đặc nước trái cây...v v.

Mục tiêu thực hiện

Học xong bài này học viên có khả năng:

- Mô tả bản chất của quá trình cô đặc.
- Mô tả hệ thống cô đặc.
- Tính toán cân bằng vật liệu, nhiệt lượng trong các thiết bị cô đặc.
- Vận hành các thiết bị cô đặc.

Nội dung chính

Bản chất của quá trình cô đặc và các phương pháp cô đặc.

Cô đặc một nồi và tính toán cân bằng vật liệu, nhiệt lượng trong cô đặc một nồi.

Hệ thống cô đặc nhiều nồi và tính toán cân bằng vật liệu, nhiệt lượng trong cô đặc nhiều nồi.

Cấu tạo các thiết bị cô đặc.

8.1. Khái niệm chung

Trong công nghiệp hoá chất và thực phẩm thường làm đậm đặc dung dịch nhờ đun sôi gọi là quá trình cô đặc.

8.1.1. Định nghĩa

Cô đặc là quá trình làm tăng nồng độ của dung dịch bằng cách tách một phần dung môi ở nhiệt độ sôi, dung môi tách ra khỏi dung dịch bay lên gọi là hơi thứ.

8.1.2. Ứng dụng của quá trình bay hơi (cô đặc)

- Làm tăng nồng độ của chất hoà tan trong dung dịch;
- Tách chất rắn hoà tan ở dạng rắn (kết tinh);
- Tách dung môi ở dạng nguyên chất (nước cất);

8.1.3. Các phương pháp cô đặc

Quá trình cô đặc có thể tiến hành trong thiết bị cô đặc một nồi hoặc nhiều nồi làm việc gián đoạn liên tục. Khi cô đặc gián đoạn dung dịch cho vào thiết bị một lần rồi cô đặc đến nồng độ yêu cầu, hoặc cho vào liên tục giữ nguyên

mức chất lỏng không đổi trong quá trình và khi nồng độ dung dịch đạt yêu cầu sẽ lấy ra hết rồi tiếp tục cho dung dịch mới vào để cô đặc tiếp.

Khi cô đặc liên tục trong thiết bị cô đặc nhiều nồi thì dung dịch được đưa vào liên tục và hơi đốt cho vào liên tục, sản phẩm cũng được lấy ra liên tục. Trong quá trình cô đặc có thể tiến hành ở áp suất khác nhau tùy theo yêu cầu kỹ thuật.

- Cô đặc ở áp suất thường thì thiết bị dễ hơn
- Cô đặc ở áp suất chân không thì nhiệt độ sôi dung dịch giảm do đó chi phí hơi đốt giảm và hiệu số nhiệt độ giữa hơi đốt và dung dịch giảm do đó diện tích bề mặt truyền nhiệt giảm, cô đặc chân không cho phép cô đặc dung dịch có nhiệt độ sôi cao ở áp suất thường có thể sinh ra phản ứng phụ không mong muốn (oxy hoá, đường hoá, nhựa hoá).

Cô đặc ở áp suất cao chỉ xảy ra trong các nồi cô đặc đặt trước đối hệ thống cô đặc nhiều nồi.

8.2. Cô đặc một nồi

8.2.1. Cô đặc một nồi làm việc gián đoạn

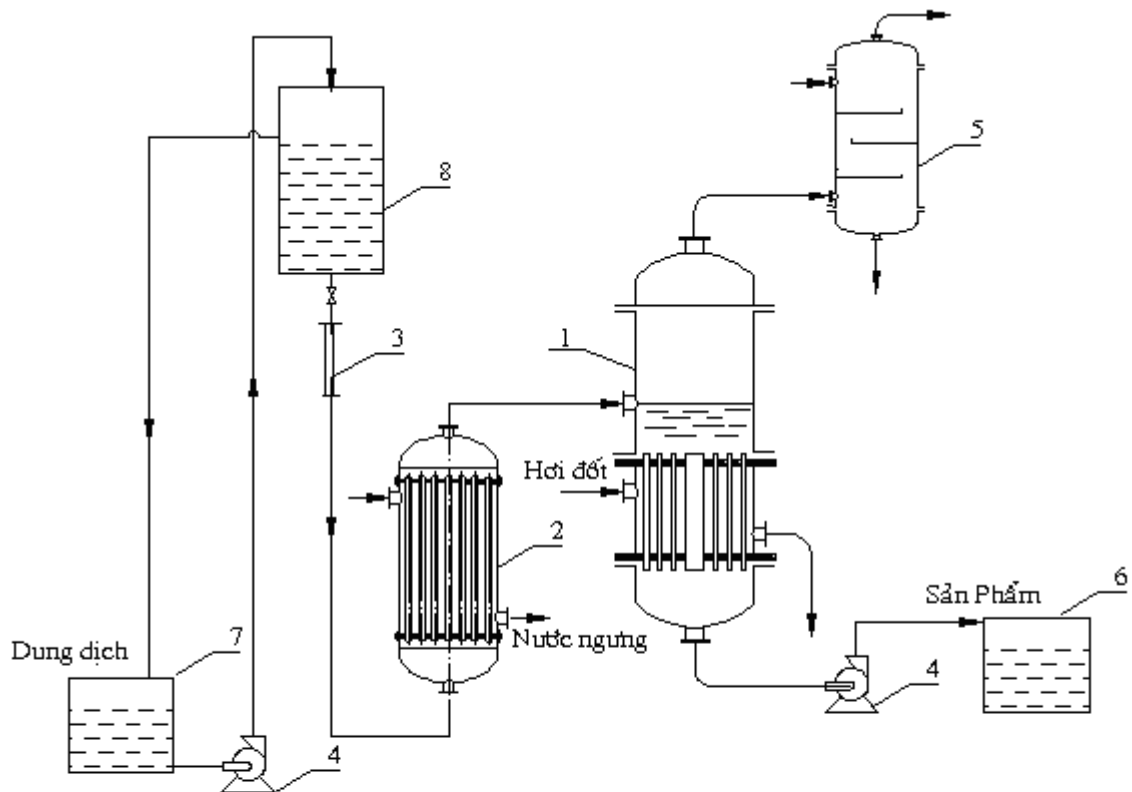
Trong thực tế cô đặc một nồi thường ứng dụng khi năng suất nhỏ và nhiệt năng không có giá trị kinh tế. Cô đặc một nồi thường làm việc theo ba phương pháp sau:

- Dung dịch cho vào một lần rồi cho bốc hơi, mức dung dịch trong thiết bị giảm dần cho đến khi nồng độ đạt yêu cầu;
- Dung dịch cho vào ở mức nhất định, cho bốc hơi đồng thời bổ xung dung dịch mới liên tục vào để giữ mức chất lỏng không đổi cho đến khi nồng độ đạt yêu cầu, sau đó tháo dung dịch ra làm sản phẩm và thực hiện một mẻ mới.

8.2.2. Cô đặc một nồi liên tục

Dung dịch cho vào ở mức nhất định, cho bốc hơi đồng thời bổ xung dung dịch mới liên tục vào để giữ mức chất lỏng không đổi cho đến khi nồng độ đạt yêu cầu, sau đó tháo liên tục một phần dung dịch ra làm sản phẩm, đồng thời luôn bổ xung một lượng dung dịch mới vào thiết bị.

Sơ đồ hệ thống cô đặc nhiều nồi liên tục trên hình (8-1). Dung dịch đầu từ thùng chứa 7 được bơm đưa lên thùng cao vị 8, sau đó chảy qua lưu lượng kế 3 vào thiết bị đun nóng 2, ở đây dung dịch được đun nóng đến nhiệt độ sôi rồi đi vào thiết bị cô đặc 1 thực hiện quá trình bốc hơi. Hơi thứ và khí không ngưng đi lên phía trên đỉnh thiết bị cô đặc vào thiết bị ngưng tụ 5 từ dưới lên.



Hình 8-1

Sơ đồ thiết bị cô đặc một nồi

- 1.thiết bị cô đặc, 2.thiết bị đun nóng, 3.lưu lượng kế, 4.bơm,
5.thiết bị ngưng tụ bazômet, 6.thùng chứa sản phẩm,
7.bể chứa dung dịch đầu, 8.thùng cao vị

Trong thiết bị ngưng tụ nước lạnh chảy từ trên xuống tiếp xúc với hơi thứ và hơi thứ sẽ được ngưng tụ lại thành lỏng cùng với nước lạnh chảy qua ống bazômet ra ngoài.

Dung dịch sau khi cô đặc được bơm 4 vận chuyển ra từ đáy thiết bị đi vào thùng chứa 6.

8.2.3. Tính toán thiết bị cô đặc một nồi

a. Cân bằng vật liệu

Gọi: G_d, G_c – lượng dung dịch lúc đầu và lúc cuối (kg/s);

W - lượng hơi thứ tách ra (kg/s);

x_d, x_c – nồng độ đầu và cuối, % khối lượng;

Trong quá trình bốc hơi coi chất hoà tan không bị mất mát theo hơi thứ, khi đó phương trình cân bằng vật liệu trong thiết bị cô đặc (cho cả quá trình liên tục và gián đoạn) như sau:

$$G_d = G_c + W \quad (8-1)$$

Đối với chất hoà tan:

$$G_d x_d = G_c x_c \quad (8-2)$$

Từ hai phương trình trên ta rút ra:

$$W = G_d \left(1 - \frac{x_d}{x_c} \right) \quad (8-3)$$

$$x_c = G_d \frac{x_d}{G_d - W} \quad (8-4)$$

b. Cân bằng nhiệt lượng:

Sơ đồ cân bằng nhiệt (hình 8-2)

Gọi: D – lượng hơi đốt [kg/s]

l, i – hàm nhiệt của hơi đốt và hơi thứ [J/kg]

t_d, t_c – nhiệt độ đầu và cuối của dung dịch [$^{\circ}\text{C}$]

$t_n = t_d$ – nhiệt độ của hơi đốt ở đây coi như bằng nhiệt độ của nước ngưng tụ, [$^{\circ}\text{C}$]

Q_{tt} - nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh [W]

C_n - nhiệt dung riêng của nước ngưng tụ [J/kg.độ]

C_d, C_c – nhiệt dung riêng của dung dịch lúc đầu và lúc cuối [J/kg độ]

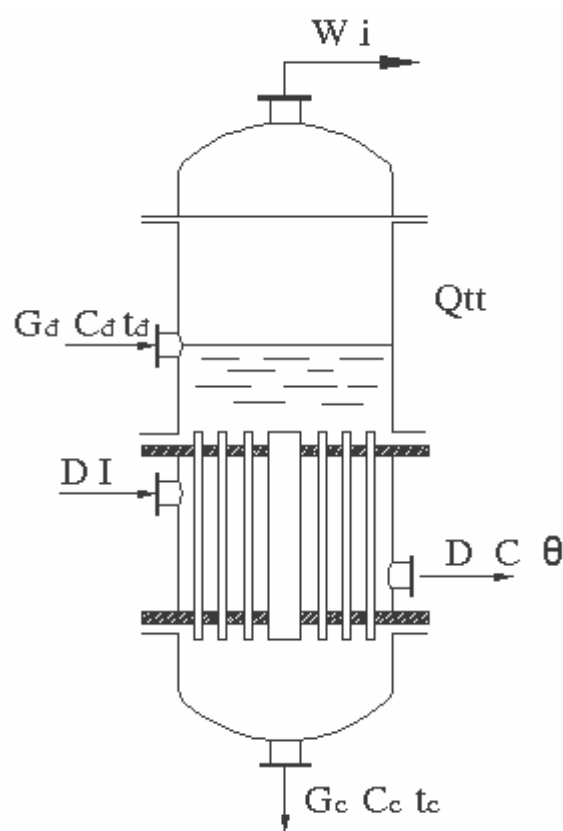
Theo phương trình cân bằng nhiệt lượng, lượng nhiệt vào bằng lượng nhiệt ra.

Nhiệt vào:

- do dung dịch đầu: $G_d C_d t_d$, [W]
- do hơi đốt: $D I$ [W]

Nhiệt ra:

- hơi thứ mang ra: W_i [W]
- nước ngưng tụ: $D C_n t_n$ [W]
- sản phẩm mang ra: $G_c C_c t_c$ [W]
- Nhiệt tổn thất Q_{tt} [W]



Hình 8-2
Thiết bị cô đặc một nồi

Lập phương trình cân bằng nhiệt lượng ta có:

$$G_d C_d t_d + DI = G_c C_c t_c + D c_n t_n + W i + Q_{tt} \quad (8-5)$$

Nếu coi toàn bộ dung dịch đầu được đun nóng đến nhiệt độ cuối, lượng nhiệt sẽ là: $G_c C_c t_c$, sau đó tách ra W (kg nước để bay hơi) lượng nhiệt là $W_c t_c$ và lượng nhiệt do dung dịch cuối mang ra:

$$G_c C_c t_c = G_d C_d t_c - W c_n t_c$$

Thay vào phương trình () trên ta có:

$$G_d C_d t_d + DI = W i + D c_n t_n + G_d C_d t_c - W c_n t_c + Q_{tt}$$

$$D(I - c_n t_n) = W(i - c_n t_c) + G_d C_d (t_c - t_d) + Q_{tt}$$

$$D = \frac{W(I - c_n t_n) + G_d C_d (t_c - t_d) + Q_{tt}}{(I - c_n t_n)} \quad [\text{kg/s}] \quad (8-6)$$

Để tăng năng suất cô đặc và giảm lượng hơi đốt tiêu hao ta cần phải đun nóng dung dịch đến nhiệt độ sôi t_c trước khi cho vào nồi cô đặc ($t_d = t_c$) bằng thiết bị truyền nhiệt như vậy sẽ rẻ tiền hơn.

Bề mặt truyền nhiệt

$$Q = KF \Delta t = D(I - c_n t_n) = W(i - c_n t_c) + G_d C_d (t_c - t_d) + Q_{tt} \quad [W]$$

$$\Rightarrow F = \frac{Q}{K \Delta t}, [m^2] \quad (8-7)$$

trong đó: K – hệ số truyền nhiệt, $[J/m^2 h ^\circ C]$

Δt – hiệu số nhiệt độ hữu ích $[^\circ C]$

$$\Delta t = t_D - t_{Stb}$$

t_D -nhiệt độ của hơi đốt

t_{Stb} -nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch trong thiết bị cô đặc.

Nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch tham khảo sách đại học.

8.3. Cô đặc nhiều nồi

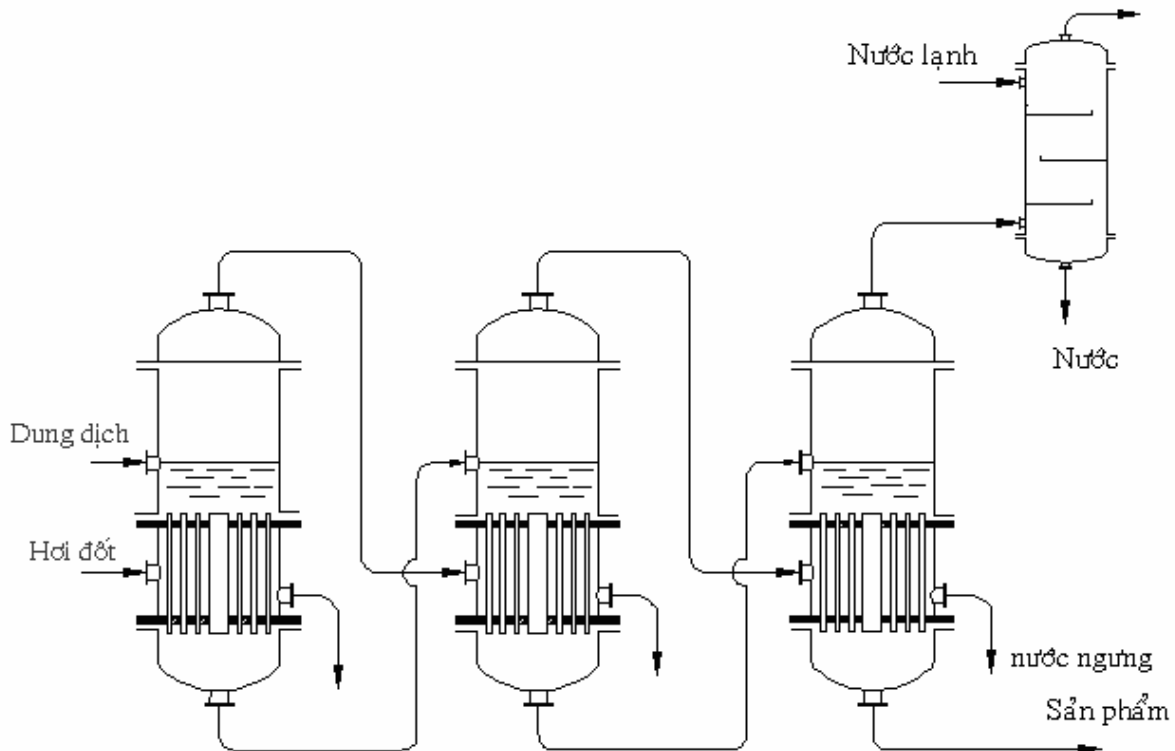
Đặc điểm của quá trình cô đặc nhiều nồi là hơi đốt được đưa vào nồi đầu tiên, còn hơi thứ bay lên ở nồi trước được sử dụng làm hơi đốt cho nồi sau được do đó nó có hiệu quả kinh tế rất cao về sử dụng nhiệt.

8.3.1.Sơ đồ hệ thống cô đặc nhiều nồi xuôi chiều

Sơ đồ cấu tạo: các thiết bị cô đặc đều là loại có ống tuần hoàn trung tâm được ghép nối tiếp với nhau.

Nguyên tắc của cô đặc ba nồi xuôi chiều: Dung dịch được đưa vào nồi 1 tiếp tục chuyển sang nồi 2 rồi sang nồi 3 nhờ chênh lệch áp suất trong các nồi. Còn hơi đốt từ nồi hơi có nhiệt độ cao đi vào phòng đốt của nồi 1 để đun sôi dung dịch. Hơi thứ bay lên ở nồi 1 có nhiệt độ cao. Để tiết kiệm năng lượng ta sử dụng hơi thứ bay lên ở nồi 1 được đưa vào làm hơi đốt cho nồi 2,

hơi thứ bay lên ở nồi 2 được đưa vào phòng đốt của nồi 3 và hơi thứ bay lên của nồi 3 được đưa sang thiết bị ngưng tụ barômet, điều này thực hiện được vì nhiệt độ sôi của dung dịch giảm dần từ nồi đầu tới nồi cuối do áp suất trong các nồi giảm dần từ nồi đầu tới nồi cuối, do nồi đầu dung dịch được đun sôi với áp suất lớn, còn ở nồi cuối làm việc ở áp suất chân không nhờ thiết bị ngưng tụ bazômet. Do đó dung dịch tự chảy dần từ nồi đầu tới nồi cuối, dung dịch ở nồi cuối cùng được đưa ra ngoài có nồng độ đậm đặc theo yêu cầu gọi là sản phẩm.



Hình 8-3

Sơ đồ cơ đặc nhiều nồi xuôi chiều

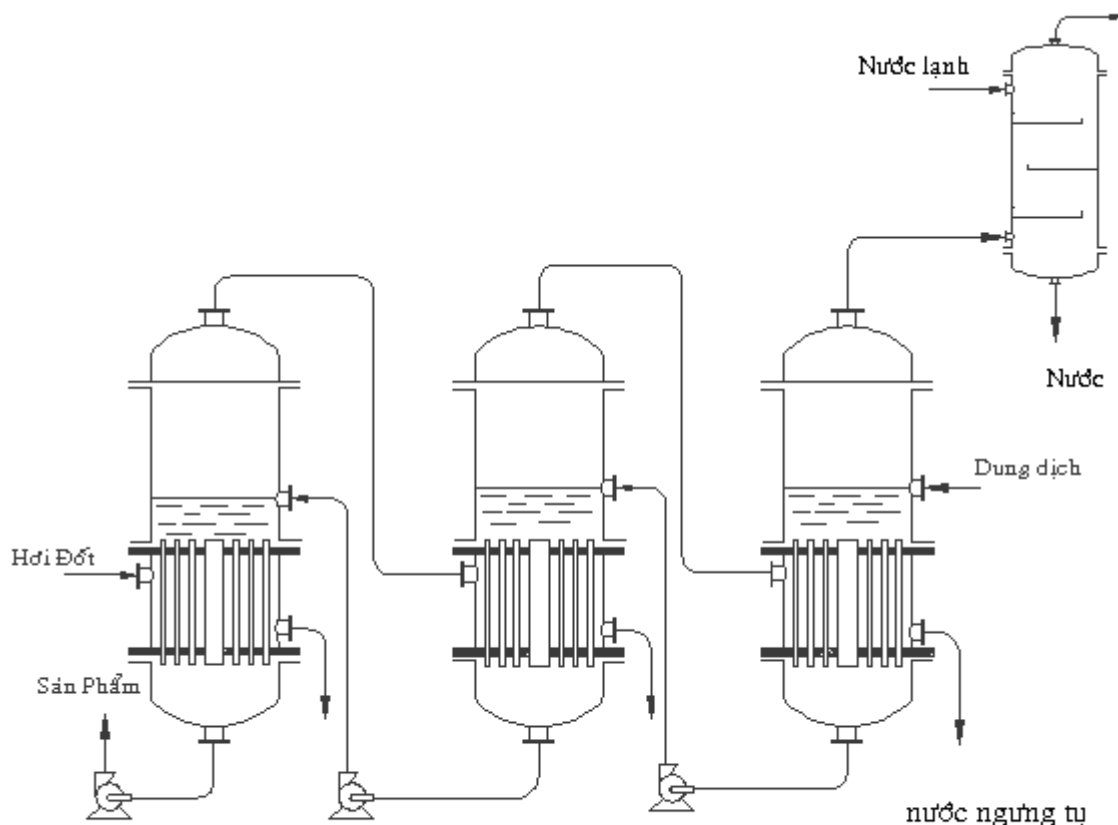
*Ưu điểm: cơ đặc nhiều nồi xuôi chiều là dung dịch tự chảy từ nồi đầu tới nồi cuối không cần bơm vận chuyển.

*Nhược điểm: Do nhiệt độ của dung dịch các nồi giảm dần, nhưng nồng độ dung dịch lại tăng dần từ nồi đầu tới nồi cuối, làm độ nhớt của dung dịch tăng, kết quả làm hệ số truyền nhiệt giảm dần từ nồi đầu đến nồi cuối, và lượng nước sử dụng cho thiết bị ngưng tụ lớn.

8.3.2. Sơ đồ cơ đặc nhiều nồi ngược chiều

Sơ đồ hệ thống 3 nồi cơ đặc ngược chiều (hình 8-4): gồm nhiều nồi cơ đặc loại có ống tuần hoàn trung tâm ghép nối tiếp nhau.

Nguyên tắc làm việc: Dung dịch được đưa vào nồi cuối và được bơm vận chuyển dung dịch về các nồi trước. Còn hơi đốt từ nồi hơi có nhiệt độ



Hình 8-4
Thiết bị cô đặc nhiều nồi ngược chiều

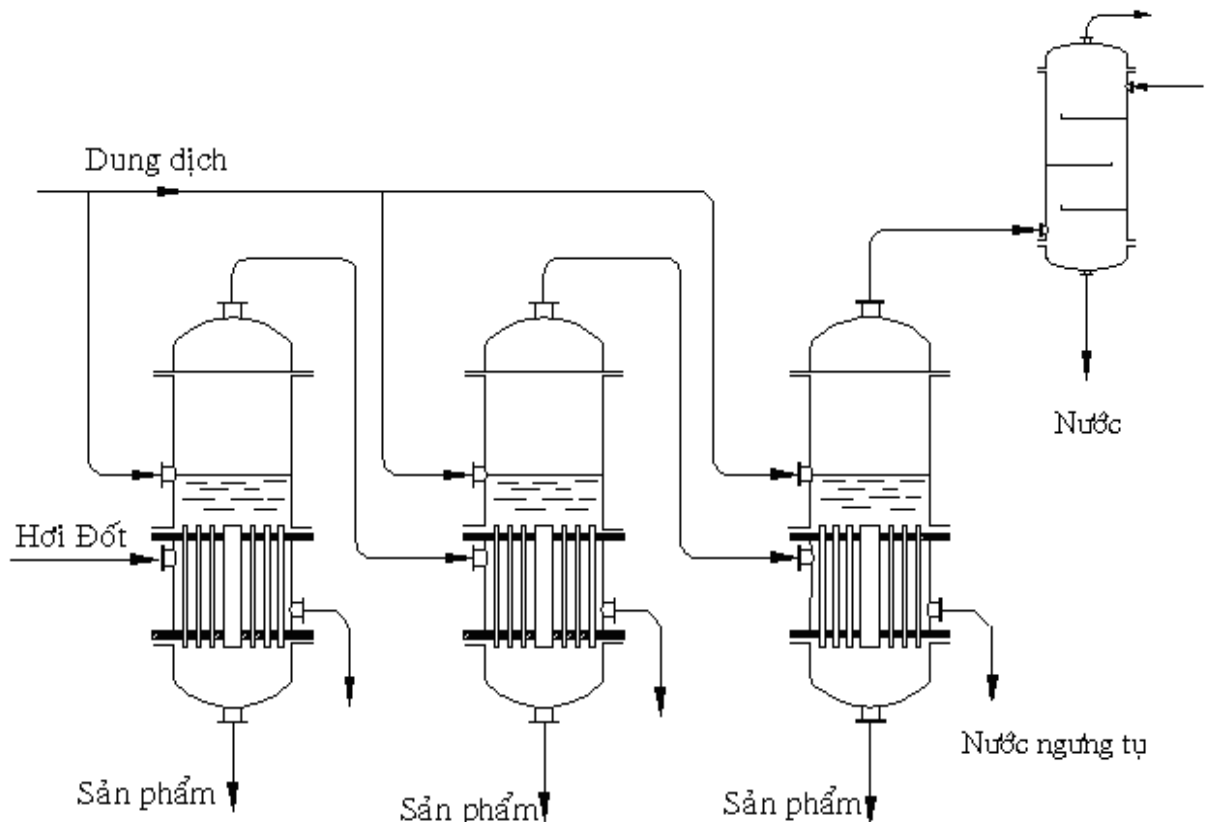
cao được vào nồi đầu tiên để đun sôi dung dịch. Để tiếp kiệm năng lượng ta cũng lấy hơi thứ bay lên ở nồi 1 làm làm hơi đốt cho nồi 2 và hơi thứ bay lên ở nồi 2 đưa sang làm hơi đốt cho nồi 3 và hơi thứ bay lên ở nồi cuối cùng được đưa sang thiết bị ngưng tụ bazômét. Vì áp suất nồi trước lớn hơn nồi sau, do đó dung dịch không tự chảy từ nồi cuối đến nồi đầu được mà ta phải dùng bơm đưa dung dịch từ nồi cuối về nồi đầu. Nồng độ dung dịch tăng dần từ nồi cuối về nồi đầu, và dung dịch được lấy ra ở nồi đầu có nồng độ cao nhất làm sản phẩm. Với hệ thống cô đặc ngược chiều thì nhiệt độ dung dịch trong các nồi giảm dần từ nồi đầu tới nồi cuối, còn nồng độ dung dịch lại tăng dần từ nồi cuối đến nồi đầu, do đó độ nhớt dung dịch thay đổi không đáng kể, kết quả hệ số truyền nhiệt trong các nồi hầu như không đổi.

*Ưu điểm: Cô đặc được dung dịch có độ nhớt lớn tới nồng độ cuối cao, và nồi cuối lượng nước bay hơi nhỏ do đó lượng nước sử dụng cho thiết bị ngưng tụ barômét nhỏ hơn.

*Nhược điểm:Tốn nhiều năng lượng để vận chuyển chất lỏng đi từ nồi cuối đến nồi đầu.

8.3.3. Sơ đồ hệ thống cô đặc nhiều nồi song song

Sơ đồ cấu tạo hệ thống cô đặc nhiều nồi song song trên (hình 8-5) gồm nhiều nồi cô đặc loại tuần hoàn trung tâm ghép nối tiếp nhau.



Hình 8-5
Cô đặc nhiều nồi song song

Nguyên tắc làm việc; dung dịch đầu được đưa vào ở tất cả các nồi, còn hơi đốt từ nồi hơi có nhiệt độ cao được vào nồi đầu tiên để đun sôi dung dịch, để tiếp kiệm năng lượng ta cũng lấy hơi thứ bay lên ở nồi trước làm hơi đốt cho nồi sau, và hơi thứ bay lên ở nồi cuối cùng được đưa sang thiết bị ngưng tụ bazô mét, còn dung dịch cũng được lấy ra đồng thời ở tất cả các nồi làm sản phẩm. Hệ thống cô đặc nhiều nồi song song chỉ dùng khi chênh lệch nồng độ của dung dịch trước và sau khi cô đặc không cao lắm, hoặc khi dung dịch cô đặc kết tinh, vì khi dung dịch cô đặc có kết tinh thì dung dịch di chuyển từ nồi này sang nồi kia dễ bị tắc ống.

8.3.4. Tính toán cô đặc nhiều nồi.

a. Cân bằng vật chất.

Đối với toàn hệ thống cô đặc vẫn có thể sử dụng các công thức (8-1), (8-2), (8-3), (8-4) của quá trình cô đặc một nồi ta có:

$$W = G_d \left(1 - \frac{x_d}{x_c} \right) \quad (8-8)$$

$$x_c = G_d \frac{x_d}{G_d - W} \quad (8-9)$$

x_d, x_c – nồng độ dung dịch vào nồi đầu và nồng độ dung dịch ra khỏi nồi cuối % khối lượng;

Lượng nước bốc hơi bay lên của cả hệ thống cô đặc bằng tổng lượng nước bốc hơi của cả các nồi và được tính theo công thức sau.

$$W = W_1 + W_2 + \dots + W_n \quad (8-10)$$

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 được tính theo công thức sau:

- đối với nồi 1; $x_1 = G_d \left(1 - \frac{x_d}{G_d - W_1} \right) \quad (8-11)$

- đối với nồi 2: $x_2 = G_d \left(1 - \frac{x_d}{G_d - W_1 - W_2} \right) \quad (8-12)$

- Đối với nồi thứ n: $x_n = G_d \left(1 - \frac{x_d}{G_d - W_1 - W_2 - \dots - W_n} \right) \quad (8-13)$

b. Cân bằng nhiệt lượng

Dạng chung của phương trình cân bằng nhiệt lượng trong hệ thống cô đặc nhiều nồi như sau:

Nhiệt lượng vào:

- do hơi đốt vào nồi đầu: $Q_D = D_1 i_1 \quad [W]$

- do dung dịch đi vào nồi đầu: $G_d C_d t_d \quad [W]$

- tổng nhiệt lượng vào nồi 1 là: $Q_1 = D_1 i_1 + G_d C_d t_d \quad [W]$

Nhiệt tiêu hao:

- do hơi phụ: $Q_2 = E_1 \cdot i_1 + E_2 \cdot i_2 + \dots + E_{n-1} \cdot i_{n-1} + W_n \cdot i_n \quad [W]$

- do nước ngưng tụ: $Q_3 = D_1 C_{t1} + D_2 C_{t2} + \dots + D_n C_{tn} \quad [W]$

- do dung dịch cuối mang ra: $Q_4 = G_c C_c t_c, \quad [W]$

- do nhiệt tổn thất ra môi trường: $Q_5 \quad [W]$

Phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

Trong đó: E – là lượng hơi thứ bay lên ở mỗi nồi [kg/s]

W_n - lượng hơi thứ bay lên ở nồi cuối cùng và vào thiết bị ngưng tụ [kg/s]

I – hàm nhiệt của hơi đốt [J/kg]

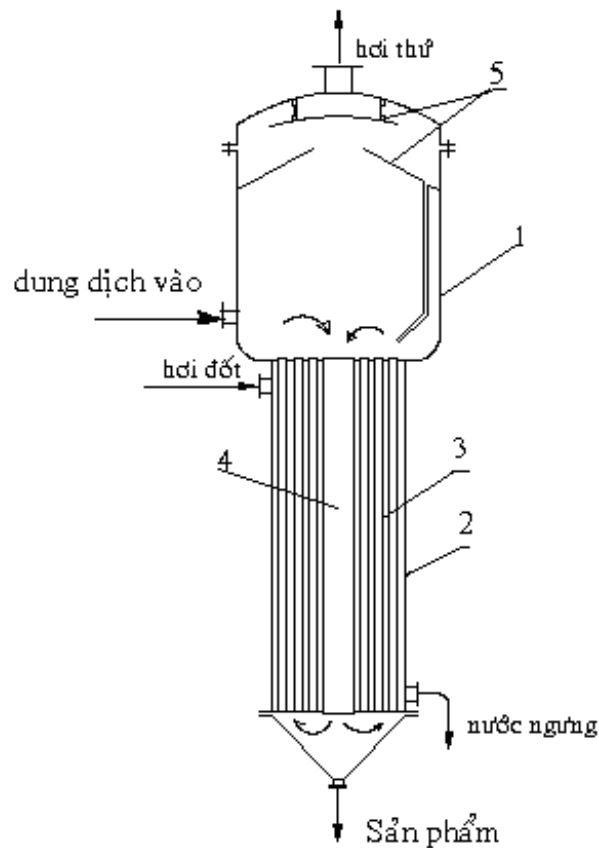
i – hàm nhiệt của hơi thứ bay lên ở mỗi nồi [J/kg]

Các đại lượng khác xem ở phần cô đặc một nồi

8.4.Cấu tạo các thiết bị cô đặc một nồi

8.4.1.Thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn trung tâm

Cấu tạo: Thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn trung tâm gồm phần trên là phòng bốc 1 phần dưới của thiết bị là phòng đốt 2 có cấu tạo tương tự như thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm, trong phòng đốt gồm có các ống truyền nhiệt 3 và ống tuần hoàn trung tâm 4 có đường kính lớn hơn từ 7 đến 10 lần ống truyền nhiệt, trong phòng bốc có bộ phận tách giọt 5 có tác dụng tách giọt chất lỏng do hơi thứ cuốn theo.



Hình 8-6

Thiết bị cô đặc ống tuần hoàn ở tâm

1. Phòng bốc, 2. phòng đốt, 3. ống truyền nhiệt
4. ống tuần hoàn.

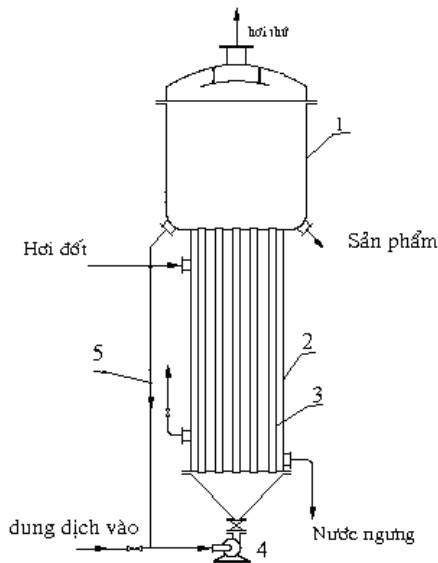
Nguyên lý làm việc: Dung dịch được đưa vào đáy phòng bốc rồi chảy trong các ống truyền nhiệt và ống trung tâm, còn hơi đốt được đưa vào phòng đốt đi ở khoảng giữa các ống và vỏ, do đó dung dịch được đun sôi tạo thành

hỗn hợp lỏng hơi trong ống truyền nhiệt và làm khối lượng riêng của dung dịch sẽ giảm đi và chuyển động từ dưới lên 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 nhiệt độ dung dịch nhỏ hơn so với dung dịch trong ống truyền nhiệt và lượng hơi tạo ra ít hơn vì vậy khối lượng riêng của hỗn hợp hơi lỏng ở đây lớn hơn trong ống truyền nhiệt do đó chất lỏng sẽ di chuyển từ trên xuống dưới rồi đi vào ống truyền nhiệt lên trên và trở lại ống tuần hoàn tạo lên dòng tuần hoàn tự nhiên. Tại bề mặt thoáng của dung dịch ở phòng bốc hơi thứ tách ra khỏi dung dịch bay lên qua bộ phận tách giọt sang thiết bị ngưng tụ bazômet. Bộ phận tách giọt có tác dụng giữ lại những giọt chất lỏng do hơi thứ cuốn theo và chảy trở về đáy phòng bốc, còn dung dịch có nồng độ tăng dần tới nồng độ yêu cầu được lấy ra một phần ở đáy thiết bị làm sản phẩm, đồng thời liên tục bổ xung thêm một lượng dung dịch mới vào thiết bị (trong trường hợp thiết bị làm việc liên tục). Còn với quá trình làm việc gián đoạn thì dung dịch được đưa vào thiết bị gián đoạn, và sản phẩm cũng được lấy ra gián đoạn. Tốc độ tuần hoàn càng lớn thì hệ số cấp nhiệt phía dung dịch càng tăng và quá trình đóng cặn trên bề mặt cũng giảm. Tốc độ tuần hoàn loại này thường không quá 1,5 m/s.

*Ưu điểm: Cấu tạo đơn giản dễ sửa chữa và làm sạch,

*Nhược điểm: Năng suất thấp, và tốc độ tuần hoàn giảm vì ống tuần hoàn cũng bị đốt nóng.

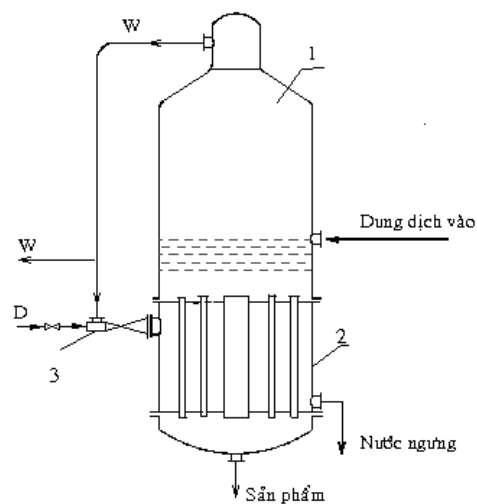
8.4.2. Thiết bị cô đặc tuần hoàn cưỡng bức



Hình 8-7

Thiết bị cô đặc tuần hoàn cưỡng bức

1. phòng bốc, 2. phòng đốt, 3. ống truyền nhiệt
4. bơm, 5. ống tuần hoàn ngoài



Hình 8-8

Thiết bị cô đặc có bơm nhiệt

1. phòng bốc, 2. phòng đốt,
3. bơm tuye

Cấu tạo: Thiết bị cô đặc tuần hoàn cưỡng bức hình (8-7) gồm phòng bốc 1 và trong phòng bốc có bộ phận tách giọt, phía dưới phòng đốt 2, trong phòng đốt có các ống truyền nhiệt 3, bên ngoài thiết bị có ống tuần hoàn ngoài 5, và bơm tuần hoàn 4.

Nguyên tắc làm việc: Dung dịch được bơm đưa vào phòng đốt liên tục và đi trong các ống trao đổi nhiệt từ dưới lên phòng bốc, còn hơi đốt được đưa vào phòng đốt ở khoảng giữa các ống truyền nhiệt với vỏ thiết bị. Dung dịch được đun sôi trong ống truyền nhiệt với cường độ sôi cao và lên phòng bốc. Tại bề mặt thoáng dung dịch ở phòng bốc, dung môi tách ra bay lên và đi qua bộ phận tách giọt rồi sang thiết bị ngưng tụ bazômet, còn dung dịch trở lên đậm đặc hơn trở về ống tuần hoàn ngoài trộn lẫn với dung dịch đầu tiếp tục được bơm đưa vào phòng đốt. Khi dung dịch đạt nồng độ yêu cầu thì ta luôn luôn lấy một phần dung dịch ra ở đáy phòng bốc ra làm sản phẩm. Tốc độ dung dịch trong ống truyền nhiệt khoảng từ 1,5 đến 3,5 m/s do đó hệ số cấp nhiệt lớn hơn tuần hoàn tự nhiên từ 3 đến 4 lần và có thể làm việc trong điều kiện nhiệt độ hữu ích nhỏ từ 3 đến 5 độ vì cường độ tuần hoàn chỉ phụ thuộc vào năng suất của bơm.

*Ưu điểm: Năng suất cao cô đặc được những dung dịch có độ nhớt lớn mà tuần hoàn tự nhiên khó thực hiện.

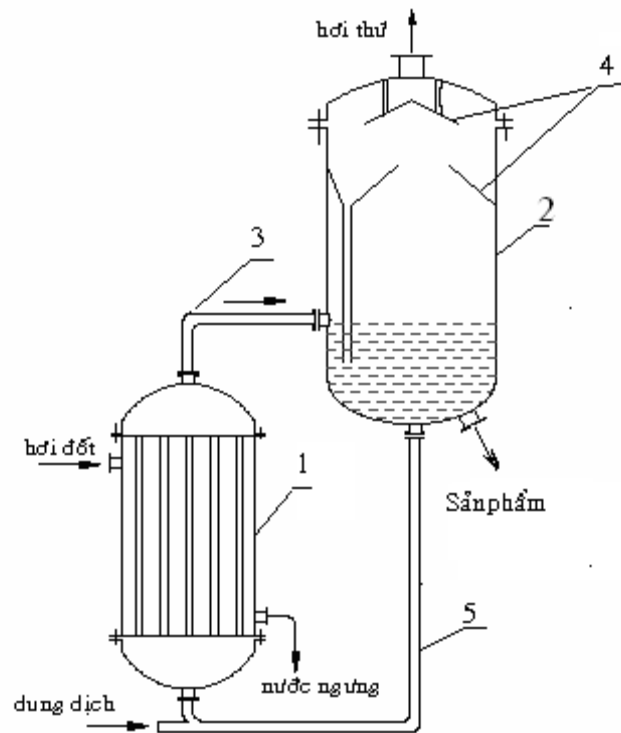
*Nhược điểm: Tốn nhiều năng lượng cung cấp cho bơm.

8.4.4. Thiết bị cô đặc có phòng đốt ngoài

a. Thiết bị cô đặc có phòng đốt ngoài kiểu đứng

Cấu tạo: thiết bị cô đặc có buồng đốt ngoài kiểu đứng hình (8-9) gồm phòng đốt 1 và phòng bốc 2. phòng đốt là thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm, nhưng các ống truyền nhiệt có thể dài tới 7 mét, còn trong phòng bốc có bộ phận tách giọt 4 và nối giữa hai phòng đốt và phòng đốt có ống dẫn 3 và ống tuần hoàn 5.

Nguyên tắc làm việc: Dung dịch được đưa vào phòng đốt 1 liên tục và đi trong các ống truyền nhiệt, còn hơi đốt được đi vào trong phòng đốt và đi ở khoảng giữa ống truyền nhiệt với vỏ thiết bị để đun sôi dung dịch. Dung dịch tạo thành hỗn hợp hơi lỏng đi qua ống 3 vào phòng bốc hơi 2, ở đây hơi thứ tách ra đi lên phía trên, còn dung dịch đi theo ống tuần hoàn 5 trộn lẫn với dung dịch mới đi vào phòng đốt. Khi nồng độ dung dịch đạt yêu cầu được trích một phần ra ở đáy phòng bốc làm sản phẩm, đồng thời liên tục bổ xung dung dịch mới vào thiết bị. Do chiều dài ống truyền nhiệt lớn nên cường độ tuần hoàn lớn và cường độ bốc hơi lớn.



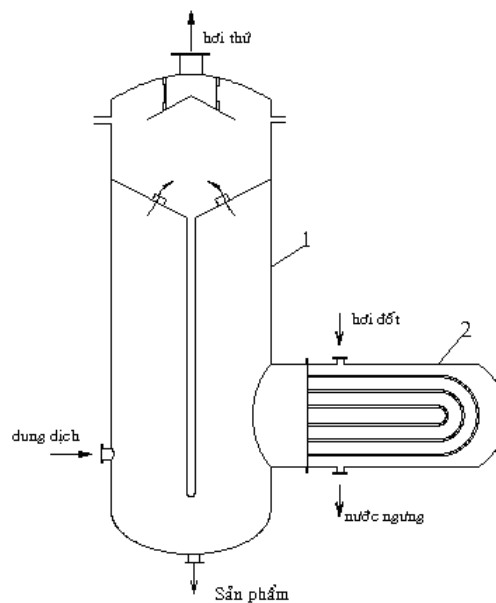
Hình 8-9

1. Phòng đốt, 2. phòng bốc, 3. ống dẫn
4. bộ phận tách bọt, 5. ống tuần hoàn ngoài

*Ưu điểm: năng suất cao,

*Nhược điểm: Cồng kềnh, tốn nhiều vật liệu chế tạo.

b. Thiết bị cô đặc có phòng đốt ngoài nằm ngang



Hình 8-10

Thiết bị cô đặc phòng đốt ngoài nằm ngang
1. phòng bốc hơi, 2. phòng đốt

Cấu tạo: Thiết bị cô đặc có buồng đốt ngoài nằm ngang hình (8-10) gồm phòng đốt 1 là thiết bị truyền nhiệt ống chữ U và phòng bốc 2, trong phòng bốc có bộ phận tách giọt.

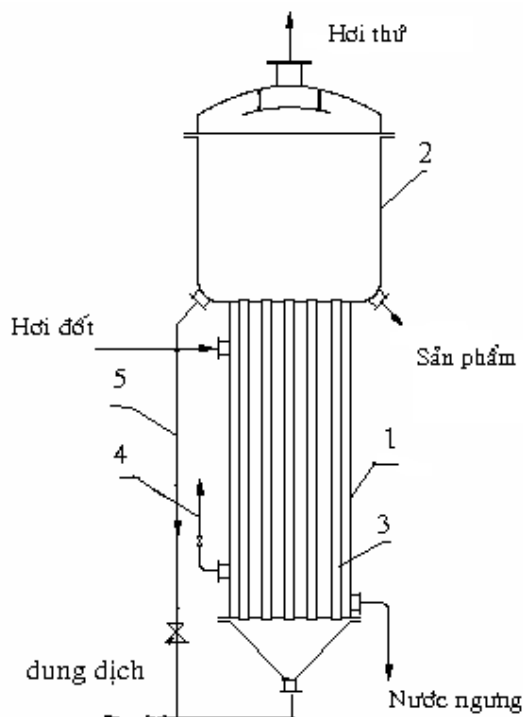
Nguyên lý làm việc: Dung dịch được đưa vào thiết bị và đi vào ống truyền nhiệt chữ u từ trái sang phải ở nhánh dưới lên nhánh trên rồi lại chảy về phòng bốc ở trạng thái sôi, dung môi tách ra khỏi dung dịch bay lên qua bộ phận tách giọt và ra ngoài, còn nồng độ dung dịch tăng dần tới nồng độ yêu cầu. sau đó tháo phần dung dịch ra làm sản phẩm và tiếp tục cho dung dịch mới vào thực hiện một mẻ mới.

*Ưu điểm: Phòng bốc có thể tách ra khỏi phòng đốt dễ dàng để làm sạch và sửa chữa.

*Nhược điểm: Công kênh, cấu tạo phức tạp làm việc gián đoạn, năng suất thấp..

8.4.6. Thiết bị cô đặc loại màng

Cấu tạo: thiết bị cô đặc loại màng có cấu tạo tương tự thiết bị cô đặc cưỡng bức, nhưng với các ống trao đổi nhiệt cao từ 6 đến 9 mét.



Hình 8-11

Thiết bị cô đặc loại màng

1. phòng đốt, 2. phòng bốc, 3. ống truyền nhiệt
4. van xả khí không ngưng, 5. ống tuần hoàn ngoài

Nguyên tắc làm việc: Dung dịch được đưa từ đáy phòng đốt vào trong các ống trao đổi nhiệt với mức chất lỏng chiếm khoảng từ 1/4 đến 1/5 chiều

cao của ống truyền nhiệt. Hơi đốt đi vào phòng đốt ở khoảng giữa các ống truyền nhiệt với vỏ thiết bị, dung dịch được đun sôi với cường độ lớn và hơi thứ tách ra ngay trên bề mặt thoáng của dung dịch ở trong ống truyền nhiệt và hơi chiếm hầu hết tiết diện của ống và chuyển động từ dưới lên với vận tốc rất lớn khoảng 20 m/s kéo theo màng chất lỏng ở bề mặt ống cùng đi lên, và màng chất lỏng đi từ dưới lên tiếp tục bay hơi làm nồng độ dung dịch tăng lên dần đến miệng ống là đạt nồng độ cần thiết, hơi thứ đi lên đỉnh tháp qua bộ phận tách giọt sang thiết bị ngưng tụ bazômet, còn dung dịch chảy xuống ống tuần hoàn ngoài và một phần được lấy ra làm sản phẩm, một phần về trộn lẫn với dung dịch đầu tiếp tục đi vào phòng đốt. Hoặc có thể tháo hoàn toàn dung dịch đậm đặc làm sản phẩm khi chênh lệch giữa nồng độ đầu và cuối yêu cầu không lớn. Thiết bị này có hệ số truyền nhiệt lớn khi mức chất lỏng thích hợp, nếu mức chất lỏng quá cao thì hệ số truyền nhiệt giảm vì tốc độ chất lỏng giảm, ngược lại nếu mức chất lỏng quá thấp thì phía trên sẽ bị khô, khi đó quá trình cấp nhiệt ở phía trong ống nghĩa là quá trình cấp nhiệt từ thành ống tới hơi chứ không phải lỏng do đó hiệu quả truyền nhiệt giảm đi nhanh chóng.

*Ưu điểm: áp suất thủy tĩnh nhỏ do đó tổn thất thủy tĩnh ít.

*Nhược điểm: Khó làm sạch vì ống dài, khó điều chỉnh khi áp suất hơi đốt và mực chất lỏng thay đổi, không cô đặc được dung dịch có độ nhớt lớn và dung dịch kết tinh.

MỘT SỐ VÍ DỤ VỀ CÔ ĐẶC

Bài tập 8-1: Cần làm bốc hơi bao nhiêu nước khối 1500 kg dung dịch KCl để nâng nồng độ của nó từ 8% lên 30% khối lượng.

Giải:

Mà $G_d = 1500$ kg/h

$X_d = 8\%$ khối lượng

$X_c = 30$ khối lượng

Áp dụng công thức cân bằng vật liệu của thiết bị cô đặc ta có:

$$W = G_d \left(1 - \frac{x_c}{x_d}\right) = 1500 \left(1 - \frac{0,08}{0,3}\right) = 1100 \text{ [kg]}$$

Bài tập 8-2: Cần làm bốc hơi bao nhiêu nước từ 1 m³ dung dịch NaOH có khối lượng riêng 1560 kg/m³ nồng độ 65,% khối lượng để có khối lượng riêng 1840 kg/m³ (98,% khối lượng) ? và thể tích của dung dịch sau khi cô đặc là bao nhiêu.

Giải:

$G_d = 1560$ kg

$X_d = 65\%$ khối lượng

$X_c = 98\%$ khối lượng

Áp dụng công thức cân bằng vật liệu của thiết bị cô đặc ta có:

$$W = G_d \left(1 - \frac{x_c}{x_d}\right) = 1560 \left(1 - \frac{0,65}{0,98}\right) = 525,3 \text{ [kg]}$$

Vậy khối lượng dung dịch sau khi cô đặc là

$$G_c = G_d - W = 1560 - 525,3 = 1034,7 \text{ [kg]}$$

$$\text{Mà } \rho = \frac{m}{V} \Rightarrow V = \frac{m}{\rho} = \frac{1034,7}{1840} = 0,5623 \text{ [m}^3\text{]}$$

BÀI TẬP VỀ CÔ ĐẶC

Phần trắc nghiệm

Câu 1. Quá trình cô đặc là gì?

- a. Là quá trình đun sôi dung dịch làm bay hơi một phần dung môi, thu được dung dịch đậm đặc hơn
- b. Là quá trình đun sôi dung dịch làm bay hơi toàn bộ dung môi, thu được dung dịch đậm đặc hơn
- c. Là quá trình đun sôi dung dịch làm bay hơi toàn bộ dung môi, thu chất tan
- d. Là quá trình đun sôi dung dịch làm bay hơi một phần dung môi, thu được dung dịch loãng hơn

Câu 2. Khi nào quá trình cô đặc được gọi là gián đoạn ?

- a. Dung dịch được cho vào một lần rồi cô đặc đến nồng độ yêu cầu
- b. Dung dịch được cho vào nhiều lần rồi cô đặc đến nồng độ yêu cầu
- c. Dung dịch được cho vào liên tục rồi cô đặc đến nồng độ yêu cầu
- d. Dung dịch được cho vào liên tục nhiều lần rồi cô đặc đến nồng độ yêu cầu

Câu 3. Tại sao quá trình cô đặc thường tiến hành ở điều kiện chân không?

- a. Tăng nhiệt độ sôi của dung dịch, giảm chi phí hơi đốt
- b. Tăng nhiệt độ sôi của dung dịch, giảm bề mặt truyền nhiệt
- c. Tăng hiệu số nhiệt độ giữa hơi đốt và dung dịch, tăng bề mặt trao đổi nhiệt
- d. Tăng hiệu số nhiệt độ giữa hơi đốt và dung dịch, giảm bề mặt trao đổi nhiệt

Câu 4. Trong cô đặc liên tục, dung dịch cho vào nồi thường ở điều kiện nào?

- a. Nhiệt độ thường
- b. Nhiệt độ sôi
- c. Nhiệt độ cao
- d. Nhiệt độ thấp

Câu 5. Cấu tạo của một nồi cô đặc về cơ bản gồm những bộ phận nào?

- a. Buồng đốt, buồng bốc, bộ phận tách giọt trong buồng bốc
- b. Buồng đốt, buồng bốc, bộ phận tách giọt trong buồng đốt

c. Buồng bốc, bộ phận tách giọt trong buồng bốc

d. Buồng đốt, bộ phận tách giọt trong buồng đốt

Câu 6. Dung dịch khí vào nồi được gia nhiệt tại bộ phận nào?

a. Buồng bốc

b. Buồng đốt

c. Cả buồng đốt và buồng bốc

d. Bộ phận tách giọt

Câu 7. Hơi thứ bay lên trong quá trình cô đặc là hơi của thành phần nào trong dung dịch?

a. Hơi đốt

b. Hơi chất tan

c. Hơi dung môi

d. Hơi đốt và hơi dung môi

Câu 8. Trong hệ thống thiết bị cô đặc, hơi ngưng tụ tại thiết bị Baromet là:

a. Hơi đốt

b. Hơi thứ

c. Hơi chất tan

d. Hơi đốt và hơi thứ

Câu 9. Đặc điểm của quá trình cô đặc nhiều nồi là gì?

a. Hơi thứ được sử dụng làm hơi đốt cho các nồi sau

b. Hơi chất tan được sử dụng làm hơi đốt cho các nồi sau

c. Hơi đốt được sử dụng làm hơi thứ cho các nồi sau

d. Hơi chất tan được sử dụng làm hơi thứ cho các nồi sau

Câu 10. Trong cô đặc nhiều nồi xuôi chiều dung dịch và hơi đốt phân bố như thế nào?

a. Dung dịch được cho vào nồi đầu tiên, hơi đốt cho vào nồi cuối

b. Dung dịch được cho vào nồi cuối, hơi đốt cho vào nồi đầu tiên

c. Dung dịch và hơi đốt đều cho vào nồi đầu tiên

d. Dung dịch và hơi đốt đều cho vào nồi cuối

Câu 11. Trong cô đặc nhiều nồi ngược chiều dung dịch và hơi đốt phân bố như thế nào?

a. Dung dịch được cho vào nồi đầu tiên, hơi đốt cho vào nồi cuối

b. Dung dịch được cho vào nồi cuối, hơi đốt cho vào nồi đầu tiên

c. Dung dịch và hơi đốt đều cho vào nồi đầu tiên

d. Dung dịch và hơi đốt đều cho vào nồi cuối

Câu 12. Trong quá trình cô đặc nhiều nồi xuôi chiều, dung dịch sẽ di chuyển sang các nồi thế nào?

a. Tự chảy do áp suất giảm dần từ nồi đầu đến nồi cuối.

b. Dùng bơm vận chuyển do áp suất giảm dần từ nồi đầu đến nồi cuối.

c. Tự chảy do áp suất tăng dần từ nồi đầu đến nồi cuối.

d. Dùng bơm vận chuyển do áp suất tăng dần từ nồi đầu đến nồi cuối.

Câu 13. Trong quá trình cô đặc nhiều nồi ngược chiều, dung dịch sẽ di chuyển sang các nồi thế nào?

- a. Tự chảy do áp suất giảm dần từ nòi đầu đến nòi cuối.
- b. Dùng bơm vận chuyển do áp suất giảm dần từ nòi đầu đến nòi cuối.
- c. Tự chảy do áp suất tăng dần từ nòi đầu đến nòi cuối.
- d. Dùng bơm vận chuyển do áp suất tăng dần từ nòi đầu đến nòi cuối.

Câu 14. Trong quá trình cô đặc nhiều nòi xuôi chiều, hệ số truyền nhiệt thay đổi như thế nào?

- a. Giảm dần do độ nhớt của dung dịch giảm
- b. Giảm dần do độ nhớt của dung dịch tăng
- c. Tăng dần do độ nhớt của dung dịch giảm
- d. Tăng dần do độ nhớt của dung dịch tăng

Câu 15. Trong quá trình cô đặc nhiều nòi ngược chiều, hệ số truyền nhiệt thay đổi như thế nào?

- a. Giảm dần do độ nhớt của dung dịch thay đổi không đáng kể
- b. Giảm dần do độ nhớt của dung dịch tăng
- c. Không đổi do độ nhớt của dung dịch thay đổi không đáng kể
- d. Tăng dần do độ nhớt của dung dịch thay đổi không đáng kể

Câu 16. So với quá trình cô đặc nhiều nòi ngược chiều, thì xuôi chiều có đặc điểm gì?

- a. Lượng nước tưới ở thiết bị ngưng tụ nhiều hơn, tốn nhiều năng lượng vận chuyển dung dịch hơn
- b. Lượng nước tưới ở thiết bị ngưng tụ ít hơn, tốn nhiều năng lượng vận chuyển dung dịch hơn
- c. Lượng nước tưới ở thiết bị ngưng tụ nhiều hơn, ít tốn năng lượng vận chuyển dung dịch hơn
- d. Lượng nước tưới ở thiết bị ngưng tụ ít hơn, ít tốn năng lượng vận chuyển dung dịch hơn

Câu 17. Đối với dung dịch có độ nhớt lớn cần cô đặc đến nồng độ cao ta chọn phương pháp cô đặc nào?

- a. Cô đặc một nòi
- b. Cô đặc nhiều nòi
- c. Cô đặc nhiều nòi xuôi chiều
- d. Cô đặc nhiều nòi ngược chiều

Phân Bài tập

Bài tập 8-1: Nồng độ ban đầu của dung dịch NaOH là 80 g trong 1 lít dung dịch. Khối lượng riêng của dung dịch là 1010 kg/m^3 , dung dịch sau khi cô đặc là $1,555 \text{ g/cm}^3$, tương ứng với nồng độ dung dịch là 840 g/l.

Hãy xác định lượng nước đã bốc hơi trên 1 tấn dung dịch ban đầu.

Bài tập 8-2: Tính nồng độ cuối của dung dịch đường (theo % khối lượng) nếu thu được 1500 kg nước từ 2700 kg dung dịch ở nồng độ 12 % khối lượng bằng bốc hơi.

Bài tập 8-3: Một thiết bị bốc hơi làm việc ở áp suất khí quyển để cô đặc dung dịch CaCl_2 từ 10% lên 48% khối lượng. Năng suất theo nhập liệu của thiết bị là 1500 kg/h. dòng nhập liệu có nhiệt độ đầu là 20°C và sản phẩm ra có nhiệt độ 110°C , nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch bằng 107°C . Nhiệt dung riêng của dung dịch coi như không đổi và bằng $0,8 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$. Hơi đốt là hơi nước bão hòa ở áp suất tuyệt đối ở 3 kg/cm^2 , nhiệt độ của hơi đốt là $132,8^\circ\text{C}$, ẩn nhiệt ngưng tụ là $518,1 \text{ J/kg}$, và hàm nhiệt của hơi thứ là 639 J/kg . Biết diện tích bề mặt truyền nhiệt của thiết bị là 52m^2 . Tính:

- Tính lượng hơi thứ bốc hơi.
- Tính chi phí hơi đốt.
- Tính hệ số truyền nhiệt

BÀI THÍ NGHIỆM CÔ ĐẶC

Mục đích thí nghiệm

- Làm quen với thiết bị cô đặc, các dụng cụ đo áp suất và nhiệt độ.
- Xác định nồng độ dung dịch trước và sau khi cô đặc.

Lý thuyết

Quá trình cô đặc là làm bay hơi một phần dung môi trong dung dịch, Cân bằng vật chất ta có:

- Cân bằng vật liệu.

Gọi: G_d, G_c – lượng dung dịch lúc đầu và lúc cuối (kg/s);

W - lượng hơi thứ tách ra (kg/s);

x_d, x_c – nồng độ đầu và cuối, % khối lượng;

Trong quá trình bốc hơi coi chất hoà tan không bị mất mát theo hơi thứ, khi đó phương trình cân bằng vật liệu trong thiết bị cô đặc (cho cả quá trình liên tục và gián đoạn) như sau:

$$G_d = G_c + W \quad (1)$$

Đối với chất hoà tan:

$$G_d x_d = G_c x_c \quad (2)$$

Từ hai phương trình trên ta rút ra:

$$W = G_d \left(1 - \frac{x_d}{x_c} \right) \quad (3)$$

$$x_c = G_d \frac{X_d}{G_d - W} \quad (4)$$

Thiết bị thí nghiệm

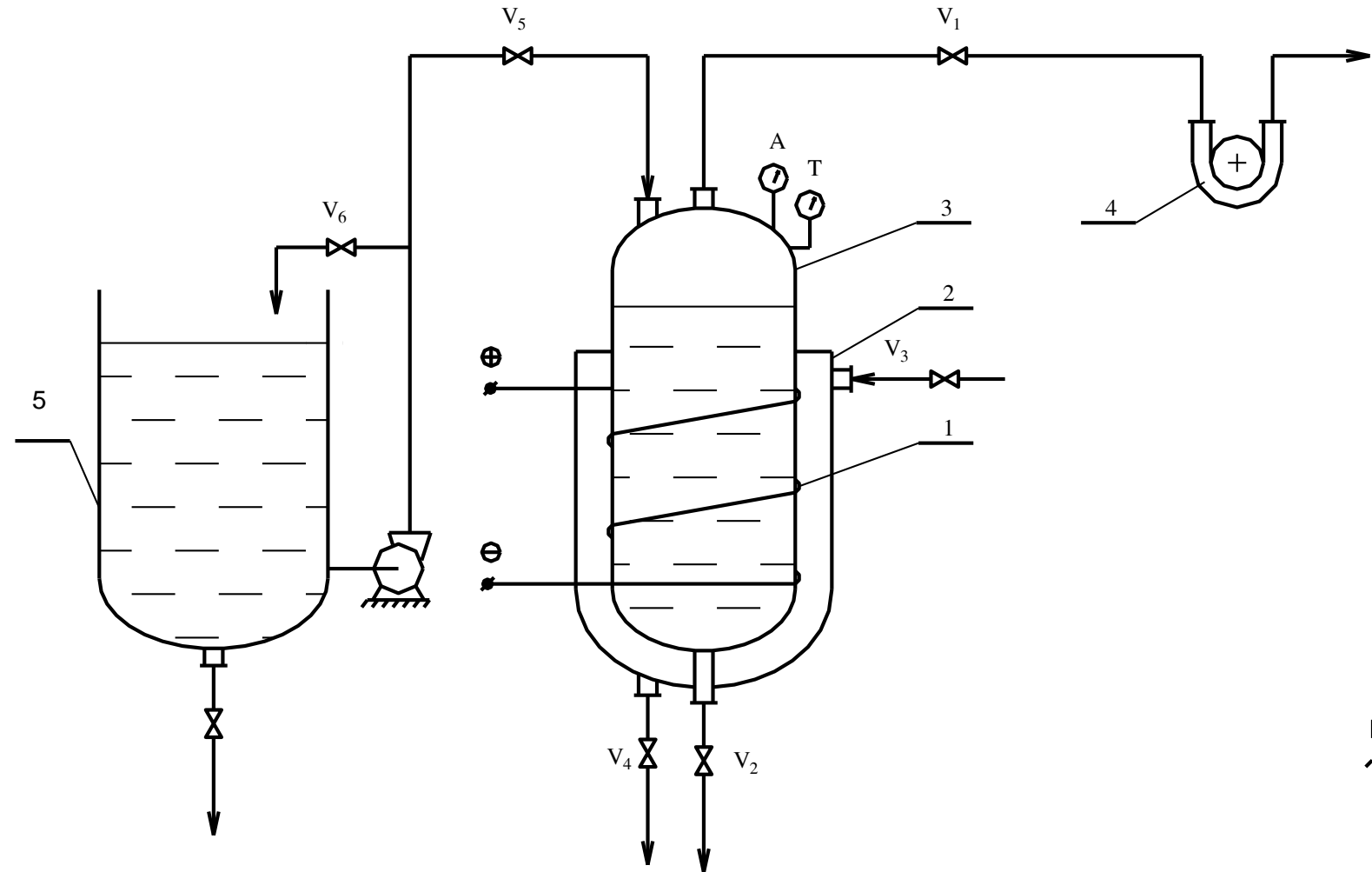
-Thiết bị thí nghiệm gồm có:

- Thiết bị cô đặc chế tạo có dạng kiểu vỏ bọc ngoài.
- Đường kính ngoài thiết bị ngoài khoảng 600 mm.
- Đường kính ngoài thiết bị trong khoảng 400 mm.
- Chiều cao vỏ bọc ngoài khoảng 600 mm.
- Chiều cao vỏ trong khoảng 1000 mm.
- Một bơm chân không vòng chất lỏng.
- Một điện trở cuộn quanh vỏ trong có công suất 6000 W.
- Giữa vỏ trong và vỏ ngoài có chứa dầu nhớt.
- Một đồng hồ đo áp suất A.
- Một đồng hồ đo nhiệt độ T.

SƠ ĐỒ BÀI THÍ NGHIỆM CÔ ĐẶC

GHI CHÚ:

- 1- Điện trở đốt nóng
- 2- Vỏ bọc ngoài
- 3- Vỏ trong
- 4- Bơm chân không
- 5- Thùng chứa dung dịch
- A- Đồng hồ áp kế
- T- Đồng hồ đo nhiệt độ
- V- Van



Trình tự thí nghiệm

Kiểm tra toàn bộ các thiết bị, kiểm tra dầu đun nóng trong khoảng giữa hai vỏ. bật công tắc điện trở đun nóng. Đồng thời pha dung dịch Na_2SO_4 trong thùng 5 với nồng độ 10% (khối lượng ở cả 3 thí nghiệm) rồi dùng bơm đưa dung dịch vào thiết bị 3 ở mức 3/4 chiều cao của thiết bị trong.

Thí nghiệm 1: Cho dung dịch vào 3/4 chiều cao thiết bị, rồi bật công tắc điện trở và đóng điện cho bơm chân không làm việc. Sau đó đóng van v_5 , điều chỉnh độ mở của van v_1 trên đường ống hút của bơm chân không để điều chỉnh độ chân không trong thiết bị cô đặc ở các mức 0.4 at quan sát trên đồng hồ đo áp kế (A). Khi dung dịch sôi ta đọc nhiệt độ trên đồ hồ đo nhiệt độ (T) của pha hơi trong phòng bốc và bắt đầu tính thời gian cô đặc khoảng 30 phút kể từ khi dung dịch bắt đầu sôi. Kết thúc ta tắt công tắc điện trở và bơm chân không. Tháo dung dịch qua van đáy v_2 rồi đo nồng độ dung dịch sau khi cô đặc.

Thí nghiệm 2: Cho dung dịch vào 3/4 chiều cao thiết bị, rồi bật công tắc điện trở và đóng điện cho bơm chân không làm việc. Sau đó đóng van v_5 , điều chỉnh độ mở của van v_1 trên đường ống hút của bơm chân không để điều chỉnh độ chân không trong thiết bị cô đặc ở các mức 0.6 at và tiến hành tương tự thí nghiệm 1.

Thí nghiệm 3: Cho dung dịch vào 3/4 chiều cao thiết bị, rồi bật công tắc điện trở và đóng điện cho bơm chân không làm việc. Sau đó đóng van v_5 , điều chỉnh độ mở của van v_1 trên đường ống hút của bơm chân không để điều chỉnh độ chân không trong thiết bị cô đặc ở các mức 0.8at, và tiến hành tương tự thí nghiệm trên.

Kết quả thí nghiệm

Thí nghiệm	Áp suất phòng bốc (at)	Nhiệt độ phòng bốc $^{\circ}\text{C}$	Nồng độ dung dịch	
			Vào %KL	Ra %KL
1				
2				
2				

Trình tự tính toán

Tính lượng nước tách ra khỏi dung dịch theo công thức (3)

Bàn luận

Sau khi tính toán học viên tự đưa ra những nhận xét, đánh giá và bàn luận về kết quả thí nghiệm. Ý nghĩa của áp suất trong cô đặc ?

Nguyên nhân gây ra sai số trong bài thí nghiệm, ảnh hưởng của sai số đến kết quả tính toán và biện pháp khắc phục.

Đưa ra một vài ứng dụng mô hình thí nghiệm trong thực tế.

BÀI 9

KẾT TINH Mã bài: QTTB 9

Giới thiệu

Kết tinh là quá trình truyền khối dùng để tách chất rắn hòa tan ra khỏi dung dịch, và được ứng dụng trong các quá trình sản xuất hóa học và thực phẩm, như quá trình kết tinh đường, kết tinh muối và kết tinh các hợp chất vô cơ, hữu cơ...v.v.

Mục tiêu thực hiện

Học xong bài này học viên có khả năng:

- Mô tả cơ sở lý thuyết của quá trình kết tinh
- Thực hiện một thí nghiệm về kết tinh
- Tính cân bằng vật chất, nhiệt lượng trong các thiết bị kết tinh
- Tính thiết bị kết tinh.

Nội dung chính

9.1. Khái niệm về kết tinh

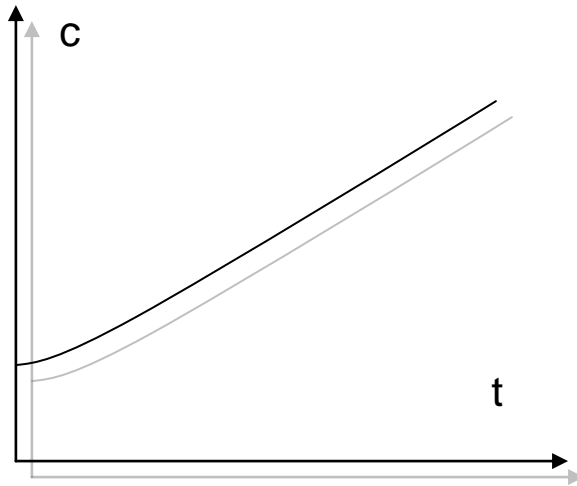
9.1.1. Định nghĩa

Kết tinh là quá trình truyền khối dùng để tách chất rắn hoà tan trong dung dịch, là một trong những phương pháp chủ yếu để thu được chất rắn ở dạng nguyên chất. Kết tinh các chất hoà tan trong dung dịch dựa vào độ hoà tan hạn chế của chất rắn. Dung dịch chứa lượng chất hoà tan lớn nhất ở một nhiệt độ nhất định gọi là dung dịch bão hoà. Dung dịch quá bão hoà không bền và chất hoà tan thừa sẽ được tách ra khỏi dung dịch. Nước còn lại sau khi tách tinh thể gọi là nước cái. Các tinh thể được tách ra khỏi nước cái bằng phương pháp lắng, lọc, ly tâm ...

Tùy theo điều kiện kết tinh mà vận tốc lớn lên của các mặt tinh thể đó khác nhau, do đó tinh thể giữ nguyên mạng lưới tinh thể và có hình dạng phẳng hay kéo dài. Tinh thể của một chất có thể có kích thước khác nhau. Mỗi một dạng tinh thể chỉ bền ở một khoảng áp suất và nhiệt độ nhất định. Sự biến dạng tinh thể kèm theo sự toả nhiệt hoặc thu nhiệt. Màu của tinh thể cũng thay đổi theo nhiệt độ.

9.1.2. Tính chất hoà tan của chất tan.

Độ hoà tan của một chất là lượng tối đa chất đó tan được trong một đơn vị dung môi ở một nhiệt độ nhất định. Độ hoà tan có thể tính bằng kg/m^3 , g/kg , phần khối lượng... Độ hoà tan của một chất phụ thuộc vào bản chất hoá học



Hình :9-1
Quan hệ giữa nồng độ bão hòa và nhiệt độ

của nó, tính chất và nhiệt độ dung môi. Đối với một số lớn chất độ hoà tan tăng khi nhiệt độ tăng nhưng cũng có trường hợp ngược lại là độ hoà tan tăng khi nhiệt độ giảm.

Để tiến hành quá trình kết tinh vấn đề quan trọng là tạo ra nồng độ quá bão hoà cần thiết của dung dịch và duy trì được nồng độ quá bão hoà trong suốt cả quá trình kết tinh. Để tạo thành dung dịch quá bão hoà bằng những phương pháp sau:

- Tách một phần dung môi ở nhiệt độ sôi (cô đặc) phương pháp

này sử dụng cho trường hợp các chất có độ hoà tan ít thay đổi theo nhiệt độ như một số chất, NaCl , Na_2SO_4 , $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$...

- Giảm nhiệt độ dung dịch, phương pháp này được sử dụng cho các chất có độ hoà tan thay đổi nhiều theo nhiệt độ, nghĩa là khi hạ nhiệt độ dung dịch thì độ hoà tan giảm nhanh như một số chất, $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, $\text{Na}_2\text{SO}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$, $(\text{NH}_2)_2\text{CO}$..)

Đối với một số dung dịch có thể kết tinh bằng cách làm giảm nhiệt độ dung dịch mà không làm bay hơi dung môi, cũng có thể làm bốc hơi dung môi mà không làm lạnh dung dịch, hoặc cả hai cách vừa làm bốc hơi vừa làm lạnh dung dịch. (như NaNO_3)

Độ hoà tan của các chất thường được xác định bằng thực nghiệm và được biểu diễn bằng đường cong phụ thuộc giữa độ hoà tan và nhiệt độ, Độ hoà tan của các chất ở nhiệt độ nhất định có giá trị thực tế nhưng cho đến nay không có công thức nào bảo đảm chính xác để tính toán mà tùy theo trường hợp cụ thể ta ứng dụng những số liệu thực nghiệm đã biết.

Để tính độ hoà tan của muối vô cơ không ngậm nước trong dung môi là nước ở một nhiệt độ bất kỳ ta có thể dùng hàm đơn trị của hàm số lý hoá nếu biết độ hoà tan của muối ấy ở hai nhiệt độ nào đó. Nội dung của quy tắc tính toán đó là: tỷ lệ của hiệu số nhiệt độ ($t - t'$) ứng với hai độ hoà tan (tính bằng mol) của một chất đã cho với hiệu số nhiệt độ của một chất tiêu chuẩn có cùng độ hoà tan là một đại lượng không đổi.

9.1.3. Sự tạo thành tinh thể

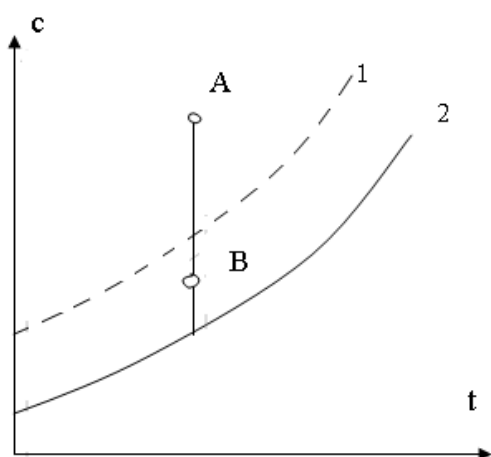
Sự tạo thành thể tích gồm hai giai đoạn: giai đoạn tạo mầm tinh thể và giai đoạn phát triển mầm tinh thể thành tinh thể hoàn chỉnh.

Theo một số tác giả thì mầm chỉ tạo thành khi dung dịch quá bão hoà một lượng chất hoà tan tối thiểu nào đó.

Ví dụ: trên hình 9-2, dung dịch chỉ tạo thành mầm khi nồng độ của chất hoà tan ứng với điểm A. Giữa đường bão hoà 1 và đường bão hoà 2 chỉ quá trình phát triển mầm.

Vận tốc tạo mầm phụ thuộc vào nhiều yếu tố: nhiệt độ, các phương pháp khuấy trộn, tính chất của vật chất, nồng độ các tạp chất.

Lượng mầm tạo thành ảnh hưởng đến kích thước tinh thể. Khi số mầm



Hình 9-2

Mô tả đường quá bão hoà

1 - đường quá bão hoà

2 - đường bão hoà

tạo thành ít thì tinh thể sẽ lớn và ngược lại khi mầm tạo thành nhiều thì tinh thể nhỏ. Để cho quá trình tạo mầm được dễ dàng thường người ta cho thêm vào dung dịch những mầm tinh thể chất hoà tan đó, hay mầm tinh thể của một chất nào đó có cùng cấu trúc tinh thể như chất hoà tan ở trong dung dịch. Phương pháp này đặc biệt cần thiết đối với dung dịch khó tạo mầm mặc dù đã có độ bão hoà rất lớn. Quá trình phát triển mầm (tức là quá trình truyền chất từ pha lỏng vào pha rắn) có được là nhờ các dòng

đối lưu và khuếch tán trong dung dịch.

9.2. Tốc độ kết tinh

Tốc độ kết tinh là lượng chất rắn hoà tan kết tinh thành tinh thể trong một đơn vị thời gian.

Trong quá trình kết tinh quá trình tăng trưởng nó vẫn giữ nguyên đồng dạng hình học với tinh thể mầm ban đầu. Quá trình tăng trưởng của tinh thể là một quá trình khuếch tán, các phân tử (hay ion) của chất rắn (chất tan) nhờ sự khuếch tán qua pha lỏng của dung dịch đến bề mặt của tinh thể và được tiếp nhận bởi tinh thể tổ chức cho vào mạng không gian của tinh thể. Phản ứng xảy ra tại bề mặt với tốc độ nhất định và quá trình hai bước nối tiếp. Nếu dung dịch chưa đạt độ bão hoà cần thiết thì không thể xảy ra quá trình kết tinh. Tốc độ tăng trưởng của bất kỳ mặt nào của tinh thể đều được đo bằng tốc độ chuyển động của mặt đó đi xa tâm của chính tinh thể theo phương

vuông góc với bề mặt đó và có thể nói rằng bất cứ một loại tinh thể nào thì tốc độ tăng trưởng của các mặt thực tế là có khác nhau.

Tốc độ tăng trưởng kích thước của tinh thể nó phụ thuộc vào nồng độ quá bão hoà của dung dịch, nếu chênh lệch giữa nồng độ quá bão hoà với nồng độ bão hoà càng lớn thì tốc độ kết tinh xảy ra càng nhanh, ngoài ra tốc độ kết tinh còn phụ thuộc vào độ tinh khiết của dung dịch nước cái.

9.3. Các phương pháp kết tinh

Quá trình kết tinh có thể được thực hiện theo các phương pháp sau:

- Kết tinh có tách một phần dung môi (cô đặc)
- Kết tinh không tách dung môi (giảm nhiệt độ dung dịch)
- Kết hợp cả 2 phương pháp trên

Quá trình kết tinh có thể được tiến hành gián đoạn hay liên tục. Quá trình gián đoạn có những nhược điểm: thiết bị cồng kềnh, tốn nhiều lao động, tinh thể không đều. Quá trình kết tinh liên tục được ứng dụng rộng rãi và phổ biến trong công nghiệp. Năng suất của quá trình liên tục cao và kích thước tinh thể thu được đều đặn.

9.3.1. Kết tinh có tách một phần dung môi

Phương pháp kết tinh này được ứng dụng cho trường hợp độ hoà tan của các chất ít thay đổi theo nhiệt độ. Ta có thể thực hiện tách dung môi bằng hai cách: đun sôi (cô đặc) hoặc bay hơi ở nhiệt độ thường (nhỏ hơn nhiệt độ sôi).

Phương pháp tách dung môi bằng cô đặc đã được nghiên cứu ở trên. Để thu được tinh thể không nên cô đặc đến quá nồng độ giới hạn. Không phải khi nào cũng đun dung dịch đến nồng độ bão hoà vì khi rót dung dịch vào thiết bị kết tinh quá trình kết tinh xảy ra rất nhanh, điều đó dẫn đến sự tạo thành tinh thể rất bé và đôi khi cả dung dịch đóng rắn lại. Vì thế tùy theo trường hợp cụ thể ta cần phải biết nồng độ giới hạn của cô đặc (nồng độ giới hạn chỉ xác định bằng thực nghiệm).

Kết tinh có tách dung môi bằng cách cho bay hơi ở nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ sôi có thể chia thành hai loại là bay hơi tự nhiên và bay hơi ở chân không.

9.3.2. Kết tinh bằng phương pháp làm lạnh dung dịch không tách dung môi

Trong những thiết bị này có bộ phận làm lạnh để lấy nhiệt do quá trình kết tinh toả ra, thường làm lạnh bằng nước đến nhiệt độ thấp thì ta dùng chất tải lạnh (như nước muối, cồn, glycol,...)

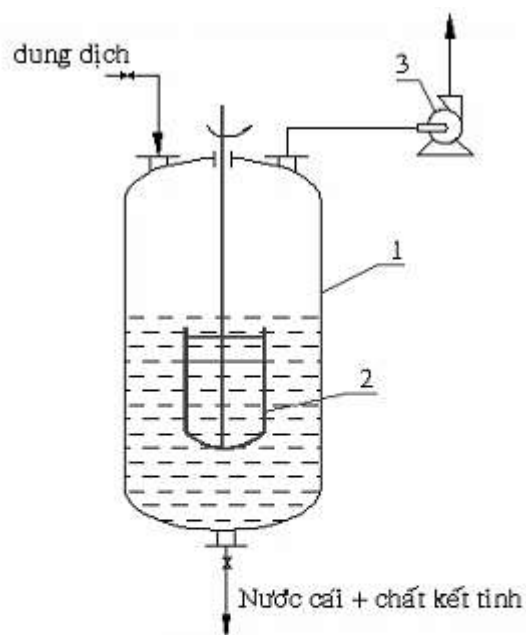
9.4. Các thiết bị kết tinh

Trong công nghiệp người ta có thể dùng những loại thiết bị kết tinh có cấu tạo đơn giản như các thùng kết tinh, hoặc có những quá trình ta sử dụng các thiết bị kết tinh rất phức tạp và công kênh hơn như tháp kết tinh, thiết bị kết tinh thùng quay...

9.4.1. Thiết bị kết tinh chân không làm việc gián đoạn.

Cấu tạo: Thiết bị kết tinh chân không làm việc gián đoạn (hình9-3) gồm một thùng hình trụ bên trong có một cánh khuấy và bên ngoài có một bơm chân không.

Nguyên tắc làm việc: Dung dịch từ thiết bị cô đặc được đưa vào thiết bị kết tinh khoảng 2/3 chiều cao thùng với điều kiện nồng độ xấp xỉ nồng độ bão hoà, và nhiệt độ xấp xỉ nhiệt độ sôi của dung dịch ở áp suất thường. Sau đó cho bơm chân không số 3, và cánh khuấy làm việc. Bơm chân không tạo ra áp suất chân không trong thùng kết tinh do đó dung dịch trở nên ở trạng thái sôi ở áp suất thấp, dung môi tách ra khỏi dung dịch bay lên thu một phần nhiệt của dung dịch làm nhiệt độ dung dịch giảm, và nồng độ tăng. Kết quả làm dung dịch trở nên quá bão hoà và chất rắn hoà tan dư ra sẽ kết tinh thành tinh thể. Khi kết tinh xong thì ngừng bơm chân không và cánh khuấy và tăng áp suất trong thiết bị đến áp suất thường. Sau đó tháo tinh thể và nước cái qua thiết bị trợ tinh, ở đây tinh thể sẽ lớn thành tinh thể hoàn chỉnh. Sau đó cho qua máy lọc ly tâm ta thu được chất rắn kết tinh và nước cái.



Hình 9-3

Thiết bị kết tinh chân không làm việc gián đoạn

- 1- Thùng kết tinh
- 2- Cánh khuấy
- 3- Bơm chân không

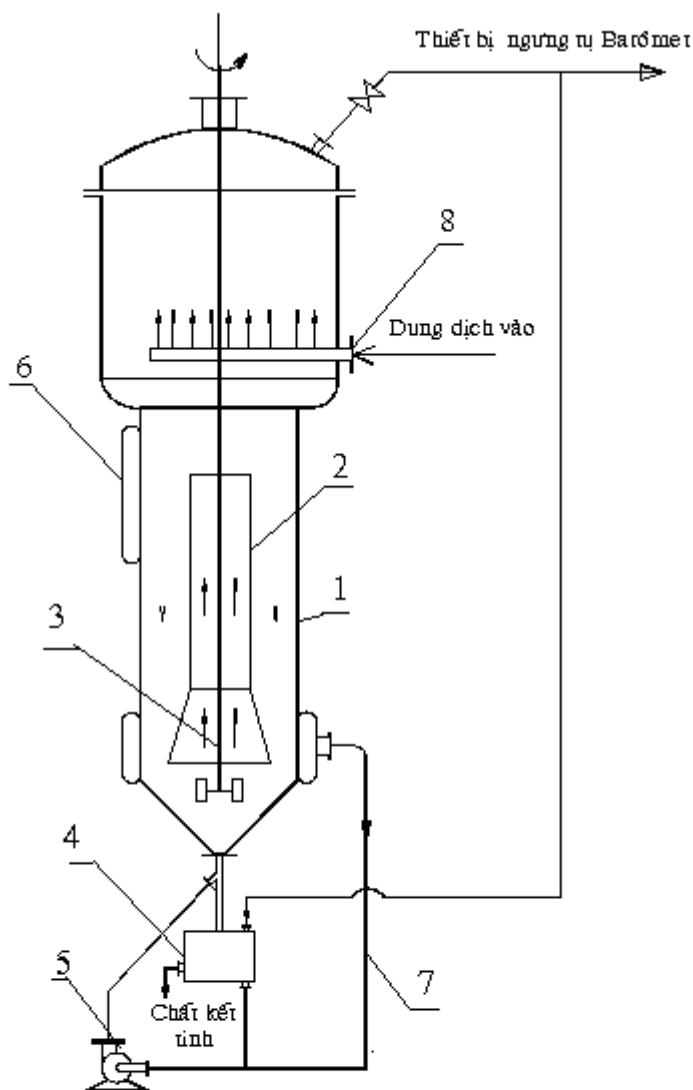
Tác dụng của cánh khuấy làm nhiệt độ dung dịch giảm đều và nồng độ dung dịch tăng đều và tinh thể được phân bố đều trong toàn khối dung dịch. Do đó kích thước tinh thể tạo ra đều hơn và vận tốc kết tinh xảy ra nhanh hơn.

*Ưu điểm: Cấu tạo đơn giản.

*Nhược điểm: Năng suất thấp, làm việc gián đoạn.

9.4.2. Thiết bị kết tinh chân không làm việc liên tục

Cấu tạo: Thiết bị kết tinh chân không làm việc liên tục (hình 9-4) có các chi tiết chính gồm thân 1, và trên thân có kính quan sát 6, bên trong có ống tuần hoàn 2, và đặt ở tâm ống tuần hoàn là một cánh khuấy 3.



Hình 9-4

Thiết bị kết tinh chân không làm việc liên tục

1. Thùng kết tinh 2. Ống tuần hoàn trong 3. Cánh khuấy
4. Máy lọc ly tâm 5. Bơm 6. Kính quan sát 7. Ống tuần hoàn ngoài
8. Ống phân phối dung dịch

Nguyên tắc làm việc: Dung dịch từ thiết bị cô đặc được đưa vào thiết bị kết tinh liên tục qua bộ phận phân phối 8, với điều kiện (nồng độ xấp xỉ nồng độ bão hoà, và nhiệt độ xấp xỉ nhiệt độ sôi của dung dịch ở áp suất thường). Sau đó cho thiết bị ngưng tụ bazômet và bơm tuần hoàn 5 làm việc, thiết bị ngưng tụ bazômet tạo ra áp suất chân không trong thiết bị làm dung dịch sôi ở áp suất thấp, dung môi tách ra khỏi dung dịch bay lên, thu một lượng nhiệt khá lớn, do đó nhiệt độ dung dịch giảm, nồng độ tăng, kết quả dung dịch trở

nên quá bão hòa và chất rắn hòa tan sẽ kết tinh thành tinh thể lắng xuống đáy thiết bị, những hạt tinh thể nhỏ sẽ cuốn theo dung dịch vào trong ống tuần hoàn 2 chuyển động lên, những hạt tinh thể đủ kích thước sẽ lắng xuống theo ống dưới đáy thiết bị, và chảy xuống máy lọc ly tâm tách ra được chất kết tinh và nước cái. Nước cái sẽ chảy xuống trộn lẫn với dung dịch trong ống tuần hoàn ngoài 7 và được bơm 5 đưa vào đáy thiết bị kết tinh đi lên. Cánh khuấy 3 có tác dụng tạo dòng đối lưu của dung dịch trong thiết bị, do đó làm nhiệt độ dung dịch giảm đều vào nồng độ tăng đều vì vậy tinh thể tạo ra đều hơn.

Thiết bị kết tinh chân không liên tục. Trong thiết bị này tinh thể cùng tuần hoàn với dung dịch cho đến khi kích thước hạt đủ lớn và tới khi vận tốc lắng của hạt rắn thắng vận tốc tuần hoàn thì tinh thể lắng xuống. Vì thế ta có thể điều chỉnh kích thước tinh thể bằng cách điều chỉnh vận tốc tuần hoàn dung dịch trong thiết bị nhờ điều chỉnh lưu lượng của bơm.

*Ưu điểm: Năng suất cao, dễ điều chỉnh kích thước hạt tinh thể.

*Nhược điểm: Thiết bị cồng kềnh và cấu tạo phức tạp.

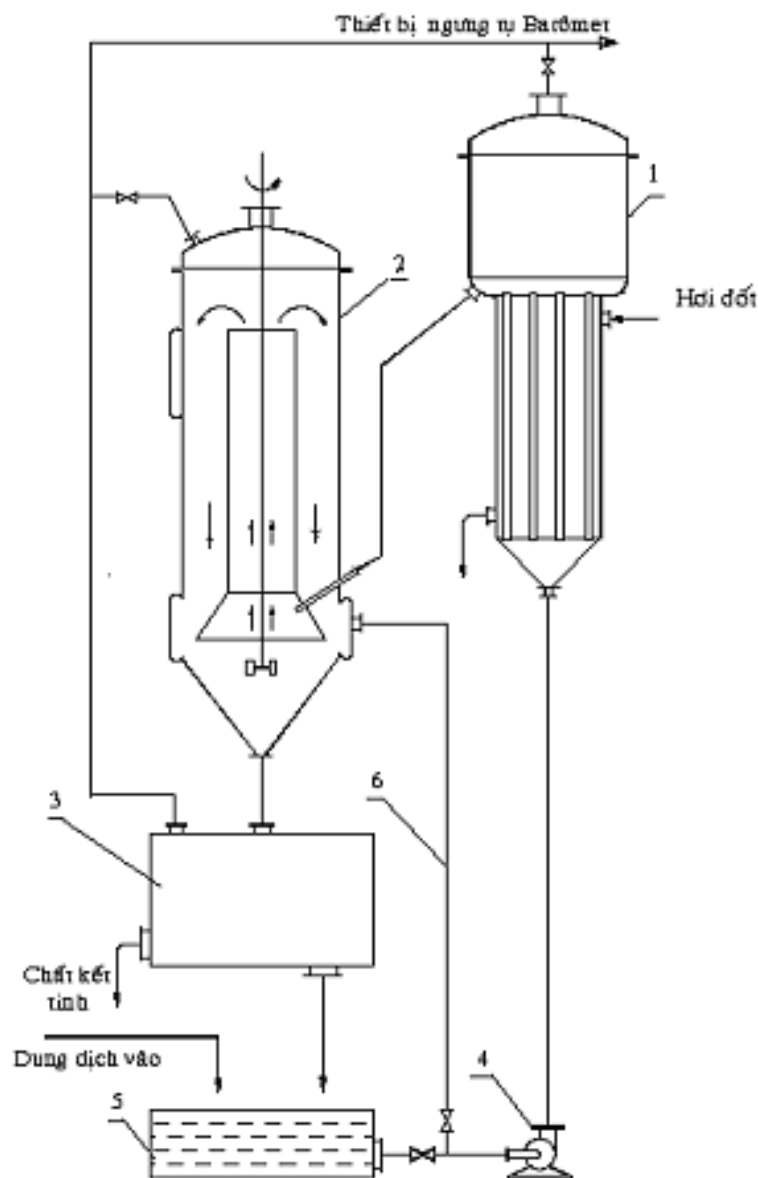
9.4.3. Thiết bị kết tinh bốc hơi

Sơ đồ cấu tạo: Gồm thiết bị cô đặc 1 và thiết bị kết tinh 2, cấu tạo thiết bị kết tinh tương tự thiết bị kết tinh chân không làm việc liên tục.

Nguyên tắc làm việc: Dung dịch từ thùng chứa 5 được bơm tuần hoàn 4 đưa vào thiết bị cô đặc 1 và được đun sôi nhờ hơi đốt, dung môi tách ra làm nồng độ dung dịch tăng lên rồi chảy sang thiết bị kết tinh. Tại thiết bị kết tinh dung môi tiếp tục tách ra bay lên ở điều kiện chân không đi sang thiết bị ngưng tụ bazômet, còn dung dịch được chuyển động tuần hoàn nhờ cánh khuấy do đó làm nhiệt độ dung dịch giảm và nồng độ tăng đều tới nồng độ quá bão hòa về nồng độ, khi đó chất rắn hòa tan sẽ kết tinh thành tinh thể. Những hạt rắn nhỏ tạo thành sẽ cuốn theo chất lỏng chuyển động trong ống tuần hoàn trong đi lên còn đồng thời kích thước những hạt rắn tăng dần lên, những hạt có kích thước đủ lớn sẽ lắng xuống đáy thiết bị và được tháo xuống máy lọc ly tâm và tách ra được chất kết tinh và nước cái. Nước cái chảy xuống thùng chứa 5 và được bơm 4 tiếp tục đưa lên thiết bị cô đặc. Để tăng tốc độ kết tinh người ta cho một phần dung dịch ở thùng kết tinh chảy theo ống tuần hoàn 6 về bơm 4 lên thiết bị cô đặc.

*Ưu điểm: Năng suất kết tinh lớn vì có thể tăng được tốc độ tuần hoàn của dung dịch giữa thiết bị kết tinh với thiết bị cô đặc.

*Nhược điểm: Thiết bị cồng kềnh



Hình 9-5

Thiết bị kết tinh bốc hơi

1.thiết bị cô đặc, 2.thiết bị kết tinh, 3.máy lọc ly tâm,
4.bơm ly tâm, 5.bể chứa dung dịch, 6.ống tuần hoàn

9.5. Tính toán quá trình kết tinh

Tính toán quá trình kết tinh bao gồm thiết lập cân bằng vật liệu và cân bằng nhiệt lượng của quá trình để xác định năng suất thiết bị (lượng tinh thể) và lượng nhiệt cần cung cấp hay cần lấy đi của quá trình.

9.5.1. Cân bằng vật liệu của quá trình kết tinh.

Gọi:

G_1, G_2, G_3 - lượng dung dịch đầu, nước cái và tinh thể, (kg) ;

W - Lượng dung môi hay hơi, (kg);

x_1, x_2, x_3 - Nồng độ dung dịch ban đầu, nước cái và tinh thể, % khối lượng.

Trường hợp tinh thể không ngậm nước thì $x_3 = 1$.

Trường hợp tinh thể ngậm nước thì ta xác định x_3 như sau:

$$x_3 = \frac{M_k}{M_n} \quad (9-1)$$

M_k - khối lượng mol của tinh thể, kg/kmol ;

M_n - khối lượng mol của tinh thể có ngậm nước, kg /kmol ;

Phương trình cân bằng vật liệu của quá trình là:

$$G_1 = G_2 + G_3 + W \quad (9-2)$$

Nếu tính theo chất hòa tan thì phương trình cân bằng vật liệu là.

$$G_1 x_1 = G_2 x_2 + G_3 x_3 \quad (9-3)$$

Giải kết hợp hai phương trình (9-2) và (9-3) ta có lượng tinh thể thu được là:

$$G_3 = \frac{G_1(x_1 - x_2) + W \cdot x_2}{x_3 - x_2} \quad (9-4)$$

Khi tiến hành kết tinh không tách dung môi thì lượng tinh thể được xác định theo công thức sau đây:

$$G_3 = \frac{G_1(x_1 - x_2) + W \cdot x_2}{x_3 - x_2} \quad (9-5)$$

Trong những thiết bị kết tinh có tách dung môi (bay hơi tự nhiên, cô đặc) thì khi giải ta cho trước lượng W hay G_3 sau đó giải theo phương trình (9-4).

Trong thiết bị kết tinh chân không lượng W không thể chấp nhận tùy theo ý mà là phải giải đồng thời các phương trình (9-2) (9-3) với phương trình cân bằng nhiệt lượng của quá trình.

9.5.2. Cân bằng nhiệt lượng của quá trình kết tinh.

Đối với trường hợp chung là kết tinh có làm lạnh dung dịch và tách dung môi ta có:

lượng nhiệt vào:

- Do dung dịch đầu $G_1 C_1 t_1$
- Do kết tinh $G_3 q_3$

Lượng nhiệt đi ra

- Do nước cái $G_2 C_2 t_2$
- Do tinh thể $G_3 C_3 t_2$

- Do bay hơi $W.i$
- Do chất làm lạnh lấy đi Q
- Do mất ra xung quanh Q_m

Vậy phương trình cân bằng nhiệt lượng là :

$$G_1 C_1 t_1 + G_3 q_3 = G_2 C_2 t_2 + G_3 C_3 t_2 + W.i + Q + Q_m \quad (9-6)$$

Trong đó, C_1, C_2, C_3 – Nhiệt dung riêng của dung dịch đầu, nước cái và của tinh thể [J/kgđộ].

t_1 - nhiệt độ của dung dịch vào, [$^{\circ}C$];

t_2 - nhiệt độ của tinh thể và nước cái, [$^{\circ}C$];

i - nhiệt lượng riêng của hơi dung môi, [J/kg];

q_3 - nhiệt kết tinh J/kg tinh thể.

Theo Ghéc-sơ thì nhiệt kết tinh được xác định như sau.

$$q = q_C - q_A - nq_B \quad (9-7)$$

Trong đó n - số mol nước có trong tinh thể trong một mol vật chất được kết tinh.

q_A, q_B, q_C - nhiệt tạo thành (từ các nguyên tố) của chất kết tinh ở dạng hoà tan, của nước trong tinh thể và của tinh thể ngậm nước [J/kmol].

Nhiệt tỏa ra khi kết tinh do tạo thành tinh thể được tính theo công thức:

$$Q_2 = \frac{G_3 q_3}{M} \quad [\text{kca/kg}] \quad (9-8)$$

M —khối lượng mol của tinh thể. [kg/kmol]

Nếu ta coi hỗn hợp đầu như là hỗn hợp của nước cái, tinh thể và dung môi bốc hơi thì ta có thể viết phương trình đơn giản sau đây khi không kể đến mất mát nhiệt.

$$G_1 C_1 t_1 + G_2 C_2 t_2 + G_3 C_3 t_2 + W C_n t_2 \quad (9-9)$$

$$\text{Do đó} \quad G_2 C_2 t_2 + G_3 C_3 t_3 + C_n t_2 \quad (9-10)$$

C_n –nhiệt dung riêng của dung môi, [J /kg độ.]

Giải kết hợp phương trình (11—10) với (11—6) ta có:

$$G_1 C_1 (t_1 - t_2) + G_3 q_3 = W (i - C_n t_2) + Q \quad (9-11)$$

$G_1 C_1 (t_1 - t_2)$ --lượng nhiệt tỏa ra khi làm lạnh.

$W(i - C_n t_2)$ –lượng nhiệt tiêu tốn để bốc hơi dung môi.

Nếu kết tinh không tách dung môi (kết tinh có làm lạnh) nghĩa là $W = 0$, thì tất cả lượng nhiệt do dung dịch tỏa ra khi làm lạnh và nhiệt tỏa ra khi kết tinh đều được lấy đi bằng chất làm lạnh.

Trong thiết bị kết tinh chân không $Q = 0$ và phương trình (9-11) có dạng sau đây:

$$G_1 C_1 (t_1 - t_2) + G_3 q_3 + W(i - C_n t_2) \quad (9-12)$$

nghĩa là lượng nhiệt do dung dịch tỏa ra nhiệt kết tinh đều dùng để làm bay hơi dung môi. Chú ý rằng nhiệt kết tinh q_3 có thể có giá trị dương hoặc âm.

BÀI THÍ NGHIỆM KẾT TINH

Mục đích thí nghiệm

- Làm quen với thiết bị kết tinh,
- Xác định hiệu suất kết tinh
- Xác định nồng độ dung dịch trước và sau khi kết tinh.

Lý thuyết

Quá trình kết tinh là quá trình tách chất tan ra khỏi dung dịch dung Cân bằng vật liệu của quá trình kết tinh.

Gọi:

G_1, G_2, G_3 - lượng dung dịch đầu, nước cái và tinh thể, [kg]

W - Lượng dung môi hay hơi, [kg]

x_1, x_2, x_3 - Nồng độ dung dịch ban đầu, nước cái và tinh thể, % khối

lượng.

Trường hợp tinh thể không ngậm nước thì $x_3 = 1$.

Trường hợp tinh thể ngậm nước thì ta xác định x_3 như sau:

$$x_3 = \frac{M_k}{M_n} \quad (1)$$

M_k - khối lượng mol của tinh thể, kg/kmol ;

M_n - khối lượng mol của tinh thể có ngậm nước, [kg /kmol]

Phương trình cân bằng vật liệu của quá trình là:

$$G_1 = G_2 + G_3 + W \quad (2)$$

Nếu tính theo chất hòa tan thì phương trình cân bằng vật liệu là.

$$G_1 x_1 = G_2 x_2 + G_3 x_3 \quad (3)$$

Giải kết hợp hai phương trình (2) và (3) ta có lượng tinh thể thu được là:

$$G_3 = \frac{G_1(x_1 - x_2) + W \cdot x_2}{x_3 - x_2} \quad (4)$$

Khi tiến hành kết tinh không tách dung môi thì lượng tinh thể được xác định theo công thức sau đây:

$$G_3 = \frac{G_1(x_1 - x_2)}{x_3 - x_2} \quad (5)$$

Trong những thiết bị kết tinh có tách dung môi (cô đặc) thì khi tính ta cho trước lượng W hay G_3 sau đó giải theo phương trình (4)

Gọi G_4 là lượng tinh thể thực tế tách ra (kg)
vậy hiệu suất quá trình kết tinh η được tính như sau :

$$\eta = \frac{G_4}{G_3} 100 \quad (\%) \quad (6)$$

Thiết bị thí nghiệm

Thiết bị thí nghiệm gồm có:

- Thiết bị kết tinh chế tạo có dạng kiểu vỏ bọc
- Đường kính của vỏ ngoài 4 khoảng 500 mm.
- Chiều cao vỏ bọc ngoài 4 khoảng 600 mm.
- Chiều cao của vỏ trong 5 khoảng 800 mm.
- Đường kính của vỏ trong 5 khoảng 400 mm.
- Nồi gia nhiệt cho dung dịch.
- Bơm ly tâm.
- Cánh khuấy.
- Thiết bị lọc.
- Thùng chứa nước làm lạnh.

Trình tự thí nghiệm

Kiểm tra toàn bộ các thiết bị, ta cho nước vào khoảng 2/3 nồi đun, bật công tắc cho điện trở của nồi đun và khống chế nhiệt độ ở nhiệt độ khoảng 70°C , sau đó cho muối $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ vào nồi đun pha với nồng độ theo từng thí nghiệm.

Thí nghiệm 1: Pha dung dịch $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ 30% khối lượng trong nồi đun và đóng van v_1 mở van v_2 hoàn toàn, rồi cho bơm 2 chạy cho tới khi $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ tan hoàn toàn. Sau đó mở van v_1 , đóng van v_2 đưa dung dịch vào khoảng 3/4 chiều cao thiết bị kết tinh 5 rồi tắt bơm 2. Đồng thời cho bơm 3 chạy đưa nước lạnh vào thiết bị để làm lạnh dung dịch, và cho cánh khuấy làm việc.

Đợi thời gian làm lạnh khoảng 30 phút ta tháo hỗn hợp nước cái và chất kết tinh qua máy lọc thu được chất rắn kết tinh và đem sấy khô, cân.

Thí nghiệm 2: Pha dung dịch $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ 25% khối lượng trong nồi đun và đóng van v_1 mở van v_2 hoàn toàn, rồi tiến hành như thí nghiệm trên.

Kết quả thí nghiệm

Thí nghiệm	Nồng độ dung dịch		Khối lượng chất rắn (kg)		Hiệu suất kết tinh
	Vào %KL	Ra %KL	lượng chất rắn đưa vào hòa tan	chất rắn thu được sau khi kết tinh	
1					
2					

Trình tự tính toán

- Tính lượng chất rắn tách ra khỏi dung dịch
- Tính hiệu suất quá trình kết tinh

Bàn luận

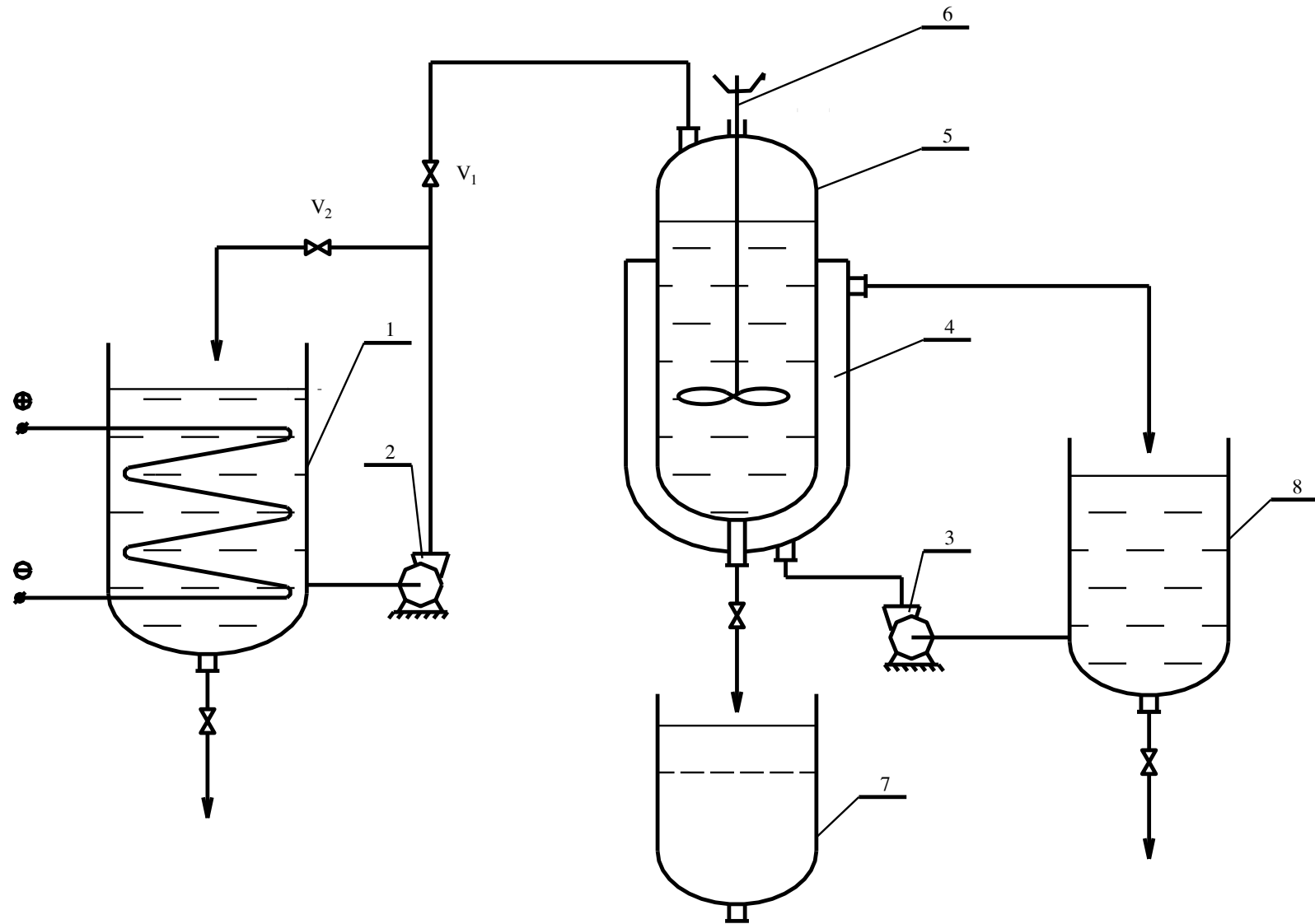
Sau khi tính toán học viên tự đưa ra những nhận xét, đánh giá và bàn luận về kết quả thí nghiệm.

- Nguyên nhân gây ra sai số trong bài thí nghiệm, ảnh hưởng của sai số đến kết quả tính toán và biện pháp khắc phục.
- Đưa ra một vài ứng dụng mô hình thí nghiệm trong thực tế.

SƠ ĐỒ BÀI THÍ NGHIỆM KẾT TINH

GHI CHÚ:

- 1- Nồi gia nhiệt dung dịch
- 2- Bơm dung dịch
- 3- Bơm nước lạnh
- 4- Vỏ bọc ngoài
- 5- Thùng kết tinh
- 6- Cánh khuấy
- 7- Thiết bị lọc
- 8- Thùng chứa nước lạnh
- V- Van

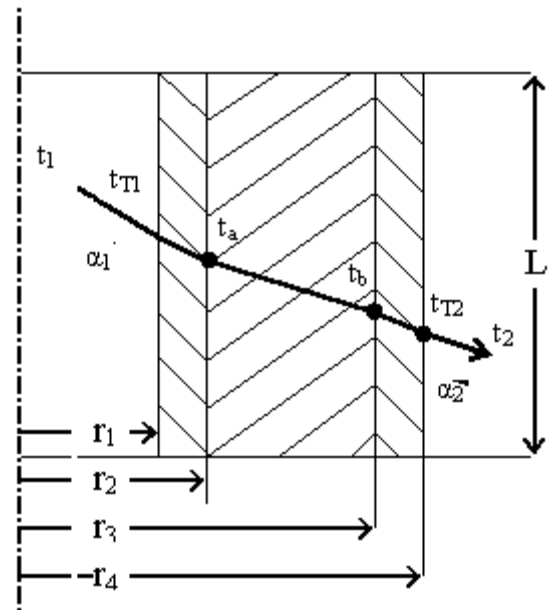


BÀI TẬP MỞ RỘNG VÀ NÂNG CAO NÂNG CAO

Bài tập 6-1: Một lò đốt ba lớp hình trụ, có đường kính trong lò là 1m, lớp trong xây bằng gạch chịu lửa dày 25 cm, lớp giữa là bông thủy tinh dày 30 cm, lớp ngoài cùng bằng thép dày 1cm, chiều dài tương bằng 3 m. Biết nhiệt độ trong lò $t_1=850^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ không khí bên ngoài lò bằng $t_2= 30^{\circ}\text{C}$. Cho hệ số cấp nhiệt của không khí nóng và của không khí bên ngoài lần lượt là $\alpha_1=30\text{J/m}^2\text{h}$ độ và $\alpha_2=11\text{J/m}^2\text{h}$ độ.

Tính:

- Lượng nhiệt tổn thất ra môi trường?
- Nhiệt độ t_{T1} , t_{T2} , t_a ?



Hình 6-19

Bài tập 6-2: Một thiết bị trao đổi nhiệt ống xoắn ruột gà với ống truyền nhiệt có đường kính $\phi 100 \times 2$ mm dài 20 m được làm bằng đồng đỏ. Biết lưu thể nóng đi trong ống truyền nhiệt là hơi nước bão hòa có áp suất tuyệt đối bằng 2 at, nhiệt độ của lưu thể nguội bên ngoài ống truyền nhiệt là 108°C , hệ số cấp nhiệt của hơi nước bão hòa là 9800 W/m^2 độ, hệ số cấp nhiệt của lưu thể nguội là 350 W/m^2 độ.

Tính:

- Hệ số truyền nhiệt của thiết bị?
- Lượng nhiệt truyền đi từ lưu thể nóng tới lưu thể nguội?

Bài tập 6-3: Một thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm với ống truyền nhiệt là 90 đường kính $\phi 60 \times 2$ mm. Chiều dài ống dây 3 m, ống làm bằng đồng thau. Thiết bị dùng làm nguội dung dịch từ 120°C xuống 40°C bằng nước lạnh chảy ngược chiều, nước vào 20°C và đi ra 35°C . Biết hệ số cấp nhiệt của dung dịch là $240 \text{ J/m}^2\text{h}$ độ, hệ số cấp nhiệt của nước lạnh là $150 \text{ J/m}^2\text{h}$ độ.

Xác định:

- Hệ số truyền nhiệt của thiết bị.
- Lượng nhiệt trao đổi giữa 2 lưu thể.

Bài tập 6-4: Một ống truyền nhiệt có đường kính $\phi 100 \times 2$ mm dài 40m được làm bằng đồng đỏ. Nhiệt độ 2 bên tường lần lượt là 115°C và 45°C .

Tính lượng nhiệt dẫn qua tường ống.

Giải bài toán trong trường hợp xem tường ống là tường phẳng.

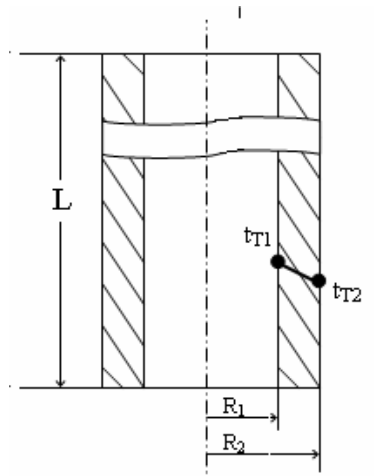
Bài tập 6-5: Một ống dẫn hơi làm bằng thép không gỉ dài 35 m, đường kính $51 \times 2,5$ mm được bọc bằng một lớp cách nhiệt dày 30 mm. Nhiệt độ bề mặt ngoài lớp cách nhiệt là 45°C , bề mặt trong ống là 200°C . Xác định lượng nhiệt tổn thất của ống dẫn hơi. Cho hệ số dẫn nhiệt của chất cách nhiệt làm bằng sợi amiăng bằng $0,115 \text{ W/mđộ}$.

Bài tập 6-6: Ống truyền nhiệt có đường kính $\phi 100 \times 2$ mm, làm bằng đồng thanh. Bên ngoài bọc lớp cách nhiệt bằng bông thủy tinh dày 50 mm như hình. Biết nhiệt độ $t_{T1} = 120^{\circ}\text{C}$ và $t_{T2} = 35^{\circ}\text{C}$. Tính lượng nhiệt tổn thất qua 1m chiều dài ống và nhiệt độ tiếp xúc giữa hai tường

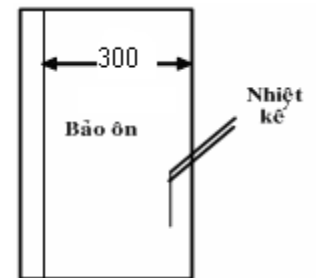
Bài tập 6-7: Tìm nhiệt độ bề mặt trong của lớp vỏ nồi bằng inox dày 10 mm nếu như nhiệt độ mặt lớp bọc cách nhiệt ngoài của nồi là 40°C .

Chiều dày lớp bọc cách nhiệt là 300 mm.

Nhiệt kế cắm sâu vào 80 mm kể từ bề mặt ngoài và chỉ 70°C . Hệ số dẫn nhiệt của lớp bọc cách nhiệt $0,279 \text{ W/mđộ}$, của inox là 30 W/mđộ .



Hình 6-20



Hình 6-21

Bài tập 6-8: Thiết bị trao đổi nhiệt làm bằng thép không gỉ có chiều dày $\delta_1=5\text{mm}$. Lớp cách nhiệt làm bằng sợi amiăng có chiều dày $\delta_2=50 \text{ mm}$, và hệ số dẫn nhiệt là $0,1115 \text{ W/mđộ}$. Cho $\alpha_1 = 200 \text{ W/m}^2\text{độ}$; $\alpha_2 = 12 \text{ W/m}^2\text{độ}$. Nhiệt độ chất lỏng bên trong thiết bị trao đổi nhiệt $t_1 = 80^{\circ}\text{C}$. Nhiệt độ không khí bên ngoài $t_5 = 30^{\circ}\text{C}$

Xác định nhiệt độ tổn thất ra môi trường và nhiệt độ bên trong t_{T1} và bên ngoài t_{T2} của các mặt tường của thiết bị trao đổi nhiệt và nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp tường.

Bài tập 6-9 Cho thiết bị truyền nhiệt loại ống chùm dùng hơi nước bão hòa có áp suất dư là 1 at, nhiệt độ là $119,6^{\circ}\text{C}$, để gia nhiệt cho dung dịch bên trong. Vỏ thiết bị được làm bằng thép dày 4 mm. Nhiệt độ không khí xung quanh là 30°C . cho hệ số cấp nhiệt của không khí và của hơi nước lần lượt là $16 \text{ J/m}^2\text{h}$

độ và $11500 \text{ J/m}^2\text{h}$ độ. Tính lượng nhiệt tổn thất và nhiệt độ hai bên bề mặt tường của vỏ thiết bị.

Bài tập 6-10: Cho thiết bị truyền nhiệt loại vỏ bọc. Dùng hơi nước bão hòa có áp suất dư là 2 at, nhiệt độ $132,9^\circ\text{C}$, để gia nhiệt cho dung dịch bên trong. Vỏ bọc bên ngoài được làm bằng thép không gỉ dày 20 mm, diện tích của vỏ bọc ngoài của thiết bị là 12 m^2 . Nhiệt độ không khí xung quanh là 35°C . Cho hệ số cấp nhiệt của không khí và của hơi nước lần lượt là $16,5 \text{ W/m}^2\text{độ}$, và $12000 \text{ W/m}^2\text{độ}$.

Tính: nhiệt tổn thất ra môi trường và nhiệt độ hai bên bề mặt tường của vỏ thiết bị

Bài tập 7-1: Một thiết bị trao đổi nhiệt ống xoắn ruột gà có đường kính ống $\Phi 80 \times 25$. Chiều dài ống bằng 30 m và làm bằng đồng thau. Hơi nước bão hòa đi trong ống có áp suất tuyệt đối 6 at để đun nóng cho dung dịch từ 30°C đến 80°C với năng suất 1500 kg/h . Cho hệ số cấp nhiệt của hơi nước là $\alpha_1 = 1050 \text{ W/m}^2\text{độ}$, và hệ số cấp nhiệt của dung dịch là $\alpha_2 = 200 \text{ W/m}^2\text{độ}$.

Xác định lượng nhiệt truyền đi từ hơi nước cho dung dịch

Bài tập 7-2: Một thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm có số ống là 100, đường kính ống $\phi 100 \times 2$ chiều dài ống 3m. Cần làm lạnh dung dịch đi trong ống có nhiệt độ giảm từ 120°C xuống 60°C . Nước làm lạnh chảy ngược chiều có nhiệt độ vào 20°C và đi ra 45°C , lượng nước lạnh đi vào thiết bị $1,2 \text{ tấn/h}$. Cho nhiệt dung riêng của dung dịch và nước lần lượt là $0,8 \text{ J/kg độ}$ và 1 J/kg độ . Tổn thất nhiệt độ ra môi trường 1000 J/h .

Xác định:

- a) Lưu lượng dung dịch vào thiết bị
- b) Hệ số truyền nhiệt của thiết bị

Bài tập 7-3: Một thiết bị truyền nhiệt ống chùm dùng làm nguội khí Nitơ từ nhiệt độ 80°C xuống 35°C bằng nước lạnh chảy ngược chiều có nhiệt độ vào 22°C và đi ra 32°C . Năng suất ở điều kiện tiêu chuẩn là $1240 \text{ m}^3/\text{h}$. Khối lượng riêng của khí Nitơ là $1,25 \text{ Kg/m}^3$. nhiệt dung riêng của khí Nitơ là $C_n = 0,25 \text{ J/Kg độ}$. Hệ số truyền nhiệt của thiết bị $K = 60 \text{ J/m}^2\text{h độ}$.

Xác định:

- a) Lượng nhiệt truyền cho khí N_2
- b) Lượng nước làm lạnh cần thiết
- c) Diện tích bề mặt truyền nhiệt
- b) $G_n = 1743,8 \text{ kg/h}$

c) $F = 10,8 \text{ m}^2$

Bài tập 7-4: Hối 5 tấn dung dịch clorua canxi được đun nóng lên đến nhiệt độ nào nếu như sau 3 h, lượng hơi nước bão hòa có ($P_{\text{tđ}} = 2 \text{ at}$) ẩn nhiệt ngưng tụ bằng 527 J/kg , và tiêu hao là 300 kg . Tổn thất nhiệt của thiết bị ra môi trường xung quanh trung bình là 600 J/h . Nhiệt độ ban đầu của dung dịch 20°C . Nhiệt dung riêng trung bình của dung dịch là $0,7 \text{ J/kg độ}$.

Bài tập 7-5: Một thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm dùng đun nóng một dung dịch đường với năng suất 800 kg/h , từ nhiệt độ 30°C đến 80°C , lưu thể nóng có nhiệt độ giảm từ 120 xuống 85°C . Biết hệ số truyền nhiệt của thiết bị $k = 30 \text{ J/m}^2\text{h độ}$, nhiệt dung riêng của dung dịch đường và của lưu thể nóng lần lượt là 480 kJ/kg độ , 310 kJ/kg độ .

Tính:

- Suất lượng lưu thể nóng vào thiết bị ?
- Diện tích bề mặt truyền nhiệt của thiết bị ?

Bài tập 7-6: Một thiết bị trao đổi nhiệt ống lồng ống dùng đun nóng một dung môi bằng hơi nước bão hòa có nhiệt độ không đổi là 100°C . Hơi nước có hàm nhiệt là $2677 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$ dung môi được đun nóng có lưu lượng là 800 kg/h từ 25°C lên 70°C , với nhiệt dung riêng của dung môi coi như không đổi và bằng 3200 J/Kg độ . Nhiệt tổn thất bằng 5% tổng lượng nhiệt vào, cho hệ số truyền nhiệt là $570 \text{ J/m}^2\text{h độ}$.

- Tính: a) Lưu lượng hơi đốt cần dùng
b) Bề mặt truyền nhiệt cần thiết

Bài tập 8-1: Một thiết bị cô đặc làm việc ở áp suất khí quyển có năng suất theo nhập liệu 3500 kg/h , nồng độ ban đầu là 18% khối lượng, sau khi cô đặc nồng độ tăng lên 46% khối lượng, nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch trong thiết bị 105°C , hơi đốt tiêu hao là 850 kg/h áp suất dư của hơi đốt là 2 kg/cm^2 . Bề mặt truyền nhiệt của phòng đốt có hệ số truyền nhiệt $k = 370 \text{ W/m}^2\text{ độ}$. Tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh bằng không. Hãy xác định:

- Lượng nước tách ra khỏi dung dịch?
- Diện tích truyền nhiệt của thiết bị?

Bài tập 8-2: một thiết bị cô đặc có áp suất tuyệt đối trong phòng bốc là $0,5 \text{ at}$. Biết lượng nước lạnh đưa vào thiết bị ngưng tụ bazômét là $35 \text{ m}^3/\text{h}$. nước vào nhiệt độ 25°C và đi ra có nhiệt độ 40°C . Dung dịch NaOH có nồng độ đầu 15% . Khối lượng sau khi cô đặc nồng độ tăng lên 35% khối lượng. Xác định năng suất thiết bị cô đặc

Bài tập 8-3: Một thiết bị cô đặc dung dịch với năng suất 1,5 tấn/h. Nồng độ dung dịch tăng từ 20% lên 45% khối lượng. Cô đặc ở áp suất khí quyển. Hơi đốt đưa vào thiết bị có áp suất dư là 7at độ ẩm 5%. Trong phòng đốt có 60 ống truyền nhiệt, đường kính ống $\Phi 80 \times 2$ mm và chiều dài mỗi ống 4 m. Dung dịch vào có nhiệt độ 25°C và sản phẩm ra có nhiệt độ là 90°C . nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch 85°C , nhiệt dung riêng trung bình của dung dịch là $75\text{J/Kg}^{\circ}\text{C}$. Xác định:

- a) Lượng hơi đốt sử dụng
- b) Hệ số truyền nhiệt của thiết bị

Bài tập 8-4 Một thiết bị cô đặc 1 nồi làm việc liên tục dùng cô đặc dung dịch NaNO_3 từ nồng độ 12% đến 4% khối lượng và năng suất theo vật liệu vào 5000Kg/h . dung dịch có nhiệt dung riêng $0,88\text{ J/Kg}^{\circ}\text{C}$. Dung dịch vào có nhiệt độ 34°C và nhiệt độ dung dịch ra là 73°C , nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch là 70°C . hơi đốt vào thiết bị có áp suất 4at, nhiệt độ 143°C và ẩn nhiệt $r=511,1\text{ J/Kg}$. Thiết bị làm việc ở áp suất chân không với áp suất tuyệt đối là 0,2 at hàm nhiệt hơi thứ $I=2609\text{KJ/Kg}$. Cho nhiệt tổn thất $Q_{tt}=1500\text{J/h}$, diện tích truyền nhiệt $F=50\text{m}^2$

Tính:

- a) Lượng hơi thứ bay lên
- b) Lượng hơi đốt vào thiết bị
- c) Tính hệ số truyền nhiệt thiết bị

Bài tập 8-5: Dung dịch xút nhập liệu vào thiết bị cô đặc làm việc ở áp suất chân không bằng 0,6 at, nhiệt lượng riêng của hơi thứ là $629,2\text{ J/kg}$. Với năng suất theo nhập liệu là 2500 kg/h dung dịch NaOH , nồng độ từ 8% lên 35% khối lượng. hơi đốt là hơi nước bão hoà có áp suất tuyệt đối là 2 at, nhiệt độ của hơi đốt là $119,6^{\circ}\text{C}$. Biết rằng nhiệt độ của nhập liệu và sản phẩm là 25°C và 85°C . Ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi đốt là 2208 kJ/kg , dung riêng của dung dịch đầu là $3,2\text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$. tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh là 120 J , và hệ số truyền nhiệt $K = 220\text{ J/m}^2\text{h}^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch trong thiết bị bằng 80°C .

Tính:

- a) Tính lượng hơi thứ tách ra khỏi dung dịch?
- b) Tính lượng hơi đốt cần thiết ?
- c) Tính diện tích bề mặt truyền nhiệt?

ĐÁP ÁN CÁC BÀI TẬP

Bài tập 6-1:

Đs: $q = 69,73 \text{ W/m}^2$

$t_a = 119,98^\circ\text{C}$

Bài tập:6-2:

Đs: a) $q = 1888,7 \text{ J/m}^2\text{h}$

b) $t_{T1} = 737,04^\circ\text{C}$ $t_a = 170,4^\circ\text{C}$

Bài tập:6-3:

Đs: a) Nhiệt tổn thất $q = 18,59 \text{ W/m}^2$

b) Tính t_a , t_b :

$t_a = 89,97^\circ\text{C}$

$t_b = 40,0019^\circ\text{C}$

Bài 6-4:

Đs: a) $Q_{tt} = 689,97 \text{ (J/m}^2\text{h.độ)}$

b) $t_{T1} = 977^\circ\text{C}$, $t_a = 657,6^\circ\text{C}$, $t_{T2} = 84,6^\circ\text{C}$

Bài 6-5:

Đs: $k = 11,42 \text{ W/m}^2\text{h.độ}$,

$q = 856,5 \text{ [W/m}^2\text{ }^\circ\text{C]}$

Bài 6-6:

Đs: a) $Q = 30492 \text{ (J/h)}$

b) $t_a = 1002,34^\circ\text{C}$

Bài tập 7-1:

Đs: $Q_{25^\circ\text{C}} = m.c.t_{25} = 104650000 \text{ [W]}$

$Q_{50^\circ\text{C}} = m.c.t_{50} = 209300000 \text{ [W]}$

Bài tập 7-2:

Đs: $Q = 22640 \text{ [kJ]}$

Bài tập 7-3:

Đs: $D = 142,5 \text{ kg/h}$

Bài tập 7-4:

Đs: $G = 1558,3 \text{ kg/h}$,

$k = 87,9 \text{ J/m}^2\text{h độ}$

Bài tập 7-5:

Đs: a) $G = 2,849 \text{ kg/s}$,

b) $F = 17,6 \text{ m}^2$

Bài tập 7-6:

a) $G_n = 10750 \text{ kg/h}$

b) $k = 223,9 \text{ J/m}^2\text{h độ}$

Bài tập 7-7:

Đs: a) $G_n = 9450 \text{ kg/h}$

b) $Q = 94500 \text{ J/h}$

c) $k = 92,6 \text{ J/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$

Bài 8-1:

Đs: $W = 853,7 \text{ kg}$

Bài 8-2:

Đs: $X_c = 27\%$ [kối lượng]

Bài 3:

Đs: a) $W = 1187,5 \text{ (kg/s)}$

b) $D = 1420,9 \text{ (kg/s)}$

c) $k = 548,7 \text{ [J/m}^2\text{h.độ]}$

ĐÁP ÁN CÁC BÀI TẬP NÂNG CAO

Bài tập:6-1

Đs: a) $Q = 1386,8 \text{ [J]}$

b) Nhiệt độ t_{T1}, t_{T2}, t_a

$t_{T1} = 845,1^\circ \text{C}$

$t_a = 810,5^\circ \text{C}$

$t_b = 41,5^\circ \text{C}$

$t_{T2} = 36,3^\circ \text{C}$

Bài tập 6-2

đs: a) $K = 337,3 \text{ W/m}^2\text{độ}$

b) $Q = kF \Delta t_{tb} = 24062,9 \text{ [W]}$

Bài tập 6-3

Đs: a) $K = 92 \text{ J/m}^2\text{h độ.}$

b) $Q = 203111,4 \text{ (J/h)}$

Bài tập 6-4

Đs: $Q_{tt} = 165312 \text{ [kW]}$

Bài tập 6-5

Đs: $5033,4 \text{ [W]}$

Bài tập 6-6

$Q_{tt} = 18,5 \text{ [W]},$

$t_a = 119,98^\circ \text{C},$

Bài tập 6-7

Đs: $Q_{tt} = 104,6 \text{ W/m}^2,$

$$t_a = 152,4^{\circ}\text{C},$$
$$t_{T2} = 152,43^{\circ}\text{C}$$

Bài tập 6-8

Đs: $Q_{tt} = 93 \text{ W/m}^2$,

$$T_{T1} = 79,53^{\circ}\text{C} \quad , t_a = 79,5^{\circ}\text{C}$$
$$T_{T2} = 37,79^{\circ}\text{C}$$

Bài tập 6-9

Đs: $Q_{tt} = 1432,5 \text{ J/m}^2\text{hđộ}$,

$$t_{T1} = 119,47^{\circ}\text{C},$$
$$t_{T2} = 119,3^{\circ}\text{C}$$

Bài tập 6-10

Đs: $Q_{tt} = 18996,5 \text{ W}$,

$$t_{T1} = 132,78^{\circ}\text{C},$$
$$t_{T2} = 130,9^{\circ}\text{C}$$

Bài tập 7-1

Đs: $Q = 129457,17 \text{ (J/h)}$

Bài tập 7-2

Đs: a) $G_1 = 645,83 \text{ kg/h}$
b) $K = 5,84 \text{ J/m}^2\text{h}^{\circ}\text{C}$.

Bài tập 7-3

Đs: a) $Q = 1550 \cdot 0,25(80-35) = 17437,5 \text{ (J/h)}$
b) $G_n = 1743,8 \text{ kg/h}$
c) $F = 10,8 \text{ m}^2$

Bài tập 7-4

Đs: $64,6^{\circ}\text{C}$

Bài tập 7-5

Đs: a) $G_1 = 1770,9 \text{ kg/h}$
b) $F = 32,18 \text{ m}^2$

Bài tập 7-6

Đs: a) $D = 55,73 \text{ kg/h}$,
b) $F = 1 \text{ m}^2$

Bài tập 8-1

Đs: a. $W = 2130,4 \text{ kg/h}$
b. $F = 49,78 \text{ m}^2$

Bài tập 8-2

Đs: $G_d = 1332 \text{ (kg/s)}$

Bài tập 8-3

- Đs: a) $D=960,7(\text{kg/s})$
b) $K=95,62 \text{ J/m}^2\text{h độ}$.

Bài tập 8-4

- Đs: a) $W =3500 (\text{kg/s})$
b) $D = 4105 (\text{kg/s})$
c) $K = 547,8 \text{ J/m}^2\text{h độ}$.

Bài tập 8-5:

- Đs: a) $W = 1928,5 \text{ kg/h}$,
b) $D =2207,2 \text{ kg/h}$,
c) $F = 133,64 \text{ m}^2$

PHẦN PHỤ LỤC

Bảng 1: Các ký hiệu cơ bản

THỨ TỰ	KÝ HIỆU	ĐẠI LƯỢNG	ĐƠN VỊ	GHI CHÚ
1	Q	Năng suất hay lưu lượng	m ³ /h	Hay kg/h
2	C	Nồng độ dung dịch	mol/l	Hay %(KL),kg/l
3	d	Đường kính ống	m	
4	D	Đường kính thiết bị	m	
		Lưu lượng hơi đốt	Kg/s	Kg/h
5	F	bề mặt truyền nhiệt	m ²	
6	δ	Bề dày	m	
7	G	Lưu lượng khối	Kg/s	Kg/h
8	h	Chiều cao	M	
9	H	Chiều cao	M	
10	i	enthalpy	J/Kg	(J /Kg)
11	R, r	ẩn nhiệt	J/Kg	(J /Kg)
12	l	Chiều dài	M	
13	m	Khối lượng	Kg	
14	n	Số ống truyền nhiệt		
15	N	Công suất	KW	
16	p	áp suất	atm,bar	kg/cm ²
17	Q	Lượng nhiệt	W,	J
18	t	Nhiệt độ	°C	
19	c	Nhiệt dung riêng	j/kg.độ	J/kg độ
20	v	Vận tốc	m/s	
21	R	Nhiệt trở lớp vật liệu	m.độ/W	

THỨ TỰ	KÝ HIỆU	ĐẠI LƯỢNG	ĐƠN VỊ	GHI CHÚ
22	α	Hệ số cấp nhiệt	W/ m ² .độ	J/m ² h độ
23	K	Hệ số truyền nhiệt	W/m.m ² độ	J/m ² h độ
24	λ	Hệ số dẫn nhiệt	W/m.độ	J/mh độ
25	ρ	Khối lượng riêng	Kg/m ³	
26	τ	Thời gian	s,	h
27	W	Lượng hơi thứ	Kg/s	Kg/h

Bảng 2. Quan hệ giữa các đại lượng

Năng lượng	1kal=427 kp/m=4185Nm 1Nm==0,239 cal 1 cal=4,1816 J 1J =4,186 kj =4186j 1J/m ² h.độ = 1,1627 W/ m ² độ 1J/mh.độ = 1,1627 W/ m độ 1W/ m ² .độ = 0,86 J/m ² h độ 1W/ m.độ = 0,86 J/mh độ j/s =W
Hệ số dẫn nhiệt	1J/mhđộ = 1,1627 W/m.độ
Hệ số truyền nhiệt	1J/m ² hđộ = 1,1627 W/m ² .độ
Áp suất	at=735,6torr=10m=735,6mmHg=10000 kp/m ² 1atm(vật lý)=760torr=1,033kp/cm ²
Độ nhớt	1Ns/m ² =1kg/m=10p=1000cp=1,02kps/m ² 1 st (stokes)=1 cm ² /s=100St

Bảng 3: Hệ số dẫn nhiệt các của chất khí (J/m.h.độ ở p =1 at)

Khí	Nhiệt độ, °C			
	Đến 0°C	50°C	100°C	200°C
Amoniác	0,018	0,022	0,027	-
Etan	0,015	0,02	0,027	-
Etylen	0,014	0,018	0,023	-
Cacbondioxit	0,012	0,016	0,02	0,027
Cacbon mono oxit	0,019	0,021	-	-
Không khí	0,021	0,024	0,028	0,034
Metan	0,026	0,031	-	-
Oxy	0,021	0,025	0,028	0,035
Nitơ	0,02	0,023	0,027	0,033
Hơi nước	0,014	0,017	0,021	0,028
hydrô	0,14	0,16	0,19	0,22

Bảng 4: Hệ số dẫn nhiệt λ của một số chất rắn từ 0 đến 100°C

Tên chất	Khối lượng riêng hoặc khối lượng của lớp hạt kg/m ³	Hệ số dẫn nhiệt λ , J/m.h.độ
Bê tông	2300	1,1
Gạch chịu lửa	1840	0,9
Thủy tinh	2500	0,6-0,7
Thủy tinh đục	200	0,03-0,06
Gỗ(đọc qua sợi)	600	0,33
Gỗ(ngang qua sợi)	600	0,12-0,15
Lớp gạch cách nhiệt	600	0,1-0,18
Magiee 85% sợi len	216	0,06
Mùn cưa	230	0,06-0,08
Cát khô	1500	0,3-0,7
Sợi len	250	0,065
Xi	3000	0,6
Sợi bông	1380	0,21
Đất sét	220	0,055
Chất dẻo vinyl	1380	0,14
Lông	300	0,04

Tên chất	Khối lượng riêng hoặc khối lượng của lớp hạt kg/m ³	Hệ số dẫn nhiệt λ , J/m.h.độ
Vữa xây	1700	0,06-0,07
Nhôm	2700	175
Chì	11400	30
Bạc	8000	55
Gang	7500	40-80
Đồng	8800	330
Sắt	8500	80
Thép	7850	40
Hợp kim	7900	15

Bảng 5: Tính chất vật lý của nước ở áp suất thường

1	2	3	4	5	6	7	8
t, °C	ρ , kg/m ³	i J/kg	c_p J/kgđộ	$\lambda \cdot 10^2$, J/mhđộ	$\mu \cdot 10^3$, $\frac{N \cdot s}{m^2}$	$\nu \cdot 10^6$, m ² /s	pr
0	1000	0	1,01	47,4	1,792	1,79	13,7
10	1000	10,0	1,00	49,4	1,308	1,31	9,52
20	998	20,0	0,999	51,5	1,005	1,01	7,02
30	996	30,0	0,997	53,1	0,0087	0,91	5,42
40	922	40,0	0,997	54,5	0,0656	0,66	4,31
50	988	50,0	0,997	55,7	0,5494	0,556	3,54
60	983	60,0	0,998	56,7	0,4688	0,478	2,98
70	978	70,0	1,00	57,4	0,4061	0,415	2,55
80	972	80,0	1,00	58,0	0,03565	0,365	2,21
90	965	90,0	1,00	58,5	0,3165	0,326	1,95

Bảng 6: Tính chất của hơi nước bão hòa theo nhiệt độ

Nhiệt độ, °C	Áp suất at hay kG/cm ²	Thể tích riêng m ³ /kg	Khối lượng riêng, Kg/m ³	Hàm nhiệt, J/kg=4190J/kg		Nhiệt hóa hơi. J/kg
				lỏng	hơi	
1	2	3	4	5	6	7
0	0,0062	260,5	0,00484	0	595,0	595,0
5	0,0089	147,1	0,00680	5,0	597,3	592,3
10	0,0125	106,4	0,00940	10,0	599,6	589,6
15	0,0174	77,9	0,001283	15,0	602,0	587,0
20	0,0238	57,8	0,001729	20,0	604,3	584,3
25	0,0323	43,40	0,02304	25,0	606,6	581,6
30	0,0433	32,93	0,03036	30,0	608,9	578,9
35	0,0573	25,25	0,03960	35,0	611,2	576,2
40	0,0752	19,55	0,05114	40,0	613,5	573,5
45	0,0977	15,28	0,06543	45,0	615,7	570,7
50	0,1258	12,054	0,0830	50,0	618,0	568,0
55	0,1605	9,589	0,1043	55,0	620,2	565,2
60	0,2031	7,687	0,1301	60,0	622,5	562,5
65	0,2550	6,209	0,1611	65,0	624,7	559,7
70	0,3177	5,052	0,1979	70,0	626,8	556,8
75	0,393	4,139	0,2416	75,0	629,0	554,0
80	0,483	3,414	0,2929	80,0	631,1	551,2
85	0,590	2,832	0,3531	85,0	633,2	548,2
90	0,715	2,365	0,4229	90,0	635,3	545,3
95	0,862	1,985	0,5039	95,0	637,4	542,4
100	1,033	1,675	0,5970	100,0	639,4	539,4
105	1,232	1,421	0,7036	105,1	641,3	536,3
110	1,461	1,212	0,8254	110,1	643,3	533,1
115	1,724	1,038	0,9635	115,2	645,2	530,0
120	2,025	0,893	1,1199	120,3	647,0	526,7
125	2,367	0,7715	1,296	125,4	648,8	523,5
130	2,755	0,6693	1,494	130,5	650,6	520,1
135	2,192	0,5831	1,715	135,6	652,3	516,7
140	3,685	0,5096	1,962	140,7	653,9	513,2

Nhiệt độ, °C	Áp suất at hay kG/cm ²	Thể tích riêng m ³ /kg	Khối lượng riêng, Kg/m ³	Hàm nhiệt, J/kg=4190J/kg		Nhiệt hóa hơi. J/kg
				lỏng	hơi	
1	2	3	4	5	6	7
145	4,238	0,4469	2,238	145,9	655,5	509,6
150	4,885	0,3933	2,543	151,0	657,0	506,0
160	6,303	0,3075	3,252	156,2	659,9	498,5
170	8,080	0,2431	4,113	171,8	662,4	490,6
180	10,23	0,1944	5,145	182,3	664,6	482,3
190	12,80	0,1568	6,378	192,9	666,4	473,5
200	15,85	0,1276	7,840	203,5	667,7	464,2
210	19,55	0,1045	9,567	214,3	668,6	454,4
220	23,66	0,0862	11,600	225,1	669,0	443,9
230	28,53	0,07155	13,98	236,1	668,8	432,7
160	6,303	0,3075	3,252	156,2	659,9	498,5
170	8,080	0,2431	4,113	171,8	662,4	490,6
180	10,23	0,1944	5,145	182,3	664,6	482,3
190	12,80	0,1568	6,378	192,9	666,4	473,5
200	15,85	0,1276	7,840	203,5	667,7	464,2
210	19,55	0,1045	9,567	214,3	668,6	454,4
220	23,66	0,0862	11,600	225,1	669,0	443,9
230	28,53	0,07155	13,98	236,1	668,8	432,7
240	34,13	0,05967	16,76	247,1	668,0	420,8
250	40,55	0,04998	20,01	258,3	666,4	408,1
260	47,85	0,04199	23,82	269,6	664,2	394,5
270	56,11	0,03538	28,27	281,1	661,2	380,1
280	65,42	0,02988	33,47	292,7	657,3	364,6
290	75,88	0,02525	39,60	304,4	625,6	348,1
300	87,6	0,02131	46,93	316,6	646,8	330,2
310	100,7	0,01799	55,59	329,3	640,1	310,8
320	115,2	0,01516	65,95	343,0	632,5	289,5
330	131,3	0,01273	78,53	357,5	623,5	266,0
340	149,0	0,01064	93,98	373,3	613,5	240,2
350	168,6	0,00884	113,2	390,8	601,1	210,3

Nhiệt độ, °C	Áp suất at hay kG/cm ²	Thể tích riêng m ³ /kg	Khối lượng riêng, Kg/m ³	Hàm nhiệt, J/kg=4190J/kg		Nhiệt hóa hơi. J/kg
				lỏng	hơi	
1	2	3	4	5	6	7
360	190,3	0,00716	139,6	413,0	583,4	170,3
370	214,5	0,00585	171,0	415,0	549,8	0
374	225	0,000310	322,6	501,1	501,1	0

Bảng 7: Tính chất của hơi nước bão hòa theo áp suất

Áp suất at	Nhiệt độ °C	Thể tích riêng m ³ /kg	Khối lượng riêng, Kg/m ³	Hàm nhiệt, J/kg		Nhiệt hóa hơi. J/kg
				lỏng	hơi	
1	2	3	4	5	6	7
0,01	6,6	131,60	0,00760	6,6	598,0	591,4
0,015	12,7	89,64	0,01116	12,7	600,9	588,2
0,02	17,1	68,27	0,01465	17,1	602,9	585,8
0,025	20,7	55,28	0,01809	20,7	604,6	583,9
0,03	23,7	46,53	0,02149	23,7	606,0	582,3
0,04	28,6	35,46	0,02820	28,6	608,2	579,6
0,05	32,5	28,73	0,03481	32,5	610,0	577,5
0,06	35,8	24,19	0,04133	35,8	611,5	575,8
0,08	41,1	18,45	0,05420	41,1	614,0	572,8
0,10	45,4	14,,96	0,06686	45,4	615,9	570,5
0,12	49,0	12,60	0,07937	49,0	617,6	568,5
0,15	53,6	10,22	0,09789	53,6	619,6	566,0
0,20	59,7	7,797	0,1283	59,7	622,3	562,7
0,30	68,7	5,331	0,1876	68,7	626,3	557,6
0,40	75,4	4,072	0,2456	75,4	629,2	553,8
0,50	80,9	3,304	0,3027	80,9	631,5	550,6
0,60	85,5	2,785	0,3590	85,5	633,4	548,0
0,70	89,3	2,411	0,4147	89,5	635,1	545,6
0,80	93,0	2,128	0,4699	93,0	636,5	543,6
0,90	96,2	1,906	0,5246	96,2	637,8	541,7
1,0	99,1	1,727	0,5790	99,1	639,0	539,9
1,2	104,2	1,457	0,6865	104,3	641,1	536,7
1,4	108,7	1,261	0,7931	108,9	642,8	533,9
1,6	112,7	1,113	0,898	112,9	644,3	531,4
1,8	116,3	0,997	1,003	116,6	645,7	529,1
2,0	119,6	0,903	1,107	119,9	646,9	527,0
3,0	132,9	0,6180	1,618	133,4	651,6	518,1
4,0	142,9	0,4718	2,120	143,7	654,9	511,1
5,0	151,1	0,3825	2,614	152,2	657,3	505,2
6,0	158,1	0,3222	3,104	159,4	659,3	499,9

Áp suất at	Nhiệt độ °C	Thể tích riêng m ³ /kg	Khối lượng riêng, Kg/m ³	Hàm nhiệt, J/kg		Nhiệt hóa hơi. J/kg
				lỏng	hơi	
1	2	3	4	5	6	7
7,0	164,2	0,2785	3,591	165,7	660,9	49502
8,0	169,6	0,2454	4,075	171,4	662,3	490,9
9,0	174,5	0,2195	4,556	176,6	663,4	486,8
10	179,0	0,1985	5,037	181,3	664,4	483,1
11	183,2	00,1813	5,516	185,7	665,2	479,5
12	187,1	0,1668	5,996	189,8	665,9	476,1
13	190,7	00,1545	6,474	193,6	666,6	472,8
14	194,1	0,1438	6,952	197,3	667,0	469,7
15	197,4	0,1346	7,431	200,7	667,4	466,7
16	200,4	0,1264	7,909	204,0	667,8	463,8
17	203,4	0,1192	8,389	207,1	668,1	460,9
18	206,2	0,1128	8,868	210,1	668,3	458,2
19	208,8	0,1070	9,349	213,0	668,5	455,5
20	211,4	0,1017	9,83	215,8	668,7	452,9
30	232,8	0,06802	14,70	239,1	668,6	429,5
40	249,2	0,05069	19,73	257,4	666,6	409,2
50	262,7	0,04007	24,96	272,7	663,4	390,7
60	274,3	0,03289	30,41	286,1	659,5	373,5
70	284,5	0,02769	36,12	298,0	655,3	357,8
80	293,6	0,02374	42,13	308,8	650,6	341,8
90	301,9	0,02064	48,45	319,0	645,6	326,7
100	309,5	0,01815	55,11	328,7	640,5	311,8
120	323,1	0,01437	69,60	347,3	629,7	282,4
140	335,0	0,01164	85,91	365,3	618,6	253,3
160	345,7	0,00956	104,6	383,4	606,3	222,8
180	355,4	0,00782	128,0	401,9	592,6	190,7
200	364,2	0,00614	162,9	425,6	572,8	147,3
225	374,0	0,00310	322,6	501,1	501,1	0

TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1] Đỗ Văn Đài, Nguyễn Trọng Khuông,... -Cơ sở các quá trình và thiết bị công nghệ hóa học - Tập 1,2-Nhà xuất bản đại học và trung học chuyên nghiệp, Hà Nội, 1981.
- [2] Phạm Văn Bôn - Quá trình và thiết bị công nghệ hóa học - Tập 5 QT&TB Truyền Nhiệt – NXB ĐH Quốc gia TPHCM, 2002
- [3] Sổ tay quá trình và thiết bị công nghệ hóa chất, tập 1,2.- Nhà xuất bản khoa học kỹ thuật, 1978.
- [4] Những quá trình và thiết bị cơ bản của ngành công nghệ hóa học- NXB Giáo dục 1996
- [5] Nguyễn Bin - Tính toán quá trình thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm - tập1- NXB KHKT 1999