

# CHƯƠNG 1: CÁC KHÁI NIỆM CHUNG

## 1.1. ĐỊNH NGHĨA VÀ PHÂN LOẠI CÁC THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT.

### 1.1.1. Các định nghĩa.

Thiết bị trao đổi nhiệt (TBTĐN) là thiết bị trong đó thực hiện sự trao đổi nhiệt giữa chất cần gia công với chất mang nhiệt hoặc lạnh.

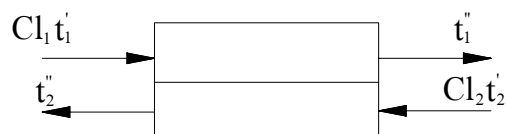
Chất mang nhiệt hoặc lạnh được gọi chung là môi chất có nhiệt độ cao hơn hoặc thấp hơn chất gia công, dùng để nung nóng hoặc làm nguội chất gia công.

Chất gia công và môi chất thường ở pha lỏng hoặc hơi, gọi chung là chất lỏng. Các chất này có nhiệt độ khác nhau.

Để phân biệt mỗi thông số  $\varphi$  là của chất lỏng nóng hay chất lỏng lạnh, đi vào hay ra khỏi thiết bị, người ta quy ước:

- Dùng chỉ số 1 để chỉ chất lỏng nóng:  $\varphi_1$ .
- Dùng chỉ số 2 để chỉ chất lỏng lạnh:  $\varphi_2$ .
- Dùng dấu “ ' ” để chỉ thông số vào thiết bị:  $\varphi_1'$ ;  $\varphi_2'$ .
- Dùng dấu “ ” để chỉ thông số ra thiết bị:  $\varphi_1''$ ;  $\varphi_2''$ .

Ví dụ:



Hình 1.1. Sơ đồ khối của TBTĐN

### 1.1.2. Phân loại các TBTĐN.

#### 1.1.2.1. Phân loại theo nguyên lý làm việc của TBTĐN.

1) TBTĐN tiếp xúc (hay hỗn hợp), là loại TBTĐN trong đó chất gia công và môi chất tiếp xúc nhau, thực hiện cả quá trình trao đổi nhiệt và trao đổi chất, tạo ra một hỗn hợp. Ví dụ bình gia nhiệt nước bằng cách sục 1 dòng hơi.

2) TBTĐN hồi nhiệt, là loại thiết bị TĐN có mặt trao đổi nhiệt được quay, khi tiếp xúc chất lỏng 1 mặt nhận nhiệt, khi tiếp xúc chất lỏng 2 mặt tỏa nhiệt. Quá trình TĐN là không ổn định và trong mặt trao đổi nhiệt có sự dao động nhiệt. Ví dụ: bộ sấy không khí quay trong lò hơi nhà máy nhiệt điện.

3) TBTĐN vách ngăn, là loại TBTĐN có vách rắn ngăn cách chất lỏng nóng và chất lỏng lạnh và 2 chất lỏng TĐN theo kiểu truyền nhiệt. Loại TBTĐN vách ngăn bảo đảm độ kín tuyệt đối giữa hai chất, làm cho chất gia công được tinh khiết và vệ sinh, an toàn, do đó được sử dụng rộng rãi trong mọi công nghệ.

4) TBTĐN kiểu ống nhiệt, là loại TBTĐN dùng ống nhiệt để truyền tải nhiệt từ chất lỏng nóng đến chất lỏng lạnh. Môi chất trong các ống nhiệt nhận nhiệt từ chất lỏng 1, sôi và hoá hơi thành hơi bão hoà khô, truyền đến vùng tiếp xúc chất lỏng 2, ngưng thành lỏng rồi quay về vùng nóng để lặp lại chu trình. Trong ống nhiệt, môi chất sôi, ngưng và chuyển động tuần hoàn, tải 1 lượng nhiệt lớn từ chất lỏng 1 đến chất lỏng 2.

- a. Bình gia nhiệt hỗn hợp      b. Thùng gia nhiệt khí hồi nhiệt  
c. Bình ngưng ống nước      d. Lò hơi ống nhiệt

*Hình 1.2. Các loại TBTĐN phân theo nguyên lý làm việc.*

### **1.1.2.2. Phân loại TBTĐN theo sơ đồ chuyển động chất lỏng, với loại TBTĐN có vách ngăn.**

- a. Sơ đồ song song cùng chiều.
- b. Sơ đồ song song ngược chiều.
- c. Sơ đồ song song đối chiều.
- d. Sơ đồ giao nhau 1 lần.
- e. Sơ đồ giao nhau nhiều lần.

*Hình 1.3. Các sơ đồ chuyển động chất lỏng trong TBTĐN.*

### **1.1.2.3. Phân loại TBTĐN theo thời gian.**

- Thường phân ra 2 loại: Thiết bị liên tục (ví dụ bình ngưng, calorife) và thiết bị làm việc theo chu kỳ (nồi nấu, thiết bị sấy theo mẻ).

### **1.1.2.4. Phân loại TBTĐN theo công dụng.**

- Thiết bị gia nhiệt dùng để gia nhiệt cho sản phẩm (Ví dụ nồi nấu, lò hơi).
- Thiết bị làm mát để làm nguội sản phẩm đến nhiệt độ môi trường (Ví dụ tháp giải nhiệt nước, bình làm mát dầu)
- Thiết bị lạnh để hạ nhiệt độ sản phẩm đến nhiệt độ nhỏ hơn môi trường (Ví dụ tủ cấp đông, tủ lạnh).

## **1.2. CÁC YÊU CẦU KỸ THUẬT CHUNG CHO MỌI TBTĐN.**

### **1.2.1. Các yêu cầu kỹ thuật chung cho mọi TBTĐN.**

Khi thiết kế chế tạo hoặc lựa chọn trang bị, các TBTĐN cần đạt các yêu cầu kỹ thuật chính sau đây.

1) Hệ số truyền nhiệt  $k = \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$  cần phải lớn, để tăng cường công suất TĐN

$Q = kF\overline{\Delta t}$ . Muốn tăng k, cần tăng  $\lambda$ ,  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$ , nhất là tăng min ( $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$ ) và giảm chiều dày  $\delta$  của vách, không làm vách nhiều lớp.

2) Giảm trở kháng thuỷ lực trên dòng chảy các môi chất  $\Delta p_1$ ,  $\Delta p_2$ , để giảm công suất bơm quạt  $p = \Delta pV/\eta$ . Muốn vậy cần giảm độ nhớt của chất lỏng, giảm tốc độ  $\omega$ , giảm các tổn thất cục bộ đến mức có thể.

3) Tăng diện tích mặt trao đổi nhiệt, là mặt có 2 phía tiếp xúc trực tiếp chất lỏng nóng và chất lỏng lạnh để tăng công suất  $Q = kF\overline{\Delta t}$ .

4) Bảo đảm an toàn tại áp suất và nhiệt độ làm việc cao nhất và có tuổi thọ cao. Muốn vậy phải chọn kim loại đủ bền ở p, t làm việc, tính toán độ dày  $\delta$  theo các quy tắc sức bền.

5) Bảo đảm độ kín giữa 2 chất lỏng với nhau và với môi trường bên ngoài, để giữ độ tinh nhiệt của sản phẩm và vệ sinh an toàn cho môi trường.

6) Cấu tạo đơn giản, gọn nhẹ, dễ vận chuyển, dễ lắp ráp, vận hành, dễ kiểm tra, điều khiển và dễ vệ sinh, bảo dưỡng.

### 1.2.2. Các nguyên tắc lựa chọn môi chất.

Môi chất là chất trung gian dùng để gia nhiệt hay làm lạnh sản phẩm trong TBTĐN. Môi chất được phân loại theo mục đích sử dụng (Môi chất tải nhiệt như hơi nước, môi chất tải lạnh như dung dịch NaCl, môi chất lạnh như NH<sub>3</sub>), theo pha khi làm việc (1 pha, 2 pha, 3 pha), theo nhiệt độ làm việc  $\Delta t_{lv} = (t_{min} \div t_{max})$  (nhiệt độ rất cao, cao, trung bình, thấp, rất thấp).

Việc lựa chọn môi chất cần đạt các yêu cầu sau:

- 1) Chọn môi chất có  $\rho$ , c,  $\lambda$ , r lớn để có d, k lớn nhằm tăng cường trao đổi nhiệt.
- 2) Chất có nhiệt độ nóng chảy  $t_{nc}$ , nhiệt độ sôi  $t_s$  và có pha thích hợp với  $\Delta t_{làm\ việc}$  và áp suất làm việc.
- 3) Chất có độ nhớt  $\nu$  nhỏ để giảm  $\Delta p$ .
- 4) Chất không gây cháy nổ, ít độc hại, ít ăn mòn, không chứa tạp chất (cặn, bụi).

Nhiệt độ làm việc, áp suất làm việc và khả năng trao đổi nhiệt của 1 số môi chất thông dụng được giới thiệu ở bảng 1 và bảng 2.

*Bảng 1 - Khoảng nhiệt độ và áp suất làm việc của các môi chất.*

Môi chất	$t_{lv}$ [ $^{\circ}$ C]	$p_{lv}$ tuyệt đối [bar]
Khí H <sub>2</sub>	$\geq 273$	$\leq 10$
Khí O <sub>2</sub> , N <sub>2</sub> , không khí	$\geq 210$	$\leq 200$
Khí metal CH <sub>4</sub>	-160 ÷ -100	$\leq 40$
Khí etal, etylen, freon	-150 ÷ -70	$\leq 40$
Freon 12, 22, NH <sub>3</sub> , CO <sub>2</sub>	-70 ÷ 0	$\leq 15$
Nước muối (dung dịch NaCl)	-50 ÷ 0	$\leq 3$
Freon 11, 12, 113, 114	-10 ÷ 0	$\leq 3$
Dầu	0 ÷ 215	$\leq 2$
Nước H <sub>2</sub> O	0 ÷ 374	1 ÷ 225
Hơi nước	0 ÷ 650	1 ÷ 300
Hỗn hợp difenyl	260 ÷ 350	1 ÷ 6
Thuỷ ngân	350 ÷ 500	1 ÷ 9
Khói nóng	450 ÷ 1000	$\leq 1$
Chất rắn (samot)	$\leq 1500$	$\leq 1$
Plasma t <sup>0</sup> thấp	$\leq 3500$	$\leq 1$

*Bảng 2 - Khả năng trao đổi nhiệt của các môi chất.*

Quá trình TĐN	Môi chất	$\alpha$ [W/m <sup>2</sup> K]	
		$\alpha_{min}$	$\alpha_{max}$
Đốt nóng hoặc làm nguội	Khí	1	60
	Hơi quá nhiệt	20	120
	Dầu	60	1.700
	Nước	200	10.000
Sôi bọt	Chất lỏng hữu cơ	600	10.000

	Nước	6.000	50.000
Ngung màng	Hơi chất hữu cơ	600	2.500
	Hơi nước	5.000	20.000

### 1.2.3. Chọn sơ đồ chuyển động của 2 chất lỏng.

Các kết quả thực nghiệm cho biết, hệ số toả nhiệt  $\alpha$  khi dòng chất lỏng cắt ngang ống lớn hơn, khi dòng chảy dọc ống,  $\alpha_n > \alpha_d$ , còn trở kháng thuỷ lực thì  $\Delta p_n > \Delta p_d$ .

Qua phân tích, Berman cho biết:

1) Với chất lỏng, khi  $Nu/Pr < 61$  thì nên cho chảy dọc ống (ưu tiên ngược chiều, đảo chiều).; khi  $Nu/Pr > 61$  nên cho chảy cắt ngang ống (ưu tiên giao nhiều lần).

2) Với chất khí, khi  $Re \in [4.10^3 \div 4.10^4]$  nên cho chảy cắt ngang ống.

### 1.2.4. Các nguyên tắc chọn chất lỏng chảy trong ống.

Khi cần chọn 1 chất lỏng cho đi trong ống thì ưu tiên cho:

1) Chất lỏng có lưu lượng thể tích  $V$  ( $m^3/s$ ) nhỏ hơn, để giảm vận tốc  $\omega = V/\rho$ , do đó giảm  $\Delta p$  và công suất bơm.

2) Chất lỏng có độ nhớt cao hơn để tăng  $\Delta p$  lúc bơm.

3) Chất lỏng có  $(p, t)_{lv}$  lớn để vỏ thiết bị không chịu  $(p, t)$  cao, thiết bị sẽ nhẹ và rẻ hơn.

4) Chất lỏng độc hại, bẩn, gây ăn mòn, dễ dễ làm kín, dễ vệ sinh và ít tổn vật liệu bị ăn mòn hóa chất.

### 1.2.5. Chọn tốc độ dòng môi chất.

Khi tốc độ  $\omega$  tăng thì  $\alpha$ ,  $k$  tăng, làm TĐN tốt hơn, nhưng cũng làm tăng  $\Delta p$  và công suất tiêu hao cho bơm quạt. Do đó, cần chọn một vận tốc hợp lý để giảm chi phí vận hành, tăng hiệu quả kinh tế. Bài toán tối ưu cho biết, nên chọn  $\omega$  hợp lý cho môi chất theo bảng 3 sau đây:

Bảng 3. Khoảng giá trị hợp lý của vận tốc môi chất.

Môi chất	$\omega_{tur}$ (m/s)
Chất lỏng có $v$ nhỏ ( $H_2O$ , glycol)	0.5 ÷ 3
Chất lỏng nhớt cao (dầu, dd NaCl)	0.2 ÷ 1
Khí + bụi ở $p_k$ (khói, khí bụi)	6 ÷ 10
Khí sạch ở $p_k$ (không khí)	12 ÷ 16

Khí nén ở $p > p_k$ (khí nén)	15 ÷ 30
Hơi bão hoà	30 ÷ 50
Hơi quá nhiệt	30 ÷ 75

### 1.3. PHƯƠNG TRÌNH CƠ BẢN CỦA TBTĐN.

Khi tính toán các thiết bị trao đổi nhiệt, người ta luôn dựa vào 2 phương trình sau đây gọi là phương trình cơ bản của TBTĐN.

#### 1.3.1. Phương trình cân bằng nhiệt (CBN).

Phương trình cân bằng nhiệt là phương trình mô tả định luật bảo toàn và biến hoá năng lượng cho TBTĐN.

##### 1.3.1.1. Phương trình cân bằng nhiệt tổng quát.

Phương trình cân bằng nhiệt tổng quát liên hệ các hệ số entanpi ra vào thiết bị với nhiệt truyền qua vỏ thiết bị ra môi trường và biến thiên nội năng của thiết bị:

(Hiệu entanpi ra – vào của chất lỏng 1) + (Hiệu entanpi ra- vào của chất lỏng 2) + (Nhiệt truyền qua vỏ thiết bị ra môi trường) + (Biến thiên nội năng của thiết bị) = 0.

Ở dạng tích phân, phương trình cân bằng nhiệt tổng quát có dạng:

$$\sum Q = (\Delta I_1 + \Delta I_2 + Q_k)\tau + \Delta U = 0,$$

Trong đó:

$$\Delta I_1 = G_1(i_1'' - i_1') = G_1 C_{p1}(t_1'' - t_1') < 0, \text{ do chất lỏng 1 toả nhiệt.}$$

$$\Delta I_2 = G_2(i_2'' - i_2') = G_2 C_{p2}(t_2'' - t_2') > 0, \text{ do chất lỏng 2 thu nhiệt.}$$

$Q_k = \sum k_i F_i (\bar{t} - t_f)$ , [W] là nhiệt truyền từ chất lỏng có nhiệt độ  $\bar{t}$  qua các diện tích  $F_i$  của vỏ thiết bị ra môi trường nhiệt độ  $t_f$ . Với thiết bị gia nhiệt thường có:  $\bar{t} > t_f$  nên  $Q_k > 0$  tức môi trường nhận nhiệt. Với thiết bị làm lạnh, thường  $\bar{t} < t_f$  nên  $Q_k < 0$  tức môi trường toả nhiệt vào thiết bị.

$\tau$  [s] là thời gian từ khi khởi động thiết bị ở nhiệt độ  $t_0$  đến nhiệt độ  $t_r$  nào đó.

$\Delta U = \sum V_i \rho_i C_i (t_r - t_0)$ , [J] là biến thiên nội năng của các chi tiết tạo ra thiết bị. Trong thiết bị gia nhiệt, thường  $t_r > t_0$  nên  $\Delta U > 0$ ; trong thiết bị làm lạnh, thường  $t_r < t_0$  nên  $\Delta U < 0$ . Nếu tính từ khi thiết bị đã làm việc ổn định, thì  $\Delta U = 0$ .

Nếu đặt  $W = GC_p$ , [W/K] là đương lượng nước của chất lỏng thì liên hệ giữa  $W$ , lưu lượng  $G$ (kg/s); khối lượng riêng  $\rho$ [kg/m<sup>3</sup>], nhiệt dung riêng  $C_p$ [J/kgK], vận tốc  $\omega$ [m/s] của chất lỏng với tiết diện dòng chất lỏng  $f$  sẽ có dạng:

$$W = GC_p = \rho\omega f C_p$$

Trong đó:  $V = \omega f$  [m<sup>3</sup>/s] được gọi là lưu lượng thể tích.

Phương trình CBN tích phân tổng quát, liên hệ các thông số như trên sẽ có dạng:

$$[\rho_1\omega_1f_1(i_1'' - i_1') + \rho_2\omega_2f_2(i_2'' - i_2') + \sum k_i F_i(\bar{t} - t_f)]\tau + \sum \rho_i V_i C_i (t_\tau - t_0).$$

Phương trình này cho phép tìm được một đại lượng chưa biết nào đó, ví dụ thời gian  $\tau$  để khởi động thiết bị khi có thể xác định tất cả các đại lượng còn lại.

Khi xét cân bằng nhiệt qua 1 vi phân  $dF$  của diện tích trao đổi nhiệt của thiết bị thì phương trình cân bằng nhiệt tổng quát có dạng vi phân sau:

$$\rho_1\omega_1f_1di_1 + \rho_2\omega_2f_2di_2 + \sum k_i F_i(\bar{t} - t_f)dF_i + \sum \rho_i V_i C_i \frac{dt}{d\tau} = 0.$$

Đây là phương trình vi phân cân bằng công suất nhiệt trao đổi qua diện tích  $dF$  của TBTĐN. Nó cho phép tìm được luật biến thiên theo thời gian  $\tau$  của nhiệt độ các chất lỏng, thông qua  $di = C_p dt$ .

### 1.3.1.2. Các phương trình cân bằng nhiệt đặc biệt.

1) Khi thiết bị cách nhiệt tốt với môi trường: Coi  $Q_k = 0$ ,  $(\Delta I_1 + \Delta I_2)\tau + \Delta U = 0$ .

2) Khi TBTĐN làm việc ổn định, coi  $\Delta U = 0$ ,  $\Delta I_1 + \Delta I_2 + Q_k = 0$ .

3) Khi thiết bị được cách nhiệt, làm việc ổn định thì:

$$\Delta I_1 + \Delta I_2 = 0 \text{ hay } G_1(i_1' - i_1'') = G_2 C_{p2}(i_2'' - i_2')$$

$$G_1 C_{p1}(t_1' - t_1'') = G_2 C_{p2}(t_2'' - t_2') \text{ hay } W_1(t_1' - t_1'') = W_2(t_2'' - t_2')$$

Dạng vi phân của phương trình cân bằng nhiệt khi đó là  $W_1 dt_1 = W_2 dt_2$ .

4) Khi  $\Delta U = 0$ ,  $Q_k = 0$  nếu các chất lỏng có sự chuyển pha trong TBTĐN, từ chất lỏng  $C_p$  đến sôi ở  $t_s$  nhận nhiệt  $r$ , rồi quá nhiệt đến hơi có nhiệt dung riêng  $C_{ph}$ , thì phương trình cân bằng nhiệt có dạng:

$$G_1 [C_{p1h}(t_1' - t_{s1}) + r_1 + C_{p1}(t_{s1} - t_1'')] = G_2 [C_{p2}(t_{s2} - t_2') + r_2 + C_{p2}(t_2'' - t_{s2})]$$

*Hình 1.4. Phân bố nhiệt độ các chất lỏng khi chuyển pha trong TBTĐN cùng chiều.*

Ví dụ: + Phương trình cân bằng nhiệt trong lò hơi:

$$G_1 C_{p1} (t_1' - t_1'') = G_2 [C_{p2} (t_{s2} - t_2') + r_2 + C_{p2h} (t_2'' - t_{s2})] \text{ với: 1- khối nóng, 2- H}_2\text{O.}$$

+ Phương trình cân bằng nhiệt cho bình ngưng: 1- hơi ngưng, 2- nước làm mát.

$$G_1 [C_{p1h} (t_1' - t_{s1}) + r_1 + C_{p1} (t_{s1} - t_1'')] = G_2 C_{p2} (t_2' - t_2'').$$

### 1.3.2. Phương trình truyền nhiệt.

Phương trình truyền nhiệt là những phương trình mô tả lượng nhiệt trao đổi giữa 2 chất lỏng qua mặt TĐN bằng phương thức truyền nhiệt.

1) Dạng vi phân.

Lượng nhiệt  $\delta Q$  truyền từ chất lỏng nóng nhiệt độ  $t_1$  qua diện tích  $dF_x$  của mặt TĐN đến chất lỏng lạnh nhiệt độ  $t_2$  là:

$$\delta Q = k(t_1 - t_2)dF_x = k\Delta t_x dF_x, \text{ W}$$

Trong đó:

$$k = \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right)^{-1}, \text{ [W/m}^2\text{K]} \text{ là hệ số truyền nhiệt qua vách thường được coi là}$$

không đổi trong mặt F.

$\Delta t_x = t_{1(x)} - t_{2(x)} = f(F_x)$  là độ chênh nhiệt độ của 2 chất lỏng hai bên mặt  $dF_x$ , phụ thuộc vị trí  $F_x$ .

2) Dạng tích phân.

Lượng nhiệt Q truyền từ chất lỏng 1 qua diện tích TĐN F đến chất lỏng 2 là:

$$Q = \int k\Delta t_x(F_x)dF_x = k \int_0^F \Delta t_x(F_x)dF_x = kF\bar{\Delta t}, \text{ [W].}$$

Với:  $\bar{\Delta t} = \frac{1}{F} \int \Delta t_x(F_x)dF_x$ , gọi là độ chênh trung bình trên mặt F của nhiệt độ 2 chất lỏng.

## 1.4. XÁC ĐỊNH ĐỘ CHÊNH NHIỆT ĐỘ TRUNG BÌNH $\bar{\Delta t}$ .

Giá trị  $\bar{\Delta t}$  phụ thuộc vào  $t_1', t_1'', t_2', t_2''$  và loại sơ đồ chuyển động của 2 chất lỏng.

### 1.4.1. Sơ đồ song song ngược chiều.

Phương trình cân bằng nhiệt và truyền nhiệt qua  $dF_x$  của TBTĐN song song ngược chiều, theo hình 1.5 có dạng:

$$\begin{cases} \delta Q = -W_1 dt_1 = -W_2 dt_2 \\ \delta Q = k\Delta t_x dF_x \end{cases}$$



Theo đó có:  $dt_1 - dt_2 = -\left(\frac{1}{W_1} - \frac{1}{W_2}\right)\delta Q$

hay  $d\Delta t_x = -mk\Delta t_x dF_x$ , với  $m = \left(\frac{1}{W_1} - \frac{1}{W_2}\right)$ , [k/W].

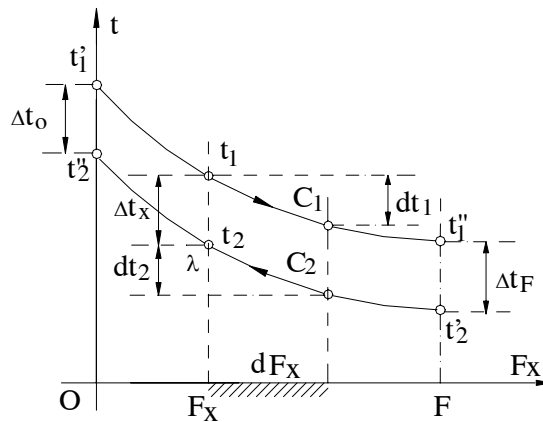
Nếu m và k không đổi thì:  $\int_{\Delta t_0}^{\Delta t_x} \frac{d\Delta t_x}{\Delta t_x} = -mk \int_0^{F_x} dF_x$  hay  $\ln \frac{\Delta t_x}{\Delta t_0} = -mkF_x$ .

Do đó:  $\Delta t_x(F_x) = \Delta t_0 \exp(-mkF_x)$ .

Theo định nghĩa  $\bar{\Delta t}$ :  $\bar{\Delta t} = \frac{1}{F} \int_0^F \Delta t_x(F_x) dF_x = \frac{\Delta t_0}{F} \int_0^F \exp(-mkF_x) dF_x = \frac{\Delta t_0}{-mkF} (e^{-mkF} - 1)$ .

Thay  $\Delta t_F = \Delta t_0 \exp(-mkF)$  vào trên sẽ được:  $\bar{\Delta t} = \frac{\Delta t_0}{\ln \frac{\Delta t_F}{\Delta t_0}} \left( \frac{\Delta t_F}{\Delta t_0} - 1 \right) = \frac{\Delta t_F - \Delta t_0}{\ln \frac{\Delta t_F}{\Delta t_0}}$

với  $\begin{cases} \Delta t_s = t_1' - t_2'' \\ \Delta t_F = t_1'' - t_2' \end{cases}$



Hình 1.5. Sơ đồ trao đổi nhiệt 2 chất lỏng song song ngược chiều.

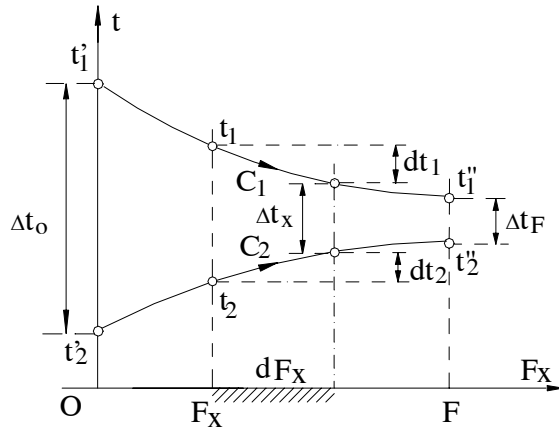
#### 1.4.2. Sơ đồ song song cùng chiều.

Phương trình cân bằng nhiệt và truyền nhiệt  $dF_x$  là:  $\begin{cases} \delta Q = -W_1 dt_1 = W_2 dt_2 \\ \delta Q = -k\Delta t_x dF_x \end{cases}$

Sau khi đưa về dạng:  $d\Delta t_x = -\left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2}\right)k\Delta t_x dF_x = -mk\Delta t_x dF_x$  và biến đổi như trên sẽ

thu được:

$$\bar{\Delta t} = \frac{\Delta t_F - \Delta t_0}{\ln \frac{\Delta t_F}{\Delta t_0}} \text{ với } \begin{cases} \Delta t_0 = t_1' - t_2' \\ \Delta t_F = t_1'' - t_2'' \end{cases}$$



Hình 1.6. Sơ đồ trao đổi nhiệt 2 chất lỏng song song cùng chiều.

Các công thức trên dùng khi:  $\Delta t_0 \neq \Delta t_F \neq 0$ .

Các công thức đặc biệt khác có thể tính  $\bar{\Delta t}$  theo:

$$\bar{\Delta t} = \begin{cases} \Delta t \text{ khi } \Delta t_0 = \Delta t_F \neq 0 \\ \frac{1}{2}(\Delta t_0 + \Delta t_F) \\ 0 \text{ khi } \Delta t_0 = \Delta t_F = 0 \end{cases}$$

### 1.4.3. Các sơ đồ khác.

Để tính  $\bar{\Delta t}$  cho các sơ đồ khác (song song đổi chiều, giao nhau 1 hay n lần), ta tính  $\bar{\Delta t}$  theo sơ đồ song song ngược chiều rồi nhân với hệ số  $\epsilon_{\Delta t}$ , được xác định bằng thực nghiệm và cho ở dạng đồ thị.

$$\epsilon_{\Delta t} = f\left(p = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_2'}, R = \frac{t_1' - t_1''}{t_2'' - t_2'}\right); \bar{\Delta t} = \bar{\Delta t} \uparrow \downarrow \cdot \epsilon_{\Delta t} (P, R, \text{loại sơ đồ}).$$

## 1.5. CÁC CHỈ TIÊU CHẤT LƯỢNG CỦA TBTĐN.

Để đánh giá chất lượng của TBTĐN, người ta dựa vào các chỉ tiêu sau đây:

### 1.5.1. Chỉ tiêu về năng lượng.

Để đặc trưng cho một công suất nhiệt thu được ứng với 1kW điện tiêu hao khi vận hành bơm quạt của thiết bị, người ta dùng chỉ tiêu năng lượng  $E_0$ , được định nghĩa:

$$E_0 = \frac{\text{Công suất nhiệt sản phẩm thu được từ môi chất}}{\text{Tổng công suất để bơm quạt sản phẩm và môi chất}}$$

$$E_0 = \frac{Q}{Nb + Nq} = \frac{G(i'' - i')sp}{5 + 3} . E_0 \text{ càng lớn thì thiết bị càng tốt.}$$

Ví dụ: Lò hơi sản xuất  $G = 1000 \text{ kg/h}$  hơi có  $i'' = 2770 \text{ kJ/kg}$ , từ nước có  $C_p = 4,18 \text{ kJ/kgK}$ ,  $t' = 27^\circ\text{C}$ , bơm nước tiêu thụ  $N_B = 5\text{kW}$ , quạt gió tiêu thụ  $N_q = 3\text{kW}$  thì có:

$$E_0 = \frac{\left(\frac{1000}{3600}\right)(2770 - 4,18.27)}{5 + 3} = 92,3$$

## 1.5.2. Các chỉ tiêu kết cấu.

### 1.5.2.1. Độ gọn của thiết bị

Độ gọn của thiết bị, ký hiệu là  $G$ , được định nghĩa:

$$G = \frac{\text{Diện tích mặt trao đổi nhiệt } F}{\text{Thể tích hộp bao thiết bị } V} = \frac{F}{V} , [\text{m}^2/\text{m}^3]$$

$G$  càng lớn, thiết bị càng gọn.

Ví dụ: Lò hơi nói trên có  $G = \frac{F}{V} = \frac{25}{2.2.4} = 1,6 \text{ m}^2 / \text{m}^3$

### 1.5.2.2. Suất tiêu hao kim loại.

Suất tiêu hao kim loại, ký hiệu là  $b$ , được định nghĩa:

$$b = \frac{\text{Khối lượng của thiết bị}}{\text{Diện tích mặt trao đổi nhiệt}} = \frac{M}{F} , [\text{kg}/\text{m}^2]$$

$b$  càng nhỏ thiết bị càng ít tốn kim loại.

Ví dụ: Lò hơi nói trên có  $b = \frac{1200}{25} = 50 \text{ kg} / \text{m}^2$ .

## 1.5.3. Hiệu suất trao đổi nhiệt của thiết bị.

### 1.5.3.1. Định nghĩa:

Hiệu suất TĐN của thiết bị, ký hiệu bởi  $\eta$  được định nghĩa:

$$\eta = \frac{Q}{Q_{\max}}$$

Trong đó:

$Q = W_1\delta t_1 = W_2\delta t_2 = bF\bar{\Delta t}$  là nhiệt chất lỏng 1 truyền cho chất lỏng 2 trong thiết bị.

$Q_{\max}$  là nhiệt cực đại mà chất lỏng 1 truyền cho chất lỏng 2 khi chảy song song ngược chiều với diện tích TĐN lớn vô cùng  $F \rightarrow \infty$ .

Khi hai chất lỏng chảy song song ngược chiều và  $F \rightarrow \infty$  thì nhiệt độ ra chất lỏng có  $W$  nhỏ hơn sẽ bằng nhiệt độ vào của chất lỏng có  $W$  lớn hơn.

Khi  $W_1 > W_2 \rightarrow \delta t_1 < \delta t_2$  và  $t_2'' = t_1'$ .

Khi  $W_1 < W_2 \rightarrow \delta t_1 > \delta t_2$  và  $t_1'' = t_2'$ .

Do đó  $Q_{\max}$  bằng :

$$Q_{\max} = \begin{cases} W_2(t_2'' - t_2') = W_{\min}(t_1' - t_2) & \text{khi } W_1 > W_2 \\ W_1(t_1'' - t_1') = W_{\min}(t_1' - t_2') & \text{khi } W_1 < W_2 \end{cases}$$

tức là  $Q_{\max} = W_{\min}(t_1' - t_2')$ , với  $W_{\min} = \min(W_1, W_2)$ .

Hình 1.7. Phân bố  $t_i(F_x)$  khi  $F \rightarrow \infty$

### 1.5.3.2. Công thức tính $\eta$ .

$$\eta = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{W_{\min} \delta t_{\max}}{W_{\min}(t_1' - t_2')} = \frac{\delta t_{\max}}{t_1' - t_2'}$$

với  $\delta t_{\max} = \max(\delta t_1, \delta t_2)$

$$\eta = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{bF \bar{\Delta t}}{W_{\min}(t_1' - t_2')} = NTU \frac{\bar{\Delta t}}{t_1' - t_2'}$$

với  $NTU = \frac{kF}{W_{\min}}$  gọi là số đơn vị chuyển nhiệt (Number of Transfer Unit).

Hiệu suất TĐN  $\eta$  phụ thuộc  $NTU \equiv n$ ,  $\frac{W_{\min}}{W_{\max}} = m < 1$  và sơ đồ chuyển động của chất

lỏng 2 chất lỏng.

### 1.5.3.3. Tính $\eta$ cho sơ đồ song song ngược chiều.

Xét sơ đồ song song ngược chiều có  $W_1 > W_2$ .

Từ phương trình cân bằng nhiệt  $\delta Q = -W_1 dt_1 = -W_2 dt_2$

$$\text{Có } dt_1 - dt_2 = d(\Delta t_x) = \delta Q \left( \frac{1}{W_2} - \frac{1}{W_1} \right)$$

Theo phương trình truyền nhiệt  $\delta Q = k \Delta t_x dF_x$

$$\rightarrow d(\Delta t_x) = k \Delta t_x dF_x \left( \frac{1}{W_2} - \frac{1}{W_1} \right)$$

$$\rightarrow \int_{\Delta t_0}^{\Delta t_F} \frac{d\Delta t_x}{\Delta t_x} = \int_0^F \frac{k}{W_2} \left( 1 - \frac{W_2}{W_1} \right) dF_x$$

$$\rightarrow \ln \frac{\Delta t_F}{\Delta t_0} = \frac{kF}{W_2} \left( 1 - \frac{W_2}{W_1} \right) \rightarrow \frac{\Delta t_0}{\Delta t_F} = e^{-\frac{kF}{W_2} \left( 1 - \frac{W_2}{W_1} \right)} = e^{-n(1-m)}$$

Hình 1.8. Để tính  $\eta$  cho sơ đồ song song ngược chiều.

Theo hình 1.8 có: do  $W_1\delta t_1 = W_2\delta t_2$

$$\rightarrow \delta t_1 = \frac{W_2}{W_1} \delta t_2 = n \delta t_2.$$

$$\frac{\Delta t_0}{\Delta t_F} = \frac{\Delta t - \delta t_2}{\Delta t - \delta t_1} = \frac{\Delta t - \delta t_2}{\Delta t - m \delta t_2} = \frac{1 - \frac{\delta t_2}{\Delta t}}{1 - m \frac{\delta t_2}{\Delta t}} = \frac{1 - \eta}{1 - m \eta} = e^{-n(1-m)}.$$

Giải phương trình  $(1 - \eta) = (1 - m\eta)e^{-n(1-m)}$  thu được:

$$\eta \uparrow \downarrow = \frac{1 - e^{-n(1-m)}}{1 - m e^{-n(1-m)}} = f(n, m) < 1$$

Đồ thị  $\eta$  có dạng như hình 1.9.

Hình 1.9. Đồ thị  $\eta \uparrow \downarrow = f(n, m)$ .

Các nhận xét:

- 1) Khi  $m$  giảm thì  $\eta$  tăng.
- 2) Khi  $m = 0$  ( lúc ngưng, sôi  $\rightarrow T = \text{const}$ ,  $C_p = \infty \rightarrow W_{\max} = \infty$ )  $\rightarrow \eta = e^{-n}$ .
- 3) Khi  $m = 1$  ( $W_1 = W_2$ )  $\rightarrow \eta = \lim_{m \rightarrow 1} \eta(n, m) = \frac{n}{1+n}$ .

#### 1.5.3.4. Tính $\eta$ cho sơ đồ cùng chiều.

Xét sơ đồ song song cùng chiều có  $W_1 > W_2$ .

$$\text{Từ hệ phương trình cơ bản: } \begin{cases} \delta Q = -W_1 dt_1 = W_2 dt_2 \\ \delta Q = k \Delta t_x dF_x \end{cases}$$

$$\text{tính toán như trên sẽ được: } \eta \uparrow \uparrow = \frac{1 - e^{-n(1+m)}}{1+m} = f(n, m).$$

Hình 1.10. Để tính  $\eta$  cho sơ đồ song song cùng chiều.

Các nhận xét:

- 1) Khi  $m$  giảm thì  $\eta$  tăng.
- 2) Khi  $m = 0$  ( $W_{\max}$  có chuyển pha)  $\rightarrow \eta = 1 - e^{-n}$  như song song ngược chiều.
- 3) Khi  $m = 1 \rightarrow \eta = \frac{1}{2}(1 - e^{-2n})$ .

Hình 1.11. Đồ thị  $\eta \uparrow \uparrow = f(n, m)$ .

### 1.5.3.5. Hiệu suất trao đổi nhiệt của các sơ đồ khác.

1) Sơ đồ song song đổi chiều thì: 
$$\eta = \frac{2}{1 + m + \sqrt{1 + m^2} \operatorname{Coth} \left[ n \frac{\sqrt{1 + m^2}}{2} \right]}$$

2) Sơ đồ giao nhau 1 lần thì: 
$$\eta = 1 - e^{-m(1 - \exp(-mn))}$$

3) Các sơ đồ khác có  $\eta = f(n, m)$  xem trong TLTK.

4) So sánh  $\eta$  các sơ đồ:

+ Khi  $m = \frac{W_{\min}}{W_{\max}} = 0 \rightarrow \eta = 1 - e^{-n}$  mọi sơ đồ.

+ khi  $m \neq 0$  thì:

$$\eta^{\uparrow\downarrow} > \eta^{\uparrow\rightarrow} > \eta^{\uparrow\uparrow} \quad (\text{Xem sách rồi vẽ theo, đánh Word không được})$$

$$\eta^{\uparrow\downarrow} > \eta^{\supset} > \eta^{\uparrow\uparrow}$$

Do đó  $\eta^{\uparrow\downarrow} = \max \eta$ ,  $\eta^{\uparrow\uparrow} = \min \eta$ .

## 1.6. CÁC BÀI TẬP VÍ DỤ:

### 1.6.1. Ví dụ về áp dụng phương trình cân bằng nhiệt – truyền nhiệt.

**Bài toán:** Một thùng mỏng đựng  $m = 500$  kg dung dịch có  $C_{p2} = 2$  kJ/kgK, nhiệt độ đầu  $t_0 = 7^\circ\text{C}$ , được khuấy đều. Ống xoắn dẫn dầu nóng có thông số vào  $G_1 = 9$  kg/s,  $C_{p1} = 3,5$  kJ/kgK,  $t'_1 = 92^\circ\text{C}$ , diện tích ống  $F_1 = 0,785$  m<sup>2</sup>, hệ số truyền nhiệt qua ống  $k = 10^3$  W/m<sup>2</sup>K. Khi dung dịch có  $t \geq t_p = 17^\circ\text{C}$  thì xảy ra phản ứng phát nhiệt, với công suất sinh

nhiệt riêng  $q(t)$ , [W/kg] bằng: 
$$q(t) = \begin{cases} 0 & \text{khi } t < t_p \\ q_0(t - t_p) = 0,88(t - t_p) & \text{khi } t \geq t_p \end{cases}$$

*Hình 1.12. Thùng gia nhiệt phản ứng.*

Hệ số truyền nhiệt qua vỏ thùng diện tích  $F_2 = 3,5$  m<sup>2</sup> đến không khí nhiệt độ  $t_f = 30^\circ\text{C}$  là  $k_2 = 40$  W/m<sup>2</sup>K.

- 1) Tính thời gian  $\tau_p$  khi dung dịch đạt nhiệt độ  $t_p$ .
- 2) Tính thời gian  $\tau_s$  đến khi dung dịch đạt nhiệt độ  $t_s = 77^\circ\text{C}$ .
- 3) Nhiệt độ cực đại  $t_m$  của dung dịch là bao nhiêu?

#### Lời giải:

Vì bình mỏng  $\delta = 0$  nên coi  $du = \rho \delta F_c dt = 0$ .

$$\text{Vì } NTU_1 = \frac{k_1 F}{G_1 C_{p1}} = \frac{1000.0,785}{9.3500} = 0,025 \text{ rất bé} \rightarrow W_1 = G_1 C_{p1} \text{ rất lớn}$$

$$\rightarrow \delta t_1 = (t'_1 - t''_1) \text{ rất bé} \rightarrow \text{coi } t'_1 = \bar{t}.$$

1) Khi  $t < t_p$ , chưa có phản ứng, phương trình cân bằng nhiệt cho dung dịch lúc  $\tau$ , sau  $d\tau$ , ứng với nhiệt độ dung dịch  $t \rightarrow t(dt)$ :

(Nhiệt dung dịch nhận từ đầu) = (Độ tăng Entanpy dung dịch) + (Nhiệt ra môi trường).

Hay: 
$$k_1 F_1 (t'_1 - t) d\tau = m C_{p2} dt + k_2 F_2 (t - t_f) d\tau$$

$$\rightarrow \frac{dt}{d\tau} + t \frac{k_1 F_1 + k_2 F_2}{m C_{p2}} = \frac{k_1 F_1 t'_1 + k_2 F_2 t_f}{m C_{p2}}$$

đặt tương ứng bằng: 
$$\frac{dt}{d\tau} + a_1 t = b_1 \rightarrow dt = -a_1 \left( t - \frac{b_1}{a_1} \right) = -a_1 (t - t_{m1})$$

$$\rightarrow \int_{t_0}^{t_p} \frac{dt}{t - t_{m1}} = \int_0^{\tau_p} -a_1 d\tau \rightarrow \ln \frac{t_p - t_{m1}}{t_0 - t_{m1}} = -a_1 \tau_p$$

$$\rightarrow \tau_p = \frac{1}{a_1} \ln \frac{t_{m1} - t_0}{t_{m1} - t_p}$$

với 
$$a_1 = \frac{k_1 F_1 + k_2 F_2}{m C_{p2}} = \frac{1000.0,785 + 40.3,5}{500.2000} = 9,25.10^{-4} s^{-1}.$$

$$t_{m1} = \frac{b_1}{a_1} = \frac{k_1 F_1 t'_1 + k_2 F_2 t_f}{k_1 F_1 + k_2 F_2} = \frac{1000.0,785.92 + 40.3,5.30}{1000.0,785 + 40.3,5} = 82,86^\circ C$$

$$\text{Do đó: } \tau_p = \frac{10^4}{9,35} \ln \frac{82,62 - 7}{82,62 - 17} = 153s$$

2) Khi  $t \geq t_p$  trong dung dịch có phản ứng sinh nhiệt  $q(t)$ , phương trình cân bằng nhiệt:

(nhiệt dung dịch nhận từ đầu) + (nhiệt dung dịch nhận từ phản ứng) = (độ tăng entanpi) + (nhiệt truyền ra môi trường)

hay: 
$$k_1 F_1 (t_1 - t) d\tau + m q_0 (t - t_p) d\tau = m C_{p2} dt + k_2 F_2 (t - t_f) d\tau$$

$$\rightarrow \frac{dt}{d\tau} + t \frac{k_1 F_1 + k_2 F_2 - m q_0}{m C_{p2}} = \frac{k_1 F_1 t_1 + k_2 F_2 t_f - m q_0 t_p}{m C_{p2}}$$

đặt bằng: 
$$\frac{dt}{d\tau} + a_2 t = b_2 \rightarrow dt = -a_2 \left( t - \frac{b_2}{a_2} \right) = -a_2 (t - t_{m2})$$

$$\rightarrow \int_{t_p}^t \frac{dt}{t - t_{m2}} = \int_0^\tau -a_2 d\tau \rightarrow \ln \frac{t - t_{m2}}{t_p - t_{m2}} = -a_2 \tau \rightarrow t(\tau) = t_{m2} - (t_{m2} - t_p) e^{-a\tau}$$

do đó: 
$$\tau_{ps} = \frac{1}{a_2} \ln \frac{t_{m2} - t_p}{t_{m2} - t_s}$$

với: 
$$a_2 = \frac{k_1 F_1 + t_2 F_2 - m q_0}{m c_{p2}} = \frac{1000.0,785 + 40.3,5 - 500.0,88}{500.2000} = 4,85.10^{-4} s^{-1}$$

$$t_{m2} = \frac{b_2}{a_2} = \frac{k_1 F_1 t_1 + k_2 F_2 t_f - m q_1 t_p}{k_1 F_1 + k_2 F_2 - m q_0} = \frac{10.0,785.0,2 + 40.3,5.30 - 500.0,88.17}{10^3.0,785 + 40.3,5 - 500.0,88}$$

$$t_{m2} = 142,1^{\circ}C.$$

$$\tau_{ps} = \frac{10^4}{4,85} \ln \frac{142,1 - 17}{142,1 - 77} = 1346 s$$

Do đó thời gian t tăng từ  $t_0 \rightarrow t_s$  là  $\tau_s = \tau_p + \tau_{ps} = 153 + 1346 = 1499 s$ .

3) Max  $t(\tau) = \lim[t_{m2} - (t_{m2} - t_p)e^{-a\tau}] = t_{m2} = 142,1^{\circ}C$ .

Đó là nhiệt độ ổn định của dung dịch khi bình làm việc.

Đường cong  $t(\tau)$  của dung dịch có dạng như hình 1.13.

*Hình 1.13. Phân bố  $t(\tau)$  của dung dịch.*

### 1.6.2. Ví dụ về áp dụng phương trình truyền nhiệt và tính $\overline{\Delta t}$ .

**Bài toán:** Một lò hơi sản xuất hơi bão hoà khô từ nước sôi ở  $p = 8 \text{ bar}$ , có diện tích trao đổi nhiệt bằng  $F = 18 \text{ cm}^2$ , hệ số truyền nhiệt  $k = 180 \text{ W/m}^2\text{K}$ . Sản phẩm cháy có  $G_1 = 1 \text{ kg/s}$ , nhiệt độ  $t_1' = 700^{\circ}C$ ,  $C_{p1} = 1,2 \text{ kJ/kgK}$ .

Tính nhiệt độ khói ra  $t_1''$  và sản lượng hơi  $G_2$  của lò và hiệu suất trao đổi nhiệt  $\eta$  của lò.

*Hình 1.14. Bài toán 1.6.2.*

#### **Lời giải:**

Tra bảng nước và hơi bão hoà tại  $p = 8 \text{ bar}$ , có  $t_s = 170^{\circ}C$  và nhiệt hoá hơi  $r = 2048 \text{ kJ/kg}$ .

Phương trình cân bằng nhiệt có dạng:

(Nhiệt sản phẩm cháy toả ra) = (Nhiệt truyền qua F) = (Nhiệt do hơi thu)

$$G_1 C_{p1} (t_1' - t_1'') = kF \frac{(t_1' - t_s) - (t_1'' - t_s)}{\ln \frac{t_1' - t_s}{t_1'' - t_s}} = G_2 r.$$



Đây là hệ 2 phương trình của 2 ẩn  $t_1''$  và  $G_2$ .

$$1) \text{ Tính } t_1'' \text{ theo } G_1 C_{p1}(t_1' - t_1'') = kF \frac{t_1' - t_1''}{\ln \frac{t_1' - t_s}{t_1'' - t_s}} \rightarrow \ln \frac{t_1'' - t_s}{t_1' - t_s} = \frac{-kF}{G_1 C_{p1}} = -NTU_1$$

$$\rightarrow t_1'' = t_s + (t_1' - t_s) e^{\frac{-kF}{G_1 C_{p1}}} = 170 + (700 - 170) \exp\left(\frac{-0,18.18}{1.1,2}\right) = 205,62^\circ C.$$

$$2) \text{ Tính } G_2 = G_1 \frac{C_{p1}(t_1' - t_1'')}{r} = 1 \frac{1,2(700 - 205,62)}{2048} = 0,29 \text{ kg/s} = 1043 \text{ kg/h}$$

$$\text{- Hiệu suất TĐN là } \eta = \frac{\delta t_{\max}}{t_1' - t_2'} = \frac{t_1' - t_1''}{t_1' - t_2'} = \frac{700 - 205,62}{700 - 170} = 93\%.$$

### 1.6.3. Ví dụ áp dụng phương trình cân bằng nhiệt hỗn hợp.

**Bài toán:** Bình gia nhiệt chứa  $V = 1 \text{ m}^3$  nước ở  $t_0 = t_f = 27^\circ C$ , diện tích xung quanh  $F = 8 \text{ m}^2$  bằng kim loại mỏng, gia nhiệt cho dòng nước vào bình có  $G_2 = 1000 \text{ kg/h}$ , nhiệt độ vào  $t_2' = t_f = 27^\circ C$ ,  $C_{p2} = 4,18 \text{ kJ/kgK}$ , bằng cách hỗn hợp với dòng hơi vào có  $G_1 = 250 \text{ kg/h}$ ,  $i_1 = 2770 \text{ kJ/kg}$  (hơi bão hoà khô ở  $p = 8 \text{ bar}$ ,  $t_s = 170^\circ C$ ).

Hệ số truyền nhiệt ra không khí qua vỏ là  $k = 10 \text{ W/m}^2\text{K}$ .

1) Tìm luật biến thiên nhiệt độ nước ra thời gian  $t(\tau)$  và tính nhiệt độ nước ra khi ổn định.

2) Nếu khoá 2 van nước vào ra, mở van K thông khí trời thì thời gian  $\tau_s$  và lượng nước sôi  $M_s$  bằng bao nhiêu khi  $t(\tau_s) = t_s = 100^\circ C$ .

Hình 1.15. Bài toán 1.6.3.

#### Lời giải:

1) Khi bình mỏng,  $\delta = 0$ , coi **dub** = 0. Phương trình cân bằng nhiệt cho nước trong bình lúc  $\tau$ , sau  $d\tau$  có dạng:

(Nhiệt  $dI$  do hơi ngưng toả ra) = (Nhiệt **dI<sub>n</sub>** nung nóng lượng nước tính  $pV$ ) + (Nhiệt gia nhiệt dòng nước **dI<sub>G</sub>**) + (Nhiệt  $\delta Q$  ra môi trường) hay:

$$G_1 d\tau(i - C_{p2}t) = pVC_{p2}dt + G_2 d\tau C_{p2}(t - t_2') + kF(t - t_f)d\tau$$

$$\rightarrow \frac{dt}{d\tau} + t \frac{G_1 C_{p2} + G_2 C_{p2} + kF}{\rho V C_{p2}} = \frac{G_1 i + G_2 C_{p2} t_2' + kF t_f}{\rho V C_{p2}}$$

$$\text{đặt bằng: } \frac{dt}{d\tau} + at = b \rightarrow dt = -a \left( t - \frac{b}{a} \right) d\tau = -a(t - t_m) d\tau$$

$$\rightarrow \int_{t_0}^t \frac{dt}{t - t_m} = \int_0^{\tau} -a dt \rightarrow \ln \frac{t - t_m}{t_0 - t_m} = -a\tau.$$

Hàm nhiệt độ nước ra có dạng:

$$t(\tau) = t_m - (t_m - t_0)e^{-a\tau} \text{ với } \begin{cases} a = \frac{(G_1 + G_2)C_{p2} + kF}{\rho V C_{p2}}, [s^{-1}] \\ t_m = \frac{G_1 i + G_2 C_{p2} t_2' + kF t_f}{(G_1 + G_2)C_{p2} + kF}, [^{\circ}C] \end{cases}$$

Nhiệt độ nước ra lúc ổn định là:

$$t_2'' = \lim_{\tau \rightarrow \infty} t(\tau) = t_m = \frac{\frac{250}{3600} 2770 + \frac{1000}{3600} 4,18 \cdot 27 + 0,01 \cdot 8 \cdot 27}{\frac{1}{3600} (250 + 1000) 4,18 + 0,01 \cdot 8} = 147,5^{\circ}C$$

2) Nếu khoá 2 van nước thì  $G_2 = 0$ , khi đó có:

$$a_0 = \frac{G_1 C_{p2} + kF}{\rho V C_{p2}} = \frac{\frac{250}{3600} 4,18 + 0,01 \cdot 8}{1000 \cdot 1 \cdot 4,18} = 8,86 \cdot 10^{-5} s^{-1}$$

$$t_{m0} = \frac{G_1 i + kF t_f}{G_1 C_p + kF} = \frac{\frac{250}{3600} 2770 + 0,01 \cdot 8 \cdot 27}{\frac{250}{3600} 4,18 + 0,01 \cdot 8} = 525,34^{\circ}C$$

Thời gian đun sôi khối nước tính  $m = \rho V$  là

$$\tau_{s0} = \frac{1}{a_0} \ln \frac{t_{m0} - t_0}{t_{m0} - t_s} = \frac{10^5}{8,86} \ln \frac{525,34 - 27}{525,34 - 100} = 1788 s = 29 \text{ phút } 48 s.$$

Lượng nước sôi khi đó là:  $M_s = m + G_1 \tau_{s0}$  hay:

$$M_s = \rho V + G_1 \tau_{s0} = 1000 \cdot 1 + \frac{250}{3600} 1788 = 1124 \text{ kg.}$$

## **CHƯƠNG 2: TÍNH NHIỆT CHO THIẾT BỊ TĐN**

### **2.1. CÁC BƯỚC TÍNH THIẾT KẾ MỘT THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT.**

Khi tính toán thiết kế 1 TBTĐN để nung nóng hoặc làm lạnh 1 sản phẩm (SP) nào đó trong một khâu sản xuất của dây chuyền công nghệ, người ta thường tiến hành các bước tính sau đây:

1) Tính công nghệ: Theo yêu cầu công nghệ xác định các thông số  $t'$ ,  $t''$ ,  $W = GC_p$  của SP cần đặt trong TBTĐN .

2) Tính chọn sơ bộ: Theo yêu cầu công nghệ cho SP, phân tích, so sánh và lựa chọn loại thiết bị, chọn môi chất (MC) và các thông số vào  $t$ ,  $W$ ,  $\omega$  của nó, chọn sơ đồ chuyển động và chọn trước các kích thước chính của mặt trao đổi nhiệt.

3) Tính nhiệt thiết kế: Theo phương trình cân bằng nhiệt và phương trình truyền nhiệt, tính các thông số nhiệt còn lại của các chất lỏng, các hệ số  $\alpha$  và  $k$ ,  $\overline{\Delta t}$  để xác định diện tích trao đổi nhiệt  $F$ .

4) Tính kết cấu: Xác định mọi thông số kết cấu của mặt TĐN và của thiết bị.

5) Tính sức bền: Theo (p,t) làm việc và lý thuyết sức bền vật liệu, tính chọn vật liệu và độ dày  $\delta$  của các mặt chịu (p,t) có trong thiết bị.

6) Tính thủy lực: Tính tổn thất áp suất trên dòng chảy các chất lỏng và tính chọn bơm quạt.

7) Tính điều khiển: Tính mạng điện động lực và tự động điều khiển các hoạt động của thiết bị.

8) Tính kinh tế: Tính khối lượng, giá thành các vật tư và thiết bị, các chi phí và hiệu quả kinh tế khi trang bị và vận hành TBTĐN.

Tuỳ theo yêu cầu, việc tính nhiệt cho TBTĐN thường phân ra 2 bài toán: Tính thiết kế để xác định diện tích TĐN và tính kiểm tra để kiểm tra hoặc lựa chọn thiết bị.

## 2.2. TÍNH NHIỆT THIẾT KẾ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT.

### 2.2.1. Phát biểu bài toán tính nhiệt thiết kế 1 TBTĐN.

Cho trước nhiệt độ vào, đương lượng nước và công suất nhiệt trao đổi của 2 chất lỏng (SP và MC), cần tính diện tích TĐN của thiết bị:

Cho  $(t_1', t_2', W_1, W_2, Q) \rightarrow$  tính  $F$ .

### 2.2.2. Các bước tính nhiệt thiết kế.

1) Tính nhiệt độ ra 2 chất lỏng theo phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = W_1(t_1' - t_1'') = W_2(t_2'' - t_2') \rightarrow t_1'' = t_1 - \frac{Q}{W_1} \text{ và } t_2'' = t_2 + \frac{Q}{W_2}$$

2) Tính  $\overline{\Delta t}$  theo sơ đồ đã chọn:  $\overline{\Delta t} = \frac{1}{\ln \frac{\Delta t_0}{\Delta t_F}} (\Delta t_0 - \Delta t_F) \epsilon_M (P, R, \text{loại sơ đồ})$ .

3) Tính  $\alpha_1, \alpha_2$  với chất lỏng 1, chất lỏng 2 theo các công thức thực nghiệm toả nhiệt bằng phương pháp lặp sai số cho phép.

4) Tính hệ số truyền nhiệt  $k = k(\alpha_1, \alpha_2, \delta_i, \lambda_i)$ .

5) Tính diện tích trao đổi nhiệt:  $F = \frac{Q}{k \overline{\Delta t}}$ .

### 2.2.3. Phương pháp lặp tính $\alpha_1, \alpha_2$ .

Phương pháp lặp dựa trên việc chọn nhiệt độ vách thích hợp để tính  $\alpha_1, \alpha_2$  theo các công thức thực nghiệm, sao cho sai số các dòng nhiệt  $\varepsilon_q = \left| \frac{q_{\alpha 1} - q_{\alpha 2}}{q_{\alpha 1}} \right|$  không vượt quá giá trị

$[\varepsilon]$  cho phép, thường được chọn trước bằng  $[\varepsilon] = 5\%$ .

#### 2.2.3.1. Bài toán phẳng.

**Bài toán:** Cho vách phẳng hoặc trụ mỏng ( có  $\frac{d_2}{d_1} \leq 2$  ) nhiều lớp  $\delta_i/\lambda_i$ , cao  $h$ , 2 mặt

tiếp xúc với chất lỏng 1 có nhiệt độ  $t_{f1} = \frac{1}{2}(t'_1 + t''_1)$ , vận tốc  $\omega_1$  (chọn trước hay tính theo  $\omega$

$= \frac{G}{\rho f} = \frac{4G}{\pi d^2 \rho}$  ) và chất lỏng 2 có  $t_{f2} = \frac{1}{2}(t'_2 + t''_2)$ ,  $\overline{\omega_2}$  xác định như trên.

Tính  $\alpha_1, \alpha_2$ .

*Hình 2.1. Bài toán phẳng.*

- Các bước tính lặp:

1) Chọn nhiệt độ vách  $t_{w1}$  trong khoảng  $t_{f2} \div t_{f1}$ .

2) Tính  $\alpha_1 = \frac{\lambda_1}{h} N_{u1} (R_{e1}, G_{r1}, P_{r1})$  theo công thức thực nghiệm với chất lỏng 1

3) Tính  $q_{\alpha 1} = \alpha_1(t_{f1} - t_{w1})$ ,  $[W/m^2]$ .

4) Tính  $t_{w2}$  theo phương trình cân bằng nhiệt  $q_{\alpha 1} = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i}}$

$$\rightarrow t_{w2} = t_{w1} - q_{\alpha 1} \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i}$$

5) Tính  $\alpha_2 = \frac{\lambda_2}{h} N_{u2} (R_{e2}, G_{r2}, P_{r2})$  theo công thức thực nghiệm phía chất lỏng 2.

6) Tính  $q_{\alpha 2} = \alpha_2(t_{w2} - t_f)$  và sai số  $\varepsilon_q = \left| h - \frac{q_{\alpha 2}}{q_{\alpha 1}} \right|$ .

7) So sánh sai số  $\varepsilon_q$  và  $[\varepsilon]$ :

Nếu  $\varepsilon_q - [\varepsilon] > 0 \rightarrow \varepsilon_q > [\varepsilon] \rightarrow$  thay đổi  $t_{w1}$  và lặp lại các bước 2 ÷ 7

Nếu  $\varepsilon_q - [\varepsilon] \leq 0 \rightarrow \varepsilon_q \leq [\varepsilon] \rightarrow$  lấy  $\alpha_1, \alpha_2$  như trên.

- *Chú ý:* Nếu môi chất là chất khí có nhiệt độ cao ( $T \geq 500 \text{ K}$ ), thì cần tính thêm trao đổi nhiệt bức xạ.

Khi đó  $\alpha$  phức hợp tính theo công thức:

$$\alpha = \alpha_{dl} + \alpha_{bx} = \frac{\lambda}{h} Nu(\text{Re}, Gr, \text{Pr}) + \varepsilon_w \sigma \frac{T_w^4 - T_f^4}{T_w - T_f}.$$

### 2.2.3.2. Bài toán trụ

- Bài toán: chọn ống trụ dày  $\delta_i/\lambda_i$ , mặt diện tích tiếp xúc chất lỏng 1 có  $t_{f1} =$

$$\frac{1}{2}(t_1' - t_1''), \omega_1 = \frac{4G_1}{\pi d_1^2 \rho_1}, \text{ mặt } d_2 \text{ tiếp xúc chất lỏng 2 có } t_{f2} = \frac{1}{2}(t_2' - t_2''), \omega_2 = \frac{4G_2}{\pi d_2^2 \rho_2}. \text{ Tính}$$

$$\alpha_1, \alpha_2.$$

*Hình 2.2. Bài toán trụ.*

\_ Các bước tính lập:

1) Chọn nhiệt độ vách  $t_{w1}$  trong khoảng  $t_{f2} \div t_{f1}$ .

2) Tính  $\alpha_1 = \frac{\lambda_1}{h} N_{u1}(\text{Re}_1, Gr_1, \text{Pr}_1)$  theo công thức thực nghiệm với chất lỏng 1

3) Tính  $q_{1\alpha1} = \alpha_1(t_{f1} - t_{w1})\pi d_1$ , (W/m).

4) Tính  $t_{w2}$  theo phương trình cân bằng nhiệt  $q_{1\alpha1} = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\sum \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_i + 1}{d_i}}$

$$\rightarrow t_{w2} = t_{w1} - q_{1\alpha1} \sum \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_i + 1}{d_i}.$$

5) Tính  $q_2 = \frac{\lambda_2}{d_2} N_{u2}(\text{Re}_2, Gr_2, \text{Pr}_2)$  theo công thức thực nghiệm phía chất lỏng 2.

6) Tính  $q_{1\alpha2} = \alpha_2(t_{w2} - t_{f2})\pi d_2$  và sai số  $\varepsilon_q = \left| 1 - \frac{q_{1\alpha2}}{q_{1\alpha1}} \right|$ .

7) So sánh sai số  $\varepsilon_q$  và  $[\varepsilon]$ :

Nếu  $\varepsilon_q - [\varepsilon] > 0 \rightarrow \varepsilon_q > [\varepsilon] \rightarrow$  thay đổi  $t_{w1}$  và lặp lại các bước 2 ÷ 7

Nếu  $\varepsilon_q - [\varepsilon] \leq 0 \rightarrow \varepsilon_q \leq [\varepsilon] \rightarrow$  lấy  $\alpha_1, \alpha_2$  như trên.

### 2.2.4. Tính hệ số truyền nhiệt và mặt TĐN.

1) Vách phẳng hoặc trụ mỏng, không có cánh.

Tính F theo  $Q = kF\bar{\Delta t}$  với  $k = \left( \frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$ ,  $\left[ \frac{W}{m^2 K} \right]$

tức là  $F = \frac{Q}{\Delta t} \left( \frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2} \right), [m^2]$ .

2) Vách phẳng có n cánh bxlxδ ở 1 phía  $\alpha_2$  bé:

Tính  $F_1$  theo  $Q = kF_1\bar{\Delta t}$  với  $k = \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\varepsilon_c \alpha_2} \right)^{-1}$  với  $\varepsilon_c = \frac{F_2}{F_1} = \frac{h_1 + 2b}{h_1} = 1 + 2\frac{b}{h_1} \rightarrow F_1$

$$= \frac{Q}{\Delta t} \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\varepsilon_c \alpha_2} \right), [m^2].$$

3) Vách trụ dày ( có  $\frac{d_2}{d_1} > 2$ ) không có cánh:

Thay cho tính diện tích F, người ta tính chiều dài l của ống trụ theo phương trình  $Q = lq_1 = \pi k_1 \bar{\Delta t} l$  với  $k_1 = \left( \frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_{n+1}} \right)^{-1}$ ,  $[W/mK]$ . Khi đó có  $l = \frac{Q}{\Delta t} \cdot \frac{1}{\pi} \left( \frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_{i+1}} + \sum \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} \right), [m]$ .

4) Vách trụ có cánh tròn phía ngoài.

Tính diện tích mặt trong không cánh  $F_0 = 2\pi r_0 l$  theo:  $Q = k_0 F_0 \bar{\Delta t}$  với

$$k_0 = \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{F_{02}}{\alpha_2 \eta_c F_2} \right)^{-1}, \left[ \frac{W}{m^2 K} \right].$$

$$\delta = r_1 - r_0$$

$$F_{02} = 2\pi r_1 h_1$$

$$F_2 = F_{02} + F_{c2}$$

$$F_{c2} = 2\pi(r_2^2 - r_1^2).$$

$$\eta_c = f\left(\frac{r_2}{r_0}, m(r_2 - r_0)\right), \text{ với } m = \sqrt{\frac{2\alpha_2}{\lambda\delta}} \text{ cho theo sơ đồ hình H.20}$$

### 2.3. Tính kiểm tra TBTĐN .

#### 2.3.1. Bài toán kiểm tra TBTĐN.

Khi tính toán để kiểm tra hoặc chọn 1 TBTĐN có sẵn, thường cho trước nhiệt độ vào, đương lượng nước của các chất lỏng, diện tích và hệ số truyền nhiệt của thiết bị, cần

tính công suất và nhiệt độ ra các chất lỏng, để xem các thông số này có phù hợp với công nghệ hay không. Bài toán kiểm tra có thể tóm tắt như sau:

Cho  $(t'_1, t'_2, W_1, W_2, k, F) \rightarrow$  Tính  $(t''_1, t''_2, Q)$ .

Lời giải bài toán này phụ thuộc vào sơ đồ chuyển động của 2 chất lỏng.

2.3.2. Tính kiểm tra sơ đồ ngược chiều.

Nếu coi tổn thất nhiệt ra môi trường  $Q_t = 0$  thì  $Q = \Delta I_1 = \Delta I_2 = kF \bar{\Delta t}$  hay

$$\begin{cases} Q = W_1(t'_1 - t''_1) & (1) \\ Q = W_2(t'_2 - t''_2) & (2) \\ Q = kF \frac{(t'_1 - t'_2) - (t''_1 - t''_2)}{\ln \frac{(t'_1 - t'_2)}{(t''_1 - t''_2)}} & (3) \end{cases}$$

Dùng hệ 3 phương trình 3 ẩn số  $(t''_1, t''_2, Q)$ , được giải như sau.

Nếu đặt  $\delta t_1 = t'_1 - t''_1$ ,  $\delta t_2 = t'_2 - t''_2$ , thì: Từ (1) và (3) có  $W_1(t'_1 - t''_1) = kF \frac{(t'_1 - t'_2) - (t''_1 - t''_2)}{\ln \frac{(t'_1 - t'_2)}{(t''_1 - t''_2)}} \rightarrow \ln \frac{(t'_1 - t'_2)}{(t''_1 - t''_2)} = \frac{kF}{W_1} \left( 1 - \frac{\delta t_2}{\delta t_1} \right)$ , (4).

Theo (1), (2)  $W_1 \delta t_1 = W_2 \delta t_2 \rightarrow \delta t_2 = \frac{W_1}{W_2} \delta t_1$ , (5).

Nếu gọi  $\frac{kF}{W_1} = n_1$  và  $\frac{W_1}{W_2} = m_1$  thì (4) có dạng:  $\frac{(t'_1 - t'_2)}{(t''_1 - t''_2)} = \exp[n_1(m_1 - 1)]$ .

Trừ phương trình này cho đẳng thức  $1 = 1$  ta được:

$$\frac{(t''_1 - t'_2)}{(t'_1 - t'_2)} - 1 = \frac{t''_1 - t'_2 - t'_1 + t'_2}{t'_1 - t'_2 - t'_1 + t'_2} = \frac{\delta t_2 - \delta t_1}{(t'_1 - t'_2) - \delta t_2} = \frac{\delta t_1(m_1 - 1)}{(t'_1 - t'_2) - m_1 \delta t_1} = \exp[n_1(m_1 - 1)] - 1. \text{ Giải}$$

phương trình cuối tìm  $\delta t_1$  sẽ được:  $\delta t_1 = (t'_1 - t'_2) \frac{1 - \exp[n_1(m_1 - 1)]}{1 - m_1 \exp[n_1(m_1 - 1)]}$  thì có:

$$t''_1 = t'_1 - \delta t_1 = t'_1 - (t'_1 - t'_2)Z(n_1, m_1)$$

$$t''_2 = t'_2 - m_1 \delta t_1 = t'_2 - m_1(t'_1 - t'_2)Z(n_1, m_1)$$

$$Q = W_1 \delta t_1 = W_1(t'_1 - t'_2)Z(n_1, m_1).$$

2.3.3. Tính kiểm tra sơ đồ cùng chiều.



Hệ phương trình để tìm  $(t''_1, t''_2, Q)$  là:  $Q = W_1(t'_1 - t''_1) = W_2(t''_2 - t'_2) = kF \frac{(t'_1 - t'_2) - (t''_1 - t''_2)}{\ln \frac{(t'_1 - t'_2)}{(t''_1 - t''_2)}}$ . Theo  $W_1 \delta t_1 = kF \Delta t$  có:  $\ln \frac{(t'_1 - t'_2)}{(t''_1 - t''_2)} = \frac{kF}{W_1} \left(1 - \frac{\delta t_2}{\delta t_1}\right) = [n_1(m_1 - 1)] \rightarrow$

$\frac{t''_1 - t''_2}{t'_1 - t'_2} = e^{-n_1(m_1+1)}$  lấy  $1 = 1$  trừ cho phương trình này ta được:

$$1 - \frac{t''_1 - t''_2}{t'_1 - t'_2} = \frac{t'_1 - t'_2 - t''_1 + t''_2}{t'_1 - t'_2} = \frac{\delta t_1 + \delta t_2}{(t'_1 - t'_2)} = \frac{\delta t_1(m_1 + 1)}{(t'_1 - t'_2)} = 1 - e^{-n_1(m_1+1)} \rightarrow$$

$$\delta t_1 = (t'_1 - t'_2) \frac{1 - e^{-n_1(m_1+1)}}{1 + m_1} \text{ đặt } P(n_1, m_1) = \frac{1 - \exp[-n_1(m_1 - 1)]}{1 + m_1} \text{ thì nghiệm bài toán là:}$$

$$\begin{cases} t''_1 = t'_1 - \delta t_1 = t'_1 - (t'_1 - t'_2)P(m_1, n_1) \\ t''_2 = t'_2 - \delta t_2 = t'_2 - (t'_1 - t'_2)P(m_1, n_1) \\ Q = W \delta t_1 = W_1(t'_1 - t'_2)P(m_1, n_1) \end{cases}$$

$n_1 = \frac{kF}{W_1}$  là NTU của chất lỏng nóng.

$m_1 = \frac{W_2}{W_1}$  là tỷ số đương lượng nước nóng/ lạnh.

Chú ý: Giá trị  $m_1 \in [0, \infty)$ , khác với  $m$  trong biểu thức hiệu suất trao đổi nhiệt,

$$\eta \left( n = \frac{kF}{W_{\min}}, m = \frac{W_{\min}}{W_{\max}} \right), m < 1.$$

2.3.4. So sánh công suất TĐN các sơ đồ.

Người ta thường so sánh công suất TĐN các sơ đồ khi có cùng các chỉ số  $n_1 = kF / W_1$  và  $m_1 = W_2 / W_1$ .

1) So sánh sơ đồ cùng chiều và ngược chiều, ta có:

$$\frac{Q_p}{Q_z} = \frac{p}{z} = \frac{[1 - e^{-m_1(m_1+1)}][1 - m_1 e^{n_1(m_1-1)}]}{(1 + m_1)[1 - e^{n_1(m_1-1)}]} = f(n_1, m_1) \text{ có dạng như hình H 23.}$$

Nhận xét:  $\frac{Q_p}{Q_z} < 1$  nên  $Q$  ngược chiều  $>$   $Q$  cùng chiều. Khi  $m_1 < 0,05$  hay  $m_1 > 10$  thì

coi  $\frac{Q_p}{Q_z} = 1 \rightarrow Q$  ngược chiều =  $Q$  cùng chiều.

2) So sánh cá sơ đồ khác.

Q ngược chiều > Q giao nhau > Q vuông góc > Q cùng chiều, khi có cùng  $n_1, m_1$ .

2.4. Ví dụ về tính thiết kế TBTĐN kiểu ống lồng.

2.4.1. Bài toán thiết kế:

Công nghệ cần đun nóng  $G_2 = 3200$  kg/h nước lạnh từ  $t'_2 = 15^\circ\text{C}$  lên  $t''_2 = 45^\circ\text{C}$ , bằng môi chất là nước nóng có  $G_1 = 2130$  kg/h, nhiệt độ vào  $t'_1 = 95^\circ\text{C}$ .

Chọn TBTĐN kiểu ống lồng nối tiếp, ống trong dẫn nước nóng có  $d_2/d_1 = 35/32$  mm, bằng thép có  $\lambda = 45$  W/mK, ống ngoài đường kính  $D = 48$  mm, chiều dài  $l = 2$  m.

Tính tổng diện tích truyền nhiệt  $F$ , hệ số môđun  $N$  về hiệu suất TĐN của Thiết bị.

2.4.2. Các bước tính thiết kế.

1) Tính  $Q, t''_1$  theo phương trình cân bằng nhiệt:  $Q = G_1 C_{p1} (t'_1 - t''_1) = G_2 C_{p2} (t''_2 - t'_2)$ .

$$Q = \frac{3200}{3600} 4,18(45 - 15) = 111,5 \text{ kW.}$$

$$t''_1 = t'_1 - \frac{Q}{G_1 C_{p1}} = 95 - \frac{111,5 \cdot 3600}{2130 \cdot 4,19} = 42^\circ\text{C}.$$

2) Tính  $\overline{\Delta t}$  sơ đồ ngược chiều.

$$\overline{\Delta t} = \frac{(t'_1 - t'_2) - (t''_1 - t''_2)}{\ln \frac{(t'_1 - t'_2)}{(t''_1 - t''_2)}} = \frac{(95 - 45) - (50 - 15)}{\ln \frac{(95 - 45)}{(50 - 15)}} = 42^\circ\text{C}.$$

3) Tính  $\alpha_1, \alpha_2$  theo công thức thực nghiệm.

a. Xác định  $t_{f1}, \omega_1$  và  $t_{f2}, \omega_2$ :

- Theo  $t_{f1} = \frac{1}{2}(t'_1 + t''_1) = \frac{1}{2}(95 + 50) = 72,5^\circ\text{C}$  tra TSVL nước có:  $\rho_1 = 976$  kg/m<sup>3</sup>,  $\lambda_1 = 0,67$  W/mK,  $\gamma_1 = 0,4 \cdot 10^{-6}$  m<sup>2</sup>/s,  $P_{rk} = 2,5$ . Tốc độ nước nóng  $\omega_1 = \frac{4G_1}{\pi \rho_1 d_1^2} = \frac{4 \cdot 2130}{3600 \cdot 3,14 \cdot 976 \cdot 0,032^2} = 0,754$  m/s.

- Theo  $t_{f2} = \frac{1}{2}(t'_2 + t''_2) = \frac{1}{2}(15 + 45) = 30^\circ\text{C}$  tra TSVL nước có:  $\rho_2 = 996$  kg/m<sup>3</sup>,  $\lambda_2 = 0,61$  W/mK,  $\gamma_2 = 0,805 \cdot 10^{-6}$  m<sup>2</sup>/s,  $P_{rk} = 5,42$ . Tốc độ nước lạnh  $\omega_2 =$

$$\frac{G_2}{f_2 \rho_2} = \frac{4G_2}{\pi(D^2 - d_2^2)\rho_2} = \frac{4 \cdot \frac{3200}{3600}}{3,14(48^2 - 35^2)10^{-4} \cdot 996} = 1 \text{ m/s}.$$

b. Tính  $\alpha_1$ :  $R_{ef} = \frac{\omega_1 d_1}{\gamma_1} = \frac{0,754 \cdot 0,032}{0,4 \cdot 10^{-6}} = 60320 \cdot 10^4$  chảy rối:  $N_{\omega} = 0,021 \cdot R_{ef}^{0,8} P_{rl}^{0,43} \left( \frac{P_{at}}{P_{ru}} \right)^{\frac{1}{4}} \varepsilon_l$  Với  $\varepsilon_l = 1$  vì  $\frac{L}{d_1} = \frac{2000}{32} > 50$  chọn  $t_{w1} = \frac{1}{2}(t_{f1} + t_{f2}) = \frac{1}{2}(72,5 + 30) = 51,25^\circ C \rightarrow P_{r\omega} = 3,5$ .  $\alpha_1 = \frac{\lambda_1}{d_1} N_{uf1} = \frac{0,67}{0,032} 0,021 \cdot 60320^{0,8} \cdot 2,5^{0,43} \left( \frac{2,5}{3,5} \right)^{\frac{1}{4}} = 4000 W / m^2 K$ .

c. Tính  $\alpha_2$ : Vì ống mỏng,  $\lambda$  lớn, coi  $t_{w1} = t_{w2} = 51,25 \rightarrow P_{r\omega 2} = 3,5$ . Đường kính tương đương của hình xuyên  $D/d_2$  là:

$$d_{td} = \frac{4f}{u} = \frac{4 \frac{\pi}{4} (D^2 - d_2^2)}{\pi(D + d)} = D - d = 48 - 35 = 13 \text{ mm}.$$

$$R_{e2} = \frac{\omega_2 d_{td}}{\gamma_2} = \frac{1,0,013}{0,805 \cdot 10^{-6}} = 16149 \cdot 10^4 \rightarrow \text{chảy rối}.$$

Công thức thực nghiệm tính  $\alpha$  khi chảy rối trong ống lồng  $D/d_2$  là:  $d_{td} = \frac{4f}{u} = \frac{4 \frac{\pi}{4} (D^2 - d_2^2)}{\pi(D + d)} = D - d = 48 - 35 = 13 \text{ mm}.$

$$R_{e2} = \frac{\omega_2 d_{td}}{\gamma_2} = \frac{1,0,013}{0,805 \cdot 10^{-6}} = 16149 \cdot 10^4 \rightarrow \text{chảy rối}.$$

Công thức tính  $\alpha$  khi chảy rối trong ống lồng  $D/d_2$  có dạng:

$$N_{uf} = 0,017 R_{ef}^{0,8} P_{rf}^{0,4} \left( \frac{D}{d_2} \right)^{0,18} \left( \frac{P_{rt}}{P_{rw}} \right)^{\frac{1}{4}} = 4270 W/m^2 K.$$

d. Kiểm tra sai số dòng nhiệt.

$$\varepsilon_q = \left| 1 - \frac{\alpha_2 (t_{w2} - t_{f2})}{\alpha_1 (t_{w1} - t_{f1})} \right| = \left| 1 - \frac{4270(51,25 - 30)}{4000(72,5 - 51,25)} \right| = 6,8\% < 10\% \rightarrow \text{lấy } \alpha_1, \alpha_2 \text{ như trên}.$$

4) Tính  $k$ ,  $F$  và số modun  $N$ .

Vì ống mỏng,  $\frac{d_2}{d_1} = \frac{35}{32} < 1,4$  coi là vách phẳng dày  $\delta = \frac{1}{2}(d_2 - d_1) = \frac{1}{2}(35 - 32) = 1,5$

mm nên có  $k = \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right) = \left( \frac{1}{4000} + \frac{0,0015}{45} + \frac{1}{4270} \right) = 1932 \text{ W/m}^2\text{K}$ .

$$F = \frac{Q}{k\Delta t} = \frac{111,5 \cdot 10^3}{1932 \cdot 42} = 1,374 \text{ m}^2.$$

$$\text{Số moodun } N = \frac{F}{\pi d_1 L} = \frac{1,374}{3,14 \cdot 0,032 \cdot 2} = 6,83 \rightarrow \text{chọn } N = 7.$$

$$5) \text{ Hiệu suất TĐN của thiết bị là: } \eta = \frac{\delta t_{\max}}{t_1' - t_2'} = \frac{t_1' - t_1''}{t_1' - t_2'} = \frac{95 - 50}{95 - 15} = 56\%.$$

2.5. Ví dụ tính thiết kế thiết bị sản xuất hơi.

2.5.1. Bài toán: Cần thiết kế một lò hơi sản lượng  $G_2 = 36$  tấn/h hơi quá nhiệt có  $t_2'' = 250^\circ\text{C}$  ở  $p_2 = 10$  bar từ nước lạnh  $t_2' = 27^\circ\text{C}$ . Cho biết sản phẩm cháy có  $t_1' = 750^\circ\text{C}$ , lưu lượng  $G_1 = 45$  kg/h, hệ số truyền nhiệt  $k = 200 \text{ W/m}^2\text{K}$ , sơ đồ song song ngược chiều. Tính diện tích TĐN của lò.

2.5.2. Lời giải:

1) Theo  $p_2 = 10$  bar tra TSVL của nước và hơi có:  $C_{p1} = 1,2 \frac{\text{kJ}}{\omega\text{K}}$ ,  $t_{s2} = 180^\circ\text{C}$ ,  $r_2 = 2015 \text{ kJ/kg}$ ,  $C_{ph} = 2 \text{ kJ/kgK}$ . Đường cong  $t(F_x)$  của sản phẩm và hơi có dạng như hình H 25. Lò hơi này được coi là 3 TBTĐN ngược chiều ghép nối tiếp, hàm nước trên  $F_0$ , sôi hoá hơi trên  $F_s$  và quá nhiệt trên  $F_q$ . Phương trình cân bằng nhiệt và phương trình truyền nhiệt cho mỗi dạng thiết bị có dạng:

$$\left\{ \begin{array}{l} G_1 C_{p1} (t_1' - t_{11}) = G_2 C_{ph} (t_2'' - t_s) = k F_q \frac{(t_1' - t_2'')(t_{11} - t_s)}{\ln \frac{(t_{10} - t_s)}{(t_1'' - t_s)}} \\ G_1 C_{p1} (t_1' - t_{11}) = G_2 C_{ph} (t_2'' - t_s) = k F_q \frac{(t_1' - t_2'')(t_{11} - t_s)}{\ln \frac{(t_{10} - t_s)}{(t_1'' - t_s)}} \\ G_1 C_{p1} (t_1' - t_{11}) = G_2 C_{ph} (t_2'' - t_s) = k F_q \frac{(t_1' - t_2'')(t_{11} - t_s)}{\ln \frac{(t_{10} - t_s)}{(t_1'' - t_s)}} \end{array} \right.$$

Đây là hệ 6 phương trình rcuar 6 ẩn (  $t_{11}$ ,  $t_{10}$ ,  $t_1''$ ,  $F_q$ ,  $F_s$ ,  $F_0$ ).

Có lời giải chi tiết như bảng sau:

Tên thông số	Công thức tính	Thay số	Kết quả	Đơn vị
Nhiệt độ quá nhiệt	$Q_q = G_2 C_{ph} (t_2'' - t_s)$	$\frac{36.10^3}{3600} 2(250 - 180)$	1400	kW
Nhiệt độ khói ra	$F_q = t_{11} = t_1' \frac{Q_p}{G_1 C_{p1}}$	$750 - \frac{1400}{45.1,2}$	724	$^{\circ}\text{C}$
$\bar{\Delta t}$ trên $F_q$	$\bar{\Delta t}_q = \frac{(t_1' - t_2'') - (t_{11} - t_s)}{\ln \frac{t_1' - t_2'}{t_{11} - t_s}}$	$\frac{(750 - 250) - (724 - 180)}{\ln \frac{750 - 250}{724 - 180}}$	522	$^{\circ}\text{C}$
Diện tích bộ quá nhiệt	$F = \frac{Q}{k \Delta t_q}$	$\frac{1400.10^3}{200.522}$	13	$\text{m}^2$
Nhiệt độ hoá hơi	$Q_s = G_2 r_2$	$\frac{36.10^3.2015}{3600}$	20150	kW
Nhiệt độ khói ra $F_s$	$t_{10} = t_{11} - \frac{Q_s}{G_1 C_{p1}}$	$724 - \frac{20150}{45.1,2}$	351	$^{\circ}\text{C}$
$\bar{\Delta t}$ trên $F_s$	$\bar{\Delta t}_q = \frac{(t_{11} - t_s) - (t_{10} - t_s)}{\ln \frac{t_{11} - t_s}{t_{10} - t_s}}$	$\frac{724 - 351}{\ln \frac{724 - 180}{351 - 180}}$	322	$^{\circ}\text{C}$
Diện tích sôi	$F = \frac{Q_s}{k \Delta t_s}$	$\frac{20150.10^3}{200.322}$	313	$\text{m}^2$
Nhiệt hâm sôi	$Q_s = G_2 C_{p2} (t_s - t_2')$	$\frac{36000}{3600} 4,18(180 - 27)$	6395	kW
Nhiệt độ khói thải	$t_1'' = t_{10} - \frac{Q_0}{G_1 C_{p1}}$	$351 - \frac{6395}{45.1,2}$	233	$^{\circ}\text{C}$
$\bar{\Delta t}$ trên $F_0$	$\bar{\Delta t}_0 = \frac{(t_{10} - t_s) - (t_1'' - t_2')}{\ln \frac{t_{10} - t_s}{t_1'' - t_2'}}$	$\frac{351 - 180 - 233 + 27}{\ln \frac{351 - 180}{233 - 27}}$	188	$^{\circ}\text{C}$
Diện tích bộ hâm	$F_0 = \frac{Q_0}{k \Delta t_0}$	$\frac{6395.10^3}{200.188}$	170	$\text{m}^2$

Tổng diện tích	$F = F_0 + F_s + F_q$	170+322+13	505	m <sup>2</sup>
Hiệu suất TĐN	$\eta = \frac{t'_1 - t''_1}{t'_1 - t'_2}$	$\frac{750 - 233}{750 - 27}$	71,5	%

## 2.6. Tính thiết kế bình ngưng.

2.6.1. Bài toán: Cần thiết kế một bình ngưng freon 12 kiểu ống vỏ nằm ngang, dùng ống đồng  $d_2/d_1 = 14/12\text{mm}$ , có  $\lambda = 100 \text{ W/mK}$ , chọn bước ống  $SP = 1,3.d_2$ , có công suất ngưng  $Q_k = 42 \text{ kW}$ , ở nhiệt độ ngưng tụ  $t_k = 30^\circ\text{C}$ . Nước làm mát chảy trong chùm ống, chọn  $\omega_2 = 1,5 \text{ m/s}$ , nhiệt độ vào  $t'_n = 20^\circ\text{C}$ , nhiệt độ ra  $t''_n = 26^\circ\text{C}$ , chọn số hàng trùng nước  $N = 2$ , định mức toả nhiệt ra môi trường khí trời  $Q_t = 2\%Q_k$ .

Tính diện tích mặt ống, tổng số ống  $n$ , chiều dài  $l$  của ống, đường kính  $D$  của thiết bị, hiệu suất TĐN  $\eta$ .

### 2.6.2. Các bước tính thiết kế.

1) Tính phụ tải nhiệt  $Q_n$  và lưu lượng  $G_n$  nước làm mát.

Theo  $Q_k = Q_n + Q_t \rightarrow Q_n = Q_k - Q_t = (1-0,02)Q_k = 0,98.42 = 41,16 \text{ kg/s}$ .

Theo  $Q_n = G_n C_{pn}(t''_n - t'_n) \rightarrow G_n = \frac{Q_n}{C_{pn}(t''_n - t'_n)} = \frac{41,16}{4,18(26 - 20)} = 1,64 \text{ kg/ss}$ .

2) Tính số ống  $n$ , chọn số ống mỗi dãy  $z$ . ( xem sau).

3) Tính  $\overline{\Delta t}$  ( vì sơ đồ x) khi ngưng  $t_k = \text{const}$  nên ta có:

$$\overline{\Delta t} = \frac{(t_k - t''_n) - (t_k - t'_n)}{\ln \frac{t_k - t''_n}{t_k - t'_n}} = \frac{26 - 20}{\ln \frac{30 - 20}{30 - 26}} = 6,55^\circ\text{C}.$$

4) Tính  $\alpha_1$  với  $R_{12}$  và tính  $\alpha_2$  với nước.

Theo  $t_n = \frac{1}{2}(t'_n + t''_n) = \frac{1}{2}(26 + 20) = 23^\circ\text{C}$  tra TSVL nước có:  $\gamma = 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ ,  $\lambda = 0,6$

$\text{W/mK}$ ,  $P_{rf} = 7$ . Tính  $Re_2 = \frac{\omega d_1}{\gamma} = \frac{1,5.0,012}{10^{-6}} = 18000 > 10^4 \rightarrow$  chảy rối, có:

$$N_{uf} = 0,021 R_{ef}^{0,8} P_{rf}^{0,43} \left( \frac{P_{rL}}{P_{rW}} \right)^{\frac{1}{4}} \varepsilon_l \quad \text{với} \quad \varepsilon_l \left( \frac{l}{d} > 50 \right) = 1, \quad \text{chọn} \quad t_{w1} = \frac{1}{2}(t_k + t_s) =$$

$$\frac{1}{2}(30 + 23) = 26,5^{\circ}C \rightarrow P_{rW} = 5,5 \rightarrow \alpha_2 = \frac{\lambda}{d} N_{uf} = \frac{0,6}{0,012} \cdot 0,021 \cdot 18000^{0,8} \left( \frac{7}{5,5} \right)^{\frac{1}{4}} = 6531 \text{ W/m}^2\text{K}.$$

5) Tính số ống mỗi hàng m, tổng số ống n, chọn số dãy ống z:

$$m \text{ tính theo } G_n = m \frac{\pi}{4} d_1^2 \rho \omega \rightarrow m = \frac{4G_n}{\pi \rho \omega d_1^2} = \frac{4 \cdot 1,64}{3,14 \cdot 998 \cdot 1,5 \cdot 0,012^2} = 9,7 \rightarrow m = 10 \text{ ống},$$

chọn z = 4 và n = N<sub>m</sub> = 20.

Theo t<sub>k</sub> = 30<sup>0</sup>C tra TSVL của R12 có: ρ = 1293 kg/m<sup>3</sup>, r = 1,384.10<sup>5</sup> J/kg, λ = 0,067 W/mK, μ = 2,6.10<sup>-6</sup> Ns/m<sup>2</sup>. Coi t<sub>w2</sub> = t<sub>w1</sub> = 26,5<sup>0</sup>C vì MC lớn.

Theo công thức Nusselt, α ngưng trên ống ngang là:

$$\alpha_N = 0,728 \left( \frac{rg\rho^2\lambda^3}{\mu\Delta t d_2} \right)^{\frac{1}{4}} = 0,728 \left( \frac{1,384 \cdot 10^5 \cdot 9,81 \cdot 1293^2 \cdot 0,067^3}{2,6 \cdot 10^{-6} (30 - 26,5) 0,014} \right)^{\frac{1}{4}} = 6473 \text{ W / m}^2\text{K}$$