

TUYÊN BỐ BẢN QUYỀN

Tài liệu này thuộc loại sách giáo trình nên các nguồn thông tin có thể được phép dùng nguyên bản hoặc trích dùng cho các mục đích về đào tạo và tham khảo.

Mọi mục đích khác mang tính lệch lạc hoặc sử dụng với mục đích kinh doanh thiếu lành mạnh sẽ bị nghiêm cấm.

LỜI GIỚI THIỆU

Giáo trình Truyền nhiệt được biên soạn dựa trên đề cương chi tiết môn học Truyền nhiệt thuộc chương trình đào tạo ngành Công nghệ kỹ thuật nhiệt tại trường Cao đẳng Công thương Tp HCM, nhằm phục vụ cho đối tượng là sinh viên của trường

Giáo trình được biên soạn với tiêu chí sần lọc những kiến thức cơ bản nhất về quá trình truyền nhiệt và tính toán thiết bị trao đổi nhiệt, đối tượng tiếp thu là sinh viên trình độ cao đẳng, mang lại hiệu quả cao nhất cho sinh viên trong quá trình học tập, giúp sinh viên hoàn thành tốt môn học này

Giáo trình gồm 4 chương:

Chương 1: Dẫn nhiệt ổn định

Chương 2: Trao đổi nhiệt đối lưu

Chương 3: Trao đổi nhiệt bức xạ

Chương 4: Truyền nhiệt và tính toán thiết bị trao đổi nhiệt

Nhóm tác giả gửi lời cảm ơn chân thành đến các đồng nghiệp trong Bộ môn đã đóng góp ý kiến để hoàn thiện cuốn giáo trình này

Mọi ý kiến đóng góp xin vui lòng gửi về địa chỉ: Bộ môn Công nghệ nhiệt lạnh – Trường Cao đẳng Công thương Tp HCM

Xin chân thành cảm ơn !

Tp.HCM, ngày 30 tháng 08 năm 2022

Tham gia biên soạn

Nguyễn Đức Nhơn

Trần Xuân An

MỤC LỤC	TRANG
Tuyên bố bản quyền	01
Lời giới thiệu	02
DANH MỤC BẢNG	05
DANH MỤC HÌNH ẢNH	06
Mô đun môn học	08
Chương 1: Dẫn nhiệt ổn định	09
1.1. Những khái niệm cơ bản	09
1.2. Điều kiện đơn trị	14
1.3. Dẫn nhiệt qua vách phẳng	15
1.4. Dẫn nhiệt qua vách trụ	18
1.5. Dẫn nhiệt qua thanh	23
CÂU HỎI ÔN TẬP CHƯƠNG 1	26
Chương 2: Trao đổi nhiệt đối lưu	28
2.1. Những khái niệm cơ bản	28
2.2. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên	33
2.3. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức	37
2.4. Trao đổi nhiệt khi biến đổi pha	48
CÂU HỎI ÔN TẬP CHƯƠNG 2	56
Chương 3: Trao đổi nhiệt bức xạ	58
3.1. Khái niệm về trao đổi nhiệt bức xạ	58
3.2. Các đại lượng đặc trưng của dòng bức xạ	59
3.3. Các định luật cơ bản của bức xạ nhiệt	60
3.4. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai tấm phẳng đặt song song	63
3.5. Trao đổi nhiệt bức xạ khi 2 vật bọc nhau	64
3.6. Trao đổi nhiệt bức xạ của chất khí	67
CÂU HỎI ÔN TẬP CHƯƠNG 3	70
Chương 4: Truyền nhiệt và tính toán thiết bị trao đổi nhiệt	72
4.1. Trao đổi nhiệt hỗn hợp	72
4.2. Truyền nhiệt	74
4.3. Tăng cường truyền nhiệt	77

4.4. Thiết bị trao đổi nhiệt	80
4.5. Tính toán thiết bị trao đổi nhiệt	82
CÂU HỎI ÔN TẬP CHƯƠNG 4	90
PHỤ LỤC	93
<i>Tài liệu tham khảo</i>	103

DANH MỤC BẢNG	TRANG
Bảng 1.1. Hệ số dẫn nhiệt trung bình của một số vật liệu	11
Bảng 2.1. Xác định C và n theo thực nghiệm	33
Bảng 2.2. Xác định C và n khi tấm phẳng nằm ngang	33
Bảng 2.3. Xác định ε_{td} theo thực nghiệm	35
Bảng 2.4. Bảng xác định ε_l khi $l/d \leq 50$ và môi chất chảy rối	38
Bảng 2.5. Bảng xác định ε_l khi $l/d \leq 50$ và môi chất chảy tầng	38
Bảng 2.6. Bảng xác định K_o	39
Bảng 2.7. Bảng xác định ε_ψ	44
Bảng 2.8. Bảng xác định ε_i	45
Bảng 2.9. Hệ số toả nhiệt các chất lỏng có biến đổi pha	48
Bảng 4.1. Công thức xác định ε	86
Bảng 4.2. Công thức xác định NTU	87

DANH MỤC HÌNH ẢNH	TRANG
Hình 1.1. Các dạng trao đổi nhiệt trong quá trình truyền nhiệt	11
Hình 1.2. Quá trình dẫn nhiệt	12
Hình 1.3. Hệ số dẫn nhiệt λ của các chất	13
Hình 1.4. Quá trình tỏa nhiệt đối lưu	13
Hình 1.5. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên (a) và cưỡng bức (b)	14
Hình 1.6. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa người và đồng lửa	14
Hình 1.7. Dẫn nhiệt qua vách phẳng 1 lớp	16
Hình 1.8. Dẫn nhiệt qua vách phẳng n lớp	17
Hình 1.9. Hệ số dẫn nhiệt phụ thuộc vào nhiệt độ	19
Hình 1.10. Dẫn nhiệt qua vách trụ 1 lớp	20
Hình 1.11. So sánh mật độ dòng nhiệt truyền qua 2 bề mặt hình trụ	21
Hình 1.12. Vách trụ 2 lớp	22
Hình 1.13. Quá trình truyền nhiệt diễn ra trong thanh	23
Hình 1.14. Xét 1 phân tố thanh tại vị trí x	24
Hình 2.1. Trao đổi nhiệt đối lưu	29
Hình 2.2. Chuyển động tự nhiên	29
Hình 2.3. Chuyển động cưỡng bức	29
Hình 2.4. Các chế độ chuyển động của lưu chất	30
Hình 2.5. Dàn lạnh đối lưu cưỡng bức	37
Hình 2.6. Nước chuyển động cưỡng bức trong ống đơn	37
Hình 2.7. Các dạng hình ống khác hình tròn	38
Hình 2.8. Ảnh hưởng của phương hướng dòng nhiệt	38
Hình 2.9. Ảnh hưởng của phương hướng dòng nhiệt	39
Hình 2.10. Không khí chuyển động cưỡng bức ngoài ống đơn	42
Hình 2.11. Đồ thị tra ε_{ψ}	43
Hình 2.12. Cách bố trí chùm ống song song và so le	44
Hình 2.13. Đồ thị tra ε_{ψ}	45
Hình 2.14. Đặc điểm đường cong sôi theo độ quá nhiệt	53
Hình 3.1. Ví dụ về bức xạ nhiệt	59
Hình 3.2. Các thành phần thứ cấp của dòng bức xạ	60

Hình 3.3. Cường độ bức xạ của vật đen tuyệt đối	61
Hình 3.4. Mối quan hệ giữa khả năng bức xạ ε và hệ số hấp thụ A của vật xám	62
Hình 3.5. Hai tấm phẳng đặt song song có bố trí màn chắn	64
Hình 3.6. Hai vật bọc nhau	65
Hình 4.1. Truyền nhiệt qua vách phẳng 1 lớp	74
Hình 4.2. Truyền nhiệt qua vách trụ 1 lớp	75
Hình 4.3. Mối quan hệ $k = f(\alpha_1, \alpha_2)$	78
Hình 4.4. Bình ngưng ống vỏ nằm ngang	80
Hình 4.5. Bộ sấy không khí tận dụng nhiệt khói thải từ lò hơi	80
Hình 4.6. Tháp giải nhiệt nước	81
Hình 4.7. Các dạng chuyển động của thiết bị trao đổi nhiệt	83
Hình 4.8. Hai lưu chất chuyển động cùng chiều	83
Hình 4.9. Hai lưu chất chuyển động ngược chiều	83
Hình 4.10. Các dạng đồ thị tra $\varepsilon_{\Delta t}$	85

GIÁO TRÌNH MÔN HỌC/MÔ ĐUN

Tên môn học/mô đun: TRUYỀN NHIỆT

Mã môn học/mô đun: 228076

Vị trí, tính chất, ý nghĩa và vai trò của môn học/mô đun:

- Vị trí: Môn học được bố trí giảng dạy vào học kỳ 1 của chuyên ngành Công nghệ kỹ thuật nhiệt
- Tính chất: Là môn học bắt buộc đối với sinh viên chuyên ngành.
- Ý nghĩa và vai trò của môn học/mô đun: Là môn học thuộc khối kiến thức cơ sở, có vai trò quan trọng

Mục tiêu của môn học/mô đun:

- Về kiến thức:
 - ✓ Trình bày được các khái niệm cơ bản của các quá trình truyền nhiệt bằng phương pháp dẫn nhiệt, đối lưu và bức xạ.
 - ✓ Giải thích được các hiện tượng truyền nhiệt trong thực tế.
 - ✓ Liệt kê được những yếu tố cơ bản ảnh hưởng đến quá trình truyền nhiệt nhằm giúp cho sinh viên có thể hiểu bản chất vấn đề.
 - ✓ Tính toán được các bài toán truyền nhiệt liên quan.
- Về kỹ năng:
 - ✓ Tra được bảng các thông số trạng thái
 - ✓ Sử dụng được cái loại đồ thị liên quan
 - ✓ Biết chuyển đổi một số đơn vị đo.
- Về năng lực tự chủ và trách nhiệm:
 - Tích cực học tập, đam mê nghề nghiệp
 - Tự tin, mạnh dạn trình bày vấn đề
 - Có tinh thần làm việc theo nhóm

CHƯƠNG 1: DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH

Giới thiệu:

Trình bày quy luật dẫn nhiệt trong bài toán truyền nhiệt, từ đó có thể giải quyết được các bài toán liên quan đến dẫn nhiệt trong các hệ thống lạnh.

Mục tiêu:

Sau khi học xong chương này, người học có khả năng:

- Trình bày được những khái niệm về dẫn nhiệt, hệ số dẫn nhiệt
- Phát biểu và thành lập được công thức định luật Fourier về dẫn nhiệt
- Phân biệt được và so sánh được 3 phương thức truyền nhiệt cơ bản: dẫn nhiệt, trao đổi nhiệt đối lưu, trao đổi nhiệt bức xạ
- Phát biểu được 4 điều kiện đơn trị (điều kiện biên) cho bài toán dẫn nhiệt
- Phân biệt được bài toán dẫn nhiệt qua vách phẳng, vách trụ và thanh
- Hiểu và thành lập được công thức xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách phẳng và vách trụ (1 lớp và nhiều lớp)
- Tính toán được các dạng toán cơ bản về dẫn nhiệt ổn định

Nội dung chính:

1.1. Những khái niệm cơ bản

1.1.1. Nhiệt độ

Nhiệt độ là thông số trạng thái biểu thị mức độ nóng lạnh của vật thể. Là yếu tố quyết định phương hướng chuyển động của dòng nhiệt

Khi vật có nhiệt độ cao thì sẽ nóng hơn và ngược lại sẽ lạnh khi có nhiệt độ thấp hơn. Nhiệt độ được đo bằng dụng cụ đo là nhiệt kế (hoặc đồng hồ đo nhiệt độ), chúng có rất nhiều đơn vị đo lường khác nhau và giữa các đơn vị ấy sẽ có mối liên hệ với nhau thông qua các công thức đã được chứng minh.

Một số đơn vị đo nhiệt độ thông dụng:

- Độ Celsius: ($^{\circ}\text{C}$) đọc là độ C hay độ bách phân
- Độ Fahrenheit ($^{\circ}\text{F}$) đọc là độ F
- Độ Kelvin: ($^{\circ}\text{K}$) đọc là độ K, là nhiệt độ tuyệt đối trong hệ SI

Mối quan hệ giữa các thang đo nhiệt độ trên được biểu thị qua các biểu thức sau:

Công thức chuyển đổi giữa $^{\circ}\text{C}$ và $^{\circ}\text{F}$: $^{\circ}\text{F} = (^{\circ}\text{C} \times 1,8) + 32$ và $^{\circ}\text{C} = (^{\circ}\text{F} - 32)/1,8$

Công thức chuyển đổi giữa $^{\circ}\text{C}$ và $^{\circ}\text{K}$: $^{\circ}\text{C} = ^{\circ}\text{K} - 273,15$ và $^{\circ}\text{K} = ^{\circ}\text{C} + 273,15$

1.1.2. Trường nhiệt độ

Mô tả giá trị nhiệt độ trong vật theo thời gian

Trong trường hợp tổng quát, nhiệt độ là hàm số của tọa độ và thời gian

$$t = f(x, y, z, \tau) \quad (1.1)$$

1.1.3. Mặt đẳng nhiệt

Tập hợp những điểm có nhiệt độ bằng nhau tại một thời điểm nào đó

Mặt đẳng nhiệt có một số tính chất sau:

- Mặt đẳng nhiệt không cắt nhau
- Nhiệt độ sẽ thay đổi khi đi qua các mặt đẳng nhiệt

1.1.4. Gradient nhiệt độ (gradt)

Sự thay đổi nhiệt độ trên một đơn vị chiều dài theo phương pháp tuyến với bề mặt đẳng nhiệt là lớn nhất, kí hiệu Gradt

$$\lim_{\Delta x \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta x} = \frac{dt}{dx} = \text{gradt} \quad (1.2)$$

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

1.1.5. Định luật dẫn nhiệt Fourier

Phát biểu định luật: Một nguyên tố nhiệt lượng dQ dẫn qua một đơn vị bề mặt dF trong một đơn vị thời gian $d\tau$ thì tỉ lệ với Gradt, với bề mặt dF và thời gian $d\tau$.

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dx} dF \cdot d\tau \quad (1.3)$$

Đối với quá trình truyền nhiệt ổn định:

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dx} dF \quad (1.4)$$

Trong đó: λ – gọi là hệ số dẫn nhiệt, W/mK

1.1.6. Nguồn nhiệt

Là năng lượng chuyển hóa từ dòng điện, phản ứng nguyên tử, hoặc từ các phản ứng hóa học thành năng lượng nhiệt, tính cho 1 đơn vị thể tích q_v , W/m³

Nhiệt lượng sinh ra từ thể tích V do nguồn nhiệt bên trong được xác định theo biểu thức:

$$Q_v = \int_V q_v \cdot dV \quad (1.5)$$

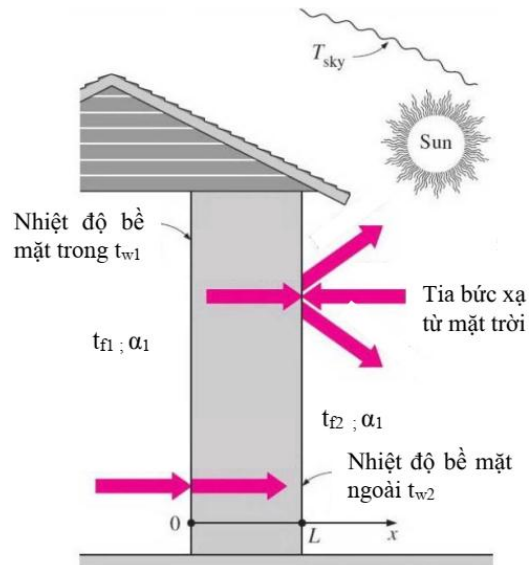
1.1.7. Truyền nhiệt

Truyền nhiệt là quá trình trao đổi nhiệt giữa các vật thể (hoặc các lưu chất) khác nhau khi có sự chênh lệch về nhiệt độ giữa các vật thể (hoặc các lưu chất) đó.

Quá trình truyền nhiệt là một quá trình phức tạp, diễn ra theo 3 dạng khác nhau, đó là: dẫn nhiệt, trao đổi nhiệt đối lưu, trao đổi nhiệt bức xạ. Cả 3 quá trình này diễn ra đồng

thời và cùng tác động đến giá trị nhiệt độ, giá trị dòng nhiệt của vật thể, của lưu chất hoặc của môi trường đang khảo sát.

Xét hình ảnh minh họa sau: (hình 1.1)



Hình 1.1. Các dạng trao đổi nhiệt trong quá trình truyền nhiệt

Các vật thể: Mặt trời có nhiệt độ T_{sky} ; vách phẳng có nhiệt độ bên trong vách t_{w1} và nhiệt độ bên ngoài vách t_{w2} . Và $T_{sky} \neq t_{w1} \neq t_{w2}$.

Các lưu chất: Không khí phía trong nhà có nhiệt độ t_{f1} , không khí phía ngoài nhà có nhiệt độ t_{f2} , và $t_{f1} \neq t_{f2}$.

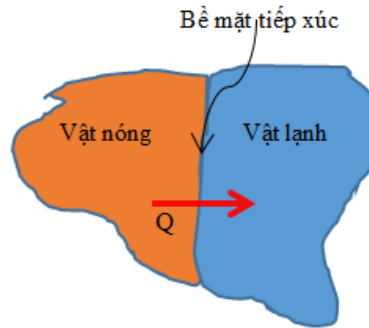
Khi $t_{f1} \neq t_{f2}$, quá trình truyền nhiệt sẽ xảy ra giữa 2 lưu chất là không khí phía trong phòng và không khí phía ngoài trời, bao gồm các dạng sau:

- Quá trình tỏa nhiệt đối lưu từ không khí bên trong phòng đến bề mặt trong của vách
- Quá trình dẫn nhiệt từ bề mặt trong của vách đến bề mặt ngoài của vách
- Quá trình tỏa nhiệt đối lưu từ bề mặt ngoài của vách đến không khí bên ngoài trời

Khi $T_{sky} \neq t_{w2}$, quá trình truyền nhiệt sẽ xảy ra giữa mặt trời và vách phẳng dưới dạng trao đổi nhiệt bức xạ. Khi đó năng lượng trao đổi giữa 2 vật thể trên dưới dạng sóng điện từ. Ta gọi là bức xạ nhiệt.

1.1.7.1. Truyền nhiệt bằng dẫn nhiệt (dẫn nhiệt)

Là quá trình trao đổi nhiệt giữa các vùng trong cùng một vật rắn hoặc giữa hai vật rắn tiếp xúc nhau, khi có sự chênh lệch về nhiệt độ



Hình 1.2. Quá trình dẫn nhiệt

1.1.7.2. Hệ số dẫn nhiệtKý hiệu: λ

Đơn vị: W/mK

Hệ số dẫn nhiệt λ bằng mật độ dòng nhiệt dẫn qua vật khi có gradient nhiệt độ bằng 1 độ/m.

$$\lambda = \frac{|q|}{|\text{grad}t|} \text{ (W/mK)} \quad (1.6)$$

Hệ số dẫn nhiệt λ đặc trưng cho khả năng dẫn nhiệt của vật thể, λ càng lớn thì vật thể dẫn nhiệt càng tốt.

Hệ số dẫn nhiệt λ phụ thuộc vào nhiều yếu tố: bản chất vật thể, nhiệt độ, p suất, độ ẩm, độ xốp... Hệ số dẫn nhiệt λ của hầu hết các vật liệu phụ thuộc vào nhiệt độ theo hàm bậc nhất:

Hầu hết các vật liệu, hệ số dẫn nhiệt phụ thuộc và nhiệt độ theo quan hệ đường thẳng

$$\lambda = \lambda_0 (1 + bt) \text{ (W/mK)} \quad (1.7)$$

Trong đó:

λ_0 : hệ số dẫn nhiệt ở 0°C

b : hằng số xác định bằng thực nghiệm

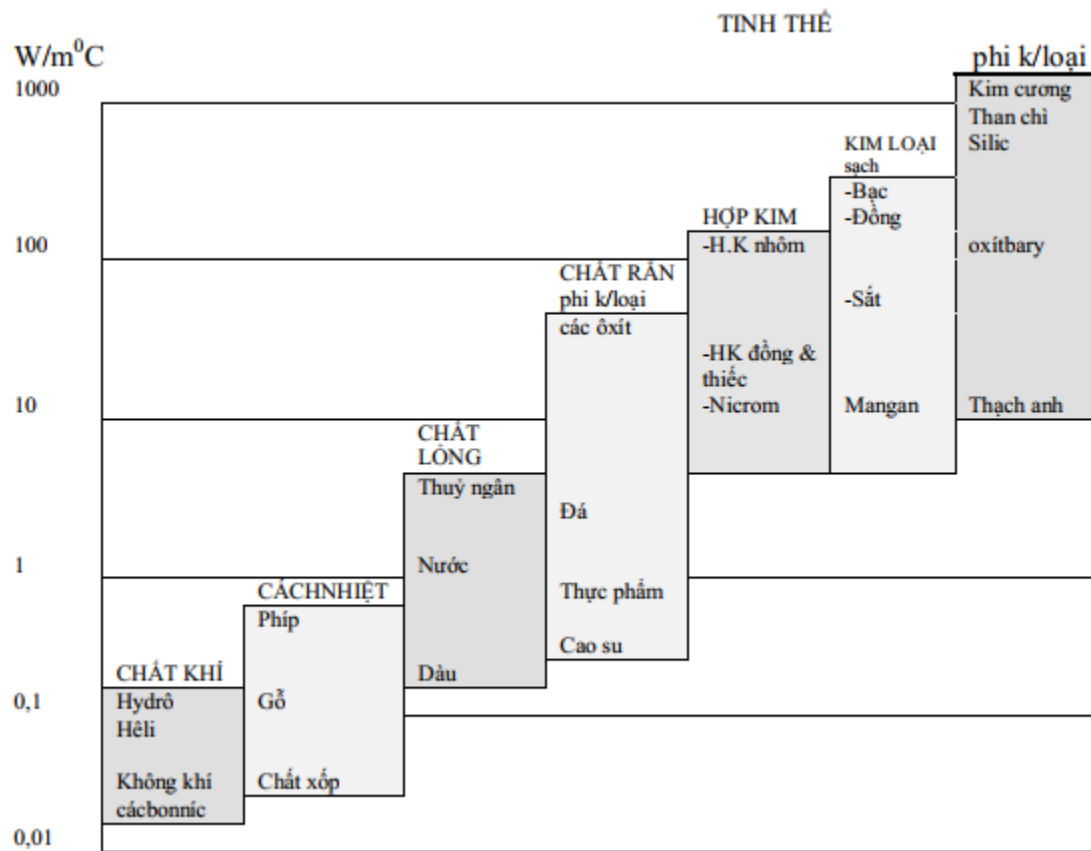
Tuy vậy, nếu khoảng nhiệt độ tính toán không lớn lắm, có thể lấy hệ số dẫn nhiệt là hằng số bằng giá trị trung bình trong khoảng nhiệt độ đó

Hệ số dẫn nhiệt trung bình của một số vật liệu được cho theo bảng sau:

Vật liệu	W/mK	Vật liệu	W/mK
Bạc	419	Thủy tinh	0,74
Đồng	390	Gạch khô	0,70
Vàng	313	Nhựa PVC	0,13
Nhôm	209	PU	0,035
Thép C	45	Không khí	0,026

Bảng 1.1. Hệ số dẫn nhiệt trung bình của một số vật liệu

Hệ số dẫn nhiệt λ của các chất khác nhau có giá trị rất khác nhau có thể so sánh trong bức tranh chung như sau:

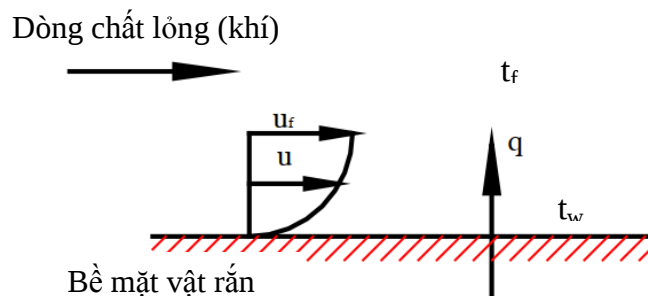
Hình 1.3. Hệ số dẫn nhiệt λ của các chất

Lưu ý:

- Các vật liệu dẫn điện tốt sẽ có tính dẫn nhiệt tốt (đồng, nhôm, vàng, ...). Ngược lại các vật liệu cách điện tốt cũng sẽ cách nhiệt rất tốt.
- Vật liệu có hệ số dẫn nhiệt $< 0,25 (W/mK)$ được dùng làm vật liệu cách nhiệt

1.1.7.3. Truyền nhiệt bằng đối lưu (tỏa nhiệt đối lưu)

Là quá trình trao đổi nhiệt xảy ra giữa bề mặt vật rắn với môi trường chất lỏng hoặc chất khí xung quanh bề mặt vật rắn đó khi có sự chênh lệch về nhiệt độ.



Hình 1.4. Quá trình tỏa nhiệt đối lưu

Nhiệt lượng trong quá trình tỏa nhiệt đối lưu được xác định theo định luật Newton

$$Q = \alpha F (t_w - t_f) (W) \quad (1.8)$$

Trong đó:

Q – nhiệt lượng, W

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

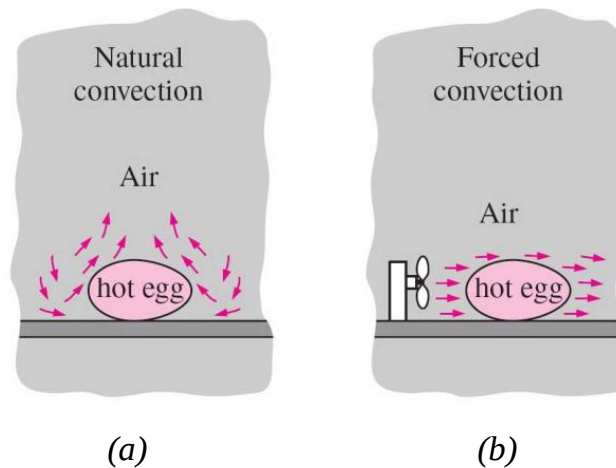
α – hệ số tỏa nhiệt đối lưu, W/m^2K

t_w – nhiệt độ bề mặt vật rắn, $^{\circ}C$

t_f – nhiệt độ môi trường xung quanh bề mặt vật rắn, $^{\circ}C$

Trong tỏa nhiệt đối lưu chia ra thành 2 trường hợp:

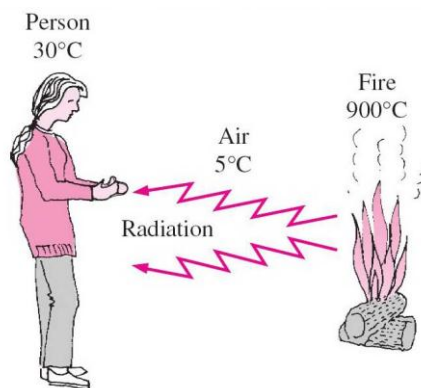
- Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên
- Tỏa nhiệt đối lưu cưỡng bức



Hình 1.5. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên (a) và cưỡng bức (b)

1.1.7.4. Truyền nhiệt bằng bức xạ nhiệt (trao đổi nhiệt bức xạ)

Là quá trình trao đổi nhiệt xảy ra giữa hai vật rắn đặt cách xa nhau (không tiếp xúc nhau) khi có sự chênh lệch về nhiệt độ trong môi trường chất khí hoặc chân không, năng lượng trao đổi dưới dạng sóng điện từ.



Hình 1.6. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa người và đống lửa

Trong trao đổi nhiệt bức xạ, cần phải có môi trường làm chất dẫn, như hình 1.5 chất dẫn là không khí giữa người và đồng lửa

1.2. Điều kiện đơn trị

Để phương trình vi phân có nghiệm xác định cần phải có các điều kiện riêng của mỗi bài toán cụ thể, gọi đó là điều kiện đơn trị. Điều kiện đơn trị cho biết các đặc điểm riêng của bài toán, bao gồm:

1.2.1. Điều kiện ban đầu

Điều kiện ban đầu cho biết quy luật phân bố nhiệt độ trong vật thể ở thời điểm ban đầu. Điều kiện ban đầu chỉ có mặt trong quá trình không ổn định, quá trình ổn định thì không cần điều kiện ban đầu.

1.2.2. Điều kiện biên

Điều kiện biên cho biết đặc điểm của quá trình nhiệt xảy ra tại biên giới của vật thể, gồm có:

1.2.2.1. Điều kiện biên loại 1

Cho biết quy luật phân bố nhiệt độ trên bề mặt vật.

Nhiệt độ phân bố trên bề mặt vật được xác định theo thời gian:

$$t_s = f(x, y, z, \tau) \quad (1.9)$$

Với t_s – nhiệt độ bề mặt

Trong trường hợp nhiệt độ bề mặt không thay đổi trong suốt quá trình truyền nhiệt:

$$t_s = \text{const} \quad (1.10)$$

1.2.2.2. Điều kiện biên loại 2

Mật độ dòng nhiệt được xác định theo vị trí các điểm trên bề mặt vật thể và theo thời gian

$$q_d = f(x, y, z, \tau) \quad (1.11)$$

Với q_d – mật độ dòng nhiệt trên bề mặt vật thể

Mật độ dòng nhiệt được giữ không đổi theo thời gian qua toàn bộ bề mặt vật thể

$$q_d = q_o = \text{const} \quad (1.12)$$

Quá trình dẫn nhiệt diễn ra theo cách này khi các vật thể kim loại được gia nhiệt trong môi trường có nhiệt độ cao.

1.2.2.3. Điều kiện biên loại 3

Cho biết nhiệt độ môi trường là t_f và quy luật truyền nhiệt của quá trình giữa bề mặt vật thể và môi trường đặt vật thể

Quá trình truyền nhiệt giữa vật thể và môi trường được mô tả theo định luật Newton

Theo định luật bảo toàn năng lượng: lượng nhiệt lấy đi do tỏa nhiệt từ bề mặt vật thể ra môi trường bên ngoài sẽ cân bằng với lượng nhiệt do dẫn nhiệt bên trong vật thể

$$\begin{aligned} \alpha(t_s - t_f) &= -\lambda \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_w \\ \Rightarrow \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_w &= -\frac{\alpha}{\lambda} (t_s - t_f) \end{aligned} \quad (1.13)$$

1.2.2.4. Điều kiện biên loại 4

Điều kiện này xác định quá trình dẫn nhiệt giữa một vật đơn hoặc một hệ thống các vật thể và môi trường

Các vật thể được giả định là tiếp xúc hoàn toàn (tại bề mặt tiếp xúc có nhiệt độ giống nhau)

$$\lambda_1 \left(\frac{\partial t_1}{\partial n} \right)_w = \lambda_2 \left(\frac{\partial t_2}{\partial n} \right)_w \quad (1.14)$$

Trong các trường hợp chịu ảnh hưởng của điều kiện biên loại 4, tỷ số của góc nghiêng so với đường tiếp tuyến của đường cong nhiệt độ tại điểm tiếp xúc của hai vật thể hoặc của vật thể và môi trường được cho như sau:

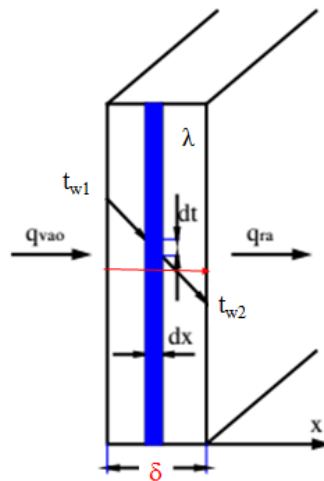
$$\frac{\tan \varphi_1}{\tan \varphi_2} = \frac{\lambda_2}{\lambda_1} \text{const} \quad (1.15)$$

1.3. Dẫn nhiệt qua vách phẳng

1.3.1. Vách phẳng một lớp

Xét vách phẳng 1 lớp như hình vẽ, với các tính chất và thông số cho trước như sau:

- Vách phẳng đồng chất và đẳng hướng
- Bề dày vách: δ , (m)
- Hệ số dẫn nhiệt của vách: λ , (W / mK)
- Nhiệt độ trên hai bề mặt vách là t_{w1} và t_{w2}



Hình 1.7. Dẫn nhiệt qua vách phẳng 1 lớp

Khi đó, mật độ dòng nhiệt truyền qua vách trên 1 đơn vị diện tích được xác định như sau (tính theo định luật Fourier):

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{\delta}{\lambda}} \quad (\text{W/m}^2) \quad (1.16)$$

Với vách phẳng có diện tích là $F \text{ (m}^2\text{)}$, giá trị dòng nhiệt dẫn là $Q \text{ (W)}$ được xác định:

$$Q = F \cdot q = F \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{\delta}{\lambda}} \quad (\text{W}) \quad (1.17)$$

Bài tập ví dụ 1:

Xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua một tấm phẳng bằng đồng có bề dày 5cm, nhiệt độ bề mặt tấm phẳng là $t_{w1} = 130^\circ\text{C}$ và $t_{w2} = 15^\circ\text{C}$, hệ số dẫn nhiệt của đồng $\lambda = 386 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C}$

Hướng dẫn giải:

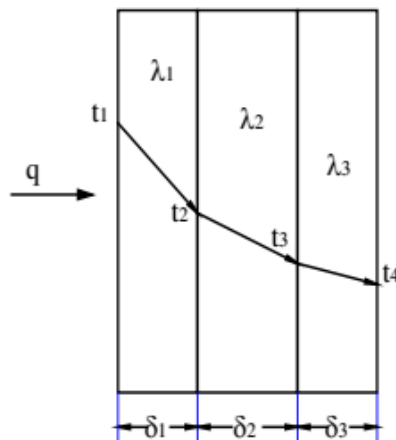
Mật độ dòng nhiệt truyền qua tấm phẳng:

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{\delta}{\lambda}} = \frac{(130 - 15)}{\frac{0,05}{386}} = 888031 (\text{W} / \text{m}^2)$$

1.3.2. Vách phẳng n lớp

Xét vách phẳng 3 lớp được bố trí nối tiếp, như hình 1.7

- Bề dày các vách lần lượt: $\delta_1, \delta_2, \delta_3 \text{ (m)}$
- Hệ số dẫn nhiệt các vách lần lượt: $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3 \text{ (W/mK)}$
- Nhiệt độ bề mặt các lớp: $t_{w1}, t_{w2}, t_{w3}, t_{w4} \text{ (}^\circ\text{C)}$



Hình 1.8 Dẫn nhiệt qua vách phẳng n lớp

Lưu ý:

Vách 3 lớp có 4 nhiệt độ bề mặt. Suy ra vách n lớp có $(n+1)$ nhiệt độ bề mặt

Theo chế độ dẫn nhiệt ổn định, ta có: $\frac{dq}{dx} = 0$. Nghĩa là nhiệt lượng truyền qua mỗi vách ổn định và bằng nhau về giá trị độ lớn
 Từ đó ta có thể xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách theo từng lớp

$$\text{Lớp 1: } q = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_{w1} - t_{w2}) \Rightarrow t_{w1} - t_{w2} = q \frac{\lambda_1}{\delta_1} \quad (1) \quad (1.18)$$

$$\text{Lớp 2: } q = \frac{\lambda_2}{\delta_2}(t_{w2} - t_{w3}) \Rightarrow t_{w2} - t_{w3} = q \frac{\lambda_2}{\delta_2} \quad (2) \quad (1.19)$$

$$\text{Lớp 3: } q = \frac{\lambda_3}{\delta_3}(t_{w3} - t_{w4}) \Rightarrow t_{w3} - t_{w4} = q \frac{\lambda_3}{\delta_3} \quad (3) \quad (1.20)$$

Cộng (1), (2) và (3) về theo vế:

$$(t_{w1} - t_{w4}) = q \left(\frac{\lambda_1}{\delta_1} + \frac{\lambda_2}{\delta_2} + \frac{\lambda_3}{\delta_3} \right)$$

$$\Rightarrow q = \frac{(t_{w1} - t_{w4})}{\left(\frac{\lambda_1}{\delta_1} + \frac{\lambda_2}{\delta_2} + \frac{\lambda_3}{\delta_3} \right)} \quad (4) \quad (1.21)$$

Biểu thức (4) chính là biểu thức xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách phẳng 3 lớp
 Từ đó ta có công thức tổng quát xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách phẳng n lớp như sau:

$$q = \frac{(t_{w1} - t_{w(n+1)})}{\sum_{i=1}^n \frac{\lambda_i}{\delta_i}} \quad (\text{W/m}^2) \quad (1.22)$$

Bài tập ví dụ 2:

Vách lò 3 lớp:

Lớp 1: gạch chịu lửa dày $\delta_1 = 230\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 1,1 \text{ W/m.độ}$

Lớp 2: amiăng dày $\delta_2 = 50\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,1 \text{ W/m.độ}$

Lớp 3: gạch xây dựng dày $\delta_3 = 240\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_3 = 0,58 \text{ W/m.độ}$

Nhiệt độ bề mặt trong cùng $t_{w1} = 500^\circ\text{C}$, và ngoài cùng $t_{w4} = 50^\circ\text{C}$

Xác định mật độ dòng nhiệt q truyền qua vách và nhiệt độ các lớp tiếp xúc t_{w2} , t_{w3}

Hướng dẫn giải:

Mật độ dòng nhiệt truyền qua vách phẳng:

$$q = \frac{(t_{w1} - t_{w4})}{\left(\frac{\lambda_1}{\delta_1} + \frac{\lambda_2}{\delta_2} + \frac{\lambda_3}{\delta_3} \right)} = \frac{(500 - 50)}{\left(\frac{0,23}{1,1} + \frac{0,05}{0,1} + \frac{0,24}{0,58} \right)} = 401,78 (\text{W} / \text{m}^2)$$

Nhiệt độ bề mặt lớp tiếp xúc:

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1}} \Rightarrow t_{w2} = t_{w1} - q \frac{\delta_1}{\lambda_1} = 500 - 401,78 \cdot \frac{0,23}{1,1} = 416^\circ\text{C}$$

$$q = \frac{t_{w3} - t_{w4}}{\frac{\delta_3}{\lambda_3}} \Rightarrow t_{w3} = t_{w4} + q \frac{\delta_3}{\lambda_3} = 50 + 401,78 \cdot \frac{0,24}{0,58} = 216,25^\circ \text{C}$$

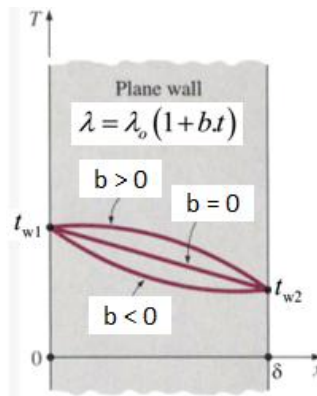
1.3.3. Dẫn nhiệt qua vách phẳng khi hệ số dẫn nhiệt λ biến thiên theo nhiệt độ

Như đã trình bày ở trên, hệ số dẫn nhiệt λ của vật liệu là một thông số vật lý biến thiên theo nhiệt độ theo hàm biến thiên như sau:

$$\lambda = \lambda_o (1 + b.t) \quad (1.23)$$

Trong đó:

- λ_o : hệ số dẫn nhiệt của vật liệu tại 0°C
- b : hệ số phụ thuộc vào đặc tính của vật liệu, được xác định bằng thực nghiệm



Hình 1.9. Hệ số dẫn nhiệt phụ thuộc vào nhiệt độ

Khi đó, để xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách, ta cần phải xác định được hệ số dẫn nhiệt trung bình của vách đó

Để xác định hệ số dẫn nhiệt trung bình (λ_{tb}) của vách ta thực hiện các bước sau:

Bước 1: (nếu có) Đưa λ về dạng $\lambda = \lambda_o (1 + b.t)$. Từ đó xác định 2 giá trị λ_o và b

Bước 2: Tìm 2 giá trị nhiệt độ bề mặt t_{w1} và t_{w2} của vách có λ biến thiên

Bước 3: Xác định λ_{tb} của vách theo công thức thực nghiệm:

$$\lambda_{tb} = \lambda_o \left(1 + b \cdot \left(\frac{t_{w1} + t_{w2}}{2} \right) \right) \quad (1.24)$$

Khi đó, mật độ dòng nhiệt truyền qua vách được tính:

$$q = \frac{\lambda_{tb}}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) \quad (\text{W/m}^2) \quad (1.25)$$

Bài tập ví dụ 3:

Vách phẳng lò hơi được cấu tạo bằng 3 lớp vật liệu như sau:

Lớp 1 là gạch chịu lửa có bề dày $\delta_1 = 300\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 2,5 \text{ (W/mK)}$. Lớp 2 là gạch cách nhiệt có hệ số dẫn nhiệt biến thiên theo nhiệt độ $\lambda_2 = 0,25 + 0,00025.t \text{ (W/mK)}$.

Lớp 3 là vữa trát có bề dày $\delta_3 = 150\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_3 = 0,58 \text{ (W/mK)}$. Nhiệt độ bề mặt lớp trong cùng và ngoài cùng vách lần lượt là $t_{w1} = 500^\circ\text{C}$ và $t_{w4} = 50^\circ\text{C}$. Xác định bề dày lớp cách nhiệt δ_2 sao cho tổn thất nhiệt truyền qua vách lò không vượt quá 850W/m^2 .

Hướng dẫn giải:

Nhiệt độ lớp tiếp xúc t_{w2} : $q = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1}} \Rightarrow t_{w2} = t_{w1} - q \frac{\delta_1}{\lambda_1} = 500 - 850 \frac{0,3}{2,5} = 398^\circ\text{C}$

Nhiệt độ lớp tiếp xúc t_{w3} : $q = \frac{t_{w3} - t_{w4}}{\frac{\delta_3}{\lambda_3}} \Rightarrow t_{w3} = t_{w4} + q \frac{\delta_3}{\lambda_3} = 50 + 850 \frac{0,15}{0,58} = 270^\circ\text{C}$

Hệ số dẫn nhiệt trung bình của lớp gạch cách nhiệt: λ_{2tb} :

$$\lambda_{2;tb} = \lambda_{2,0} \left(1 + b \left(\frac{t_{w2} + t_{w3}}{2} \right) \right) = 0,25 \left(1 + \frac{0,00025}{0,25} \left(\frac{398 + 270}{2} \right) \right) = 0,3335 \text{ (W/m.độ)}$$

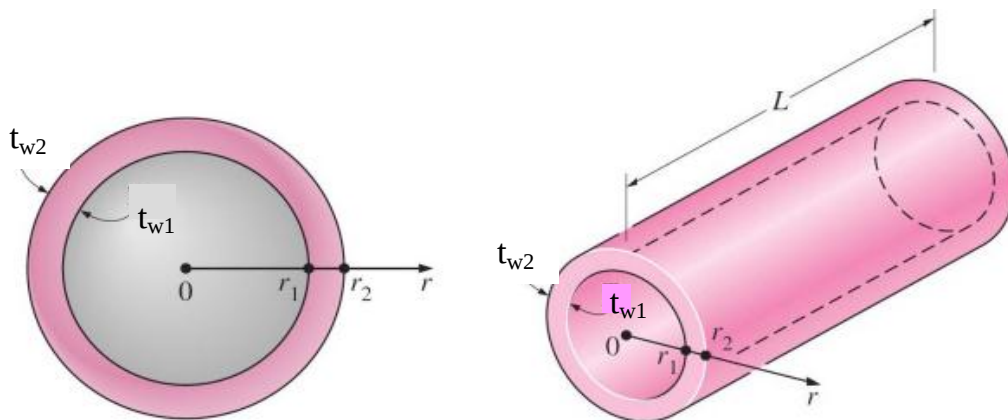
Bề dày tối thiểu lớp cách nhiệt $\delta_2 = \frac{\lambda_{2,tb}}{q} (t_{w2} - t_{w3}) = \frac{0,3335}{850} (398 - 270) = 0,05022\text{m}$

1.4. Dẫn nhiệt qua vách trụ

1.4.1. Dẫn nhiệt qua vách trụ 1 lớp

Xét dòng lưu chất có nhiệt độ cao chảy bên trong ống có dạng hình trụ rỗng, như hình 1.9

- Đường kính trong $d_1 = 2r_1$, m
- Đường kính ngoài $d_2 = 2r_2$, m
- Chiều dài: L , m
- Hệ số dẫn nhiệt: λ , W/mK
- Nhiệt độ bề mặt phía trong ống: t_{w1} , °C
- Nhiệt độ bề mặt phía ngoài ống: t_{w2} , °C



Hình 1.10 Dẫn nhiệt qua vách trụ 1 lớp

Khi đó, nhiệt lượng truyền qua vách trụ có thể được xác định như sau:

$$\left(\begin{array}{c} \text{nhiệt lượng} \\ \text{dẫn vào vách} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{nhiệt lượng} \\ \text{dẫn ra vách} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{biến thiên năng lượng} \\ \text{trong vách} \end{array} \right)$$

Hay: $Q_{\text{vào}} - Q_{\text{ra}} = \frac{dE}{d\tau}$

Vì dẫn nhiệt là ổn định nên ta có: $\frac{dE}{d\tau} = 0$ và $Q_{\text{vào}} = Q_{\text{ra}} = Q = \text{const}$

Áp dụng định luật Fourier về dẫn nhiệt, ta có: $Q = -\lambda F \frac{dt}{dr}$

Hay: $Q \cdot \frac{dr}{F} = -\lambda \cdot dt$ (1)

Tích phân 2 vế pt (1), với F là diện tích xung quanh ống trụ và được xác định bằng công thức: $F = 2\pi rL$, m.

Ta được: $\int_{r_1}^{r_2} \frac{Q}{2\pi L} \cdot \frac{dr}{r} = - \int_{t_{w1}}^{t_{w2}} \lambda \cdot dt$

$$\Rightarrow Q = 2\pi\lambda L \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\ln \frac{r_2}{r_1}} = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{1}{2\pi\lambda L} \cdot \ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (\text{W}) \quad (1.26)$$

Trên đây là công thức xác định nhiệt lượng truyền qua vách trụ 1 lớp

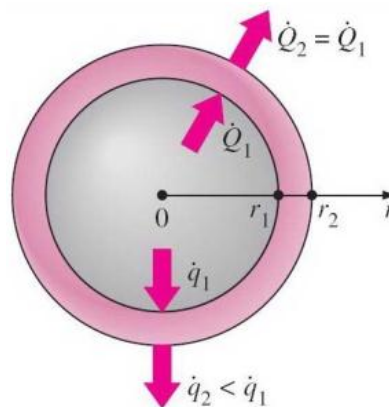
Lưu ý:

Nhiệt lượng truyền qua 2 bề mặt bằng nhau nhưng mật độ dòng nhiệt khác nhau trên 2 bề mặt:

$$q_1 = \frac{Q_1}{2\pi r_1 L} \quad \text{và} \quad q_2 = \frac{Q_2}{2\pi r_2 L}$$

$$\Rightarrow q_1 > q_2$$

Hình 1.11. So sánh mật độ dòng nhiệt truyền qua 2 bề mặt hình trụ



Để thuận tiện cho việc tính toán, người ta hay tính nhiệt lượng dẫn qua vách trụ ứng với $L = 1\text{m}$ chiều dài ống (gọi là mật độ dòng nhiệt trên 1m chiều dài ống)

$$q_l = \frac{Q}{L} = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (\text{W/m}) \quad (1.27)$$

Lưu ý:

Trong trường hợp $d_2 / d_1 \leq 1,4$ ta có thể sử dụng công thức vách phẳng để tính nhiệt lượng (hoặc mật độ dòng nhiệt). Khi đó:

- Diện tích vách lấy theo đường kính trung bình: $F = L \cdot \pi \cdot d_{tb}$ (m^2), với $d_{tb} = 0,5(d_1 + d_2)$

- Bề dày vách: $\delta = 0,5(d_2 - d_1)$ (m)

- Nhiệt lượng truyền qua vách trụ tính theo vách phẳng:

$$Q = Fq = (L\pi d_{tb}) \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{\delta}{\lambda}} \quad (\text{W}) \quad (1.28)$$

1.4.2. Dẫn nhiệt qua vách trụ n lớp

Xét vách trụ 2 lớp như hình 1.11 bên dưới

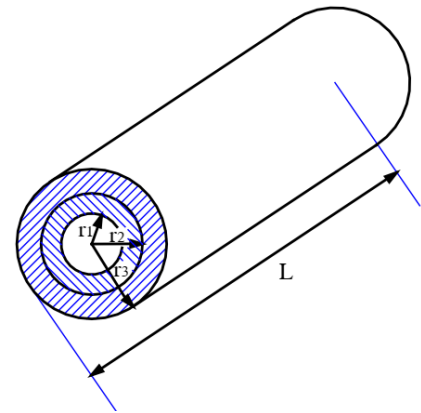
- Bán kính ống trụ: r_1 ; r_2 ; r_3 (m)

- Hệ số dẫn nhiệt lớp trong và lớp ngoài lần

lượt là: λ_1 và λ_2 (W/mK)

- Nhiệt độ bề mặt các lớp lần lượt là: t_{w1} ; t_{w2} ; t_{w3} ($^{\circ}\text{C}$)

- Chiều dài ống trụ: L (m)



Hình 1.12. Vách trụ 2 lớp

Khi đó, mật độ dòng nhiệt truyền qua vách trụ 2 lớp được xác định theo công thức:

$$q_L = \frac{(t_{w1} - t_{w3})}{\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2}} \quad (\text{W/m}) \quad (1.29)$$

Nhiệt lượng lúc này: $Q_L = L \cdot q_L$ (W)

Trường hợp tổng quát cho n lớp:

$$q_L = \frac{(t_{w1} - t_{w(n+1)})}{\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} + \dots + \frac{1}{2\pi\lambda_n} \ln \frac{r_{n+1}}{r_n}} \quad (\text{W/m}) \quad (1.30)$$

$$\text{Hoặc : } q_L = \sum_{i=1}^n \frac{(t_{w1} - t_{w(n+1)})}{\frac{1}{2\pi\lambda_i} \cdot \ln \frac{r_{i+1}}{r_i}} \quad (\text{W/m}) \quad (1.31)$$

Bài tập ví dụ 4:

Một ống dẫn hơi bằng thép có đường kính $d_1/d_2 = 150/159\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt của thép $\lambda_1 = 52\text{W/mK}$, được bọc 3 lớp cách nhiệt

Lớp 1 có bề dày $\delta_2 = 5\text{mm}$ và hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,11 \text{ W/mK}$

Lớp 2 có bề dày $\delta_3 = 80\text{mm}$ và hệ số dẫn nhiệt $\lambda_3 = 0,1 \text{ W/mK}$

Lớp 3 có bề dày $\delta_4 = 5\text{mm}$ và hệ số dẫn nhiệt $\lambda_4 = 0,14 \text{ W/mK}$

Nhiệt độ bề mặt trong cùng và ngoài cùng vách ống lần lượt là: $t_{w1} = 170^\circ\text{C}$ và $t_{w5} = 30^\circ\text{C}$
 Tính tổn thất nhiệt trên 1m chiều dài ống, W/m

Hướng dẫn giải:

Trước tiên, cần xác định đường kính (hoặc bán kính) của các lớp hình trụ:

$$\begin{cases} d_1 = 150\text{mm} \\ d_2 = 159\text{mm} \\ d_3 = d_2 + 2\delta_2 = 159 + 2.5 = 169\text{mm} \\ d_4 = d_3 + 2\delta_3 = 169 + 2.80 = 329\text{mm} \\ d_5 = d_4 + 2\delta_4 = 329 + 2.5 = 339\text{mm} \end{cases}$$

Vậy áp dụng công thức xác định mật độ dòng nhiệt qua vách trụ n lớp, ta có:

$$q_L = \frac{(t_{w1} - t_{w5})}{\frac{1}{2\pi\lambda_1} \cdot \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \cdot \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{2\pi\lambda_3} \cdot \ln \frac{d_4}{d_3} + \frac{1}{2\pi\lambda_4} \cdot \ln \frac{d_5}{d_4}}$$

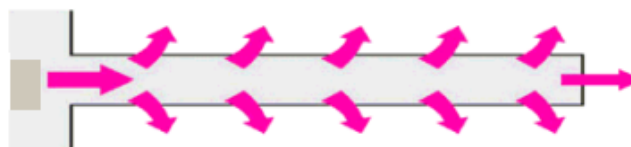
$$q_L = \frac{170 - 30}{\frac{1}{2\pi \cdot 52} \cdot \ln \frac{159}{150} + \frac{1}{2\pi \cdot 0,11} \cdot \ln \frac{169}{159} + \frac{1}{2\pi \cdot 0,1} \cdot \ln \frac{329}{169} + \frac{1}{2\pi \cdot 0,14} \cdot \ln \frac{339}{329}} = 118 \text{ Wm/m}^2$$

1.5. Dẫn nhiệt qua thanh

Thanh và cánh chỉ khác nhau ở tỷ lệ giữa kích thước mặt cắt ngang và chiều dài. Nếu chi tiết có kích thước mặt cắt ngang nhỏ hơn nhiều so với chiều dài, ta gọi là thanh, trong trường hợp ngược lại gọi là cánh. Tuy tên gọi có thể khác nhau nhưng nguyên tắc tính nhiệt là như nhau. Vì vậy trong nội dung này ta chỉ tập trung tính dẫn nhiệt qua thanh

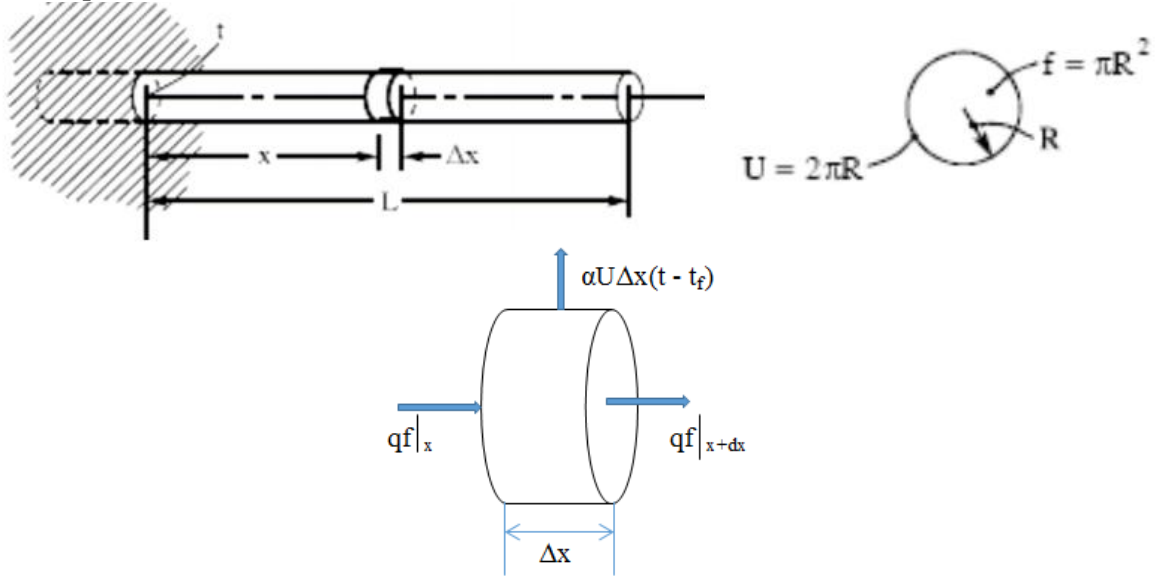
Xét thanh có diện tích tiết diện ngang là $f \text{ (m}^2\text{)}$, chu vi tiết diện ngang là $U \text{ (m)}$

Khi đó quá trình truyền nhiệt diễn ra trong thanh như sau:



Hình 1.13. Quá trình truyền nhiệt diễn ra trong thanh

Khi xét 1 phân tố thanh tại vị trí x



Hình 1.14. Xét 1 phân tố thanh tại vị trí x

Ta thấy: Năng lượng dẫn vào bề mặt x bằng năng lượng dẫn ra khỏi bề mặt $(x + \Delta x)$ cộng với năng lượng tỏa ra do đối lưu

Khi đó, phương trình vi phân dẫn nhiệt qua thanh có dạng:

$$\frac{d^2 t}{dx^2} - \frac{\alpha U}{\lambda f} (t - t_f) = 0 \quad (1) \quad (1.32)$$

Đặt $\theta = (t - t_f)$: nhiệt độ thừa và đặt $m = \sqrt{\frac{\alpha U}{\lambda f}}$ (1/m)

Khi đó phương trình (1) trở thành: $\frac{d^2 \theta}{dx^2} - m^2 \theta = 0 \quad (2)$

Nghiệm của phương trình (2) có dạng: $\theta = C_1 e^{mx} + C_2 e^{-mx} \quad (3) \quad (1.33)$

Lưu ý:

Các giá trị C_1 và C_2 sẽ được xác định thông qua điều kiện biên

1.5.1. Thanh dài vô hạn

Áp dụng điều kiện biên vào phương trình nghiệm (3):

- Khi: $x = 0 \rightarrow \theta = \theta_g$

- Khi: $x = \infty \rightarrow \theta = 0$

$$\Rightarrow \begin{cases} C_1 = 0 \\ C_2 = \theta_g \end{cases}$$

Suy ra phương trình trường nhiệt độ của thanh dài vô hạn có dạng:

$$\theta = \theta_g e^{-mx} \quad (1.34)$$

Với $\theta_g = t_g - t_f$ ($^{\circ}\text{C}$) gọi là nhiệt độ thừa tại gốc thanh

Khi đó, nhiệt lượng truyền qua thanh có thể tính ngay gốc thanh bằng biểu thức:

$$Q = -\lambda f \left. \frac{d\theta}{dx} \right|_{x=0} = \lambda f m \theta_g = \theta_g \sqrt{\alpha U \lambda f} \quad (\text{W}) \quad (1.35)$$

1.5.2. Thanh dài hữu hạn, bỏ qua tỏa nhiệt đỉnh thanh

Áp dụng điều kiện biên vào phương trình nghiệm (3):

- Khi: $x = 0 \rightarrow \theta = \theta_g$

- Khi: $x = L \rightarrow \left(\frac{d\theta}{dx} \right)_{x=L} = 0$

$$\text{Phương trình trường nhiệt độ có dạng: } \theta = \theta_g \frac{\cosh[m(L-x)]}{\cosh(mL)} \quad (1.36)$$

$$\text{Nhiệt độ thừa ở đỉnh thanh: } \theta_L = \frac{\theta_o}{\cosh(mL)} \quad (1.37)$$

Nhiệt lượng truyền qua thanh: $Q = Q_\infty \tanh(mL) = \lambda f m \theta_g \tanh(mL)$ (W)

1.5.3. Thanh dài hữu hạn, có xét tỏa nhiệt đỉnh thanh

Áp dụng điều kiện biên vào phương trình nghiệm (3):

- Khi: $x = 0 \rightarrow \theta = \theta_g$

- Khi: $x = L \rightarrow -\lambda \left(\frac{d\theta}{dx} \right)_{x=L} = \alpha_L \theta_L$

Trong đó: α_L gọi là hệ số tỏa nhiệt đỉnh thanh (xem $\alpha_L = \alpha$)

Phương trình trường nhiệt độ có dạng:

$$\theta = \theta_g \frac{\cosh[m(L-x)] + \left(\frac{\alpha}{m\lambda} \right) \sinh[m(L-x)]}{\cosh(mL) + \left(\frac{\alpha}{m\lambda} \right) \sinh[mL]} \quad (1.38)$$

Nhiệt lượng truyền qua thanh:

$$Q = \lambda f m \theta_g \left[\frac{\sinh[mL] + \left(\frac{\alpha}{m\lambda} \right) \cosh[mL]}{\cosh(mL) + \left(\frac{\alpha}{m\lambda} \right) \sinh[mL]} \right] \quad (W) \quad (1.39)$$

Bài tập ví dụ 5:

Một thanh đồng dài có $d = 1$ cm, $\lambda = 377$ W/m°C đặt trong không khí có $t_f = 22^\circ\text{C}$, nhiệt độ ở gốc thanh $t_g = 150^\circ\text{C}$. Hệ số tỏa nhiệt $\alpha = 11$ W/m²°C.

a. Tính nhiệt lượng thanh truyền cho môi trường (thanh dài vô hạn).

b. Thanh dài hữu hạn có xét đến tỏa nhiệt đỉnh thanh. Tính nhiệt lượng thanh truyền cho môi trường dài thanh là 2 cm và 128 cm

Hướng dẫn giải:

a. Trường hợp thanh dài vô hạn

$$m = \sqrt{\frac{\alpha U}{\lambda f}} = \sqrt{\frac{\alpha \pi d}{\lambda \cdot \frac{\pi d^2}{4}}} = \sqrt{\frac{4\alpha}{\lambda d}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 11}{377 \cdot 0,01}} = 3,416 \text{ m}^{-1}$$

Nhiệt độ thừa tại gốc thanh: $\theta_g = t_g - t_f = 150 - 22 = 128$ (°C)

Nhiệt lượng truyền qua thanh: $Q = \lambda fm\theta_g = 377 \left(\frac{\pi \cdot 0,01^2}{4} \right) 3,416.128 = 12,94 \text{ (W)}$

b. Trường hợp thanh dài hữu hạn có xét đến tỏa nhiệt đỉnh thanh

Nhiệt lượng truyền qua thanh: $Q = \lambda fm\theta_g \left[\frac{\sinh[mL] + \left(\frac{\alpha}{m\lambda} \right) \cosh[mL]}{\cosh(mL) + \left(\frac{\alpha}{m\lambda} \right) \sinh[mL]} \right] \text{ (W)}$

Trong đó:

$$\frac{\alpha}{m\lambda} = \frac{11}{3,416.377} = 0,00854$$

$$\lambda fm\theta_g = 12,94 \text{ (câu a)}$$

Nếu thanh có chiều dài $L = 2\text{m}$, ta có:

$$Q = 12,948 \left(\frac{0,06837 + 0,00854 \cdot 1,00233}{1,00233 + 0,00854 \cdot 0,06837} \right) = 0,993\text{W}$$

Nếu thanh có chiều dài $L = 12\text{m}$, tính tương tự ta có:

$$Q = 12,948\text{W}$$

CÂU HỎI ÔN TẬP CHƯƠNG 1

Câu 1. Thế nào là truyền nhiệt ổn định và không ổn định?

Câu 2. Cho biết biểu thức của quá trình dẫn nhiệt ổn định qua tường phẳng một lớp?

Câu 3. Cho biết đại lượng đặc trưng cho quá trình dẫn nhiệt và ý nghĩa của nó?

Câu 4. Trình bày điều kiện biên loại 1 trong bài toán dẫn nhiệt

Câu 5. Trình bày điều kiện biên loại 2 trong bài toán dẫn nhiệt

Câu 6. Trình bày điều kiện biên loại 3 trong bài toán dẫn nhiệt

Câu 7. Trình bày điều kiện biên loại 4 trong bài toán dẫn nhiệt

Câu 8. Vách phẳng buồng lạnh có diện tích $F = 150\text{m}^2$ được cấu tạo bằng 3 lớp vật liệu với các thông số cho trước như sau: Chiều dày của lớp 1 và lớp 3: $\delta_1 = \delta_3 = 5\text{mm}$; hệ số dẫn nhiệt của các lớp: $\lambda_1 = \lambda_3 = 0,52\text{W/mK}$, $\lambda_2 = 0,04\text{W/mK}$. Biết nhiệt độ bề mặt lớp trong cùng và lớp ngoài cùng lần lượt là -20°C và 30°C .

Xác định nhiệt độ tiếp xúc giữa các lớp và chiều dày lớp giữa δ_2 sao cho nhiệt lượng tổn thất Q không vượt quá 8600kJ/h .

Câu 9. Vách buồng sấy được xây dựng bằng 2 lớp vật liệu: lớp gạch đỏ dày $\delta_1 = 200\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 0,67\text{W/mK}$; lớp vật liệu phía ngoài có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,05\text{W/mK}$. Biết nhiệt độ bề mặt lớp trong cùng và lớp ngoài cùng lần lượt là 120°C và 35°C .

Xác định bề dày lớp vật liệu thứ 2, nhiệt độ các lớp tiếp xúc sao cho tổn thất nhiệt qua vách buồng sấy không vượt quá 100W/m^2 .

Câu 10. Vách lò cấu tạo gồm 2 lớp vật liệu: Lớp gạch chịu lửa: $\delta_1 = 250\text{mm}$; $\lambda_1 = 1,6\text{W/mK}$. Lớp gạch cách nhiệt: $\lambda_2 = 0,54(1 + 0,0024.t)\text{W/mK}$

Nhiệt độ bề mặt trong và ngoài cùng của vách lần lượt là: $t_{w1} = 700^\circ\text{C}$ và $t_{w3} = 40^\circ\text{C}$.

Biết mật độ dòng nhiệt truyền qua vách duy trì ở mức không đổi $q = 1100\text{W/m}$

Hãy xác định bề dày lớp cách nhiệt δ_2 (m).

Câu 11. Một vách phẳng có diện tích $F = 3,5\text{m}^2$ làm bằng thép có chiều dày $\delta_1 = 8\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 42\text{W/mđộ}$, bên ngoài phủ hai lớp vật liệu cách nhiệt, lớp thứ nhất: $\delta_2 = 60\text{mm}$, $\lambda_2 = \lambda_0(1 + 0,0009)\text{W/mđộ}$, lớp thứ hai: $\delta_3 = 20\text{mm}$, $\lambda_3 = 0,7\text{W/mđộ}$. Nhiệt độ bề mặt trong $t_{w1} = 220^\circ\text{C}$, nhiệt độ bề mặt ngoài cùng $t_{w4} = 50^\circ\text{C}$. Biết nhiệt lượng truyền qua vách $Q = 2100\text{W}$.

a. Xác định nhiệt độ tiếp xúc giữa các vách.

b. Xác định hệ số dẫn nhiệt trung bình λ_{2tb} và hệ số dẫn nhiệt λ_0 của lớp cách nhiệt thứ nhất

Câu 12. Một thanh thép dài có đường kính $d = 21\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 45\text{W/mđộ}$ đặt trong không khí có nhiệt độ $t_f = 30^\circ\text{C}$, nhiệt độ ở gốc thanh $t_g = 150^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt $\alpha = 8\text{W/m}^2\text{độ}$.

Tính nhiệt lượng thanh truyền cho môi trường trong điều kiện thanh dài vô hạn.

CHƯƠNG 2: TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

Giới thiệu:

Trình bày quy luật trao đổi nhiệt đối lưu trong bài toán truyền nhiệt, từ đó có thể giải quyết được các bài toán liên quan đến trao đổi nhiệt đối lưu trong các hệ thống lạnh.

Mục tiêu:

Sau khi học xong chương này, người học có khả năng:

- Trình bày được khái niệm về trao đổi nhiệt đối lưu
- Phát biểu được định luật Newton về trao đổi nhiệt đối lưu. Từ đó thành lập được công thức xác định nhiệt lượng trao đổi trong quá trình trao đổi nhiệt đối lưu
- Hiểu và phân biệt được các nguyên nhân phát sinh chuyển động của lưu chất, các chế độ chuyển động của lưu chất
- Phân biệt được các tiêu chuẩn đồng dạng, ứng dụng được các tiêu chuẩn đồng dạng trong từng chế độ trao đổi nhiệt đối lưu
- Trình bày được khái niệm và đặc điểm của tỏa nhiệt khi ngưng, tỏa nhiệt khi sôi
- So sánh được các đặc tính của tỏa nhiệt khi ngưng và khi sôi
- Phân biệt được các dạng toán về trao đổi nhiệt đối lưu: tự nhiên, cưỡng bức, biến đổi pha
- Giải được các dạng toán liên quan

Nội dung chính:

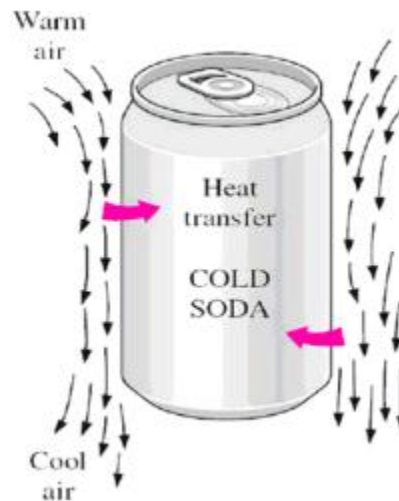
2.1. Những khái niệm cơ bản

2.1.1. Khái niệm về trao đổi nhiệt đối lưu:

Là quá trình trao đổi nhiệt xảy ra khi giữa một bề mặt vật rắn tiếp xúc với môi trường chất lỏng hoặc chất khí chuyển động xung quanh bề mặt vật rắn đó khi có sự chênh lệch về nhiệt độ

Khi chất lỏng hoặc khí là môi trường không chuyển động tiếp xúc với bề mặt vật rắn có nhiệt độ khác chúng, các phần tử chất lỏng sẽ trao đổi nhiệt với bề mặt vật bằng dẫn nhiệt qua lớp chất lỏng sát bề mặt vật. Khi đó nhiệt độ của lớp chất lỏng thay đổi gây nên mật độ của chất lỏng thay đổi. Sự chênh lệch mật độ làm xuất hiện chuyển động tạo thành dòng đối lưu, đồng thời mang nhiệt đi. Nếu chất lỏng hoặc khí là môi trường chuyển động thì lượng nhiệt trao đổi do dòng chất lỏng chuyển động mang đi càng lớn.

Vậy trao đổi nhiệt giữa bề mặt vật rắn và chất lỏng là một quá trình phức tạp bao gồm quá trình dẫn nhiệt qua các lớp chất lỏng và truyền nhiệt đối lưu do các phần tử chất lỏng chuyển động mang nhiệt đi gọi là trao đổi nhiệt đối lưu



Hình 2.1. Trao đổi nhiệt đối lưu

2.1.2. Nguyên nhân phát sinh chuyển động

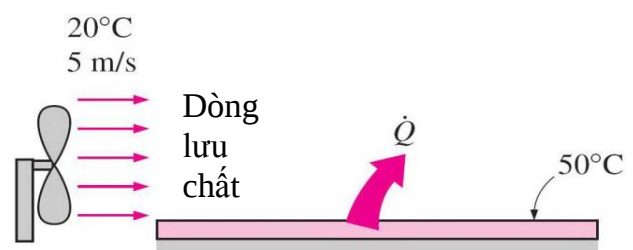
Dòng môi chất chuyển động xung quanh bề mặt vật rắn được tạo bởi 2 nguyên nhân: chuyển động tự nhiên và chuyển động cưỡng bức

Chuyển động tự nhiên: Lưu chất chuyển động do chênh lệch mật độ khối lượng của các phần tử lưu chất khác biệt về nhiệt độ

Chuyển động cưỡng bức: Lưu chất chuyển động nhờ có ngoài lực tác dụng (bơm, quạt, máy nén,...)



Hình 2.2. Chuyển động tự nhiên

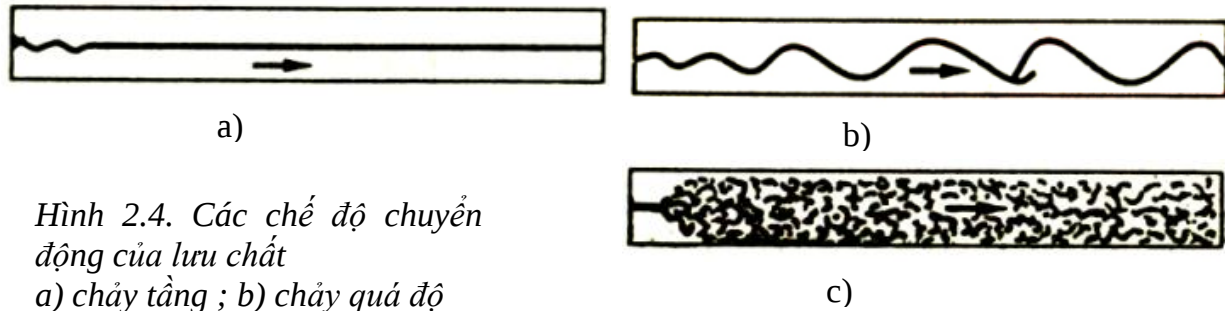


Hình 2.3. Chuyển động cưỡng bức

2.1.3. Chế độ chuyển động của lưu chất

Lưu chất chuyển động quanh bề mặt vật rắn với 3 chế độ: chảy tầng, chảy rối, chảy quá độ

- *Chảy tầng:* Các phần tử lưu chất chuyển động cùng hướng dòng chảy
- *Chảy rối:* Ngoài chuyển động theo hướng dòng chảy, các phần tử lưu chất còn có các dao động ngang. Dao động ngang càng lớn, độ rối càng lớn
- *Chảy quá độ:* Chuyển từ chảy tầng sang chảy rối, quá trình này diễn ra từ từ



Hình 2.4. Các chế độ chuyển động của lưu chất
a) chảy tầng ; b) chảy quá độ
c) chảy rối

Việc chuyển từ chảy tầng sang chảy rối phụ thuộc vào nhiều yếu tố:

- Hình dáng hình học bề mặt
- Độ xù xì của bề mặt
- Vận tốc của dòng tự do
- Nhiệt độ bề mặt
- Đặc tính của lưu chất, và nhiều điều khác

Lưu ý:

Chất lỏng gồm nhiều lớp xếp chồng lên nhau. Vận tốc của lớp chất lỏng nằm sát bề mặt vách có vận tốc bằng 0 do không bị trượt. Nghĩa là khi đó có một lớp mỏng chất lỏng tiếp xúc với bề mặt vách, trong trường hợp này quá trình truyền nhiệt được xem như dẫn nhiệt (không phải trao đổi nhiệt đối lưu), nhưng vì nhiệt lượng trao đổi của quá trình này rất ít nên trong thực tế khi tính toán trao đổi nhiệt đối lưu ta thường bỏ qua phần nhiệt lượng trao đổi này

2.1.4. Phương trình trao đổi nhiệt đối lưu

Nhiệt lượng trao đổi đối lưu được tính theo định luật Newton:

“*Lượng nhiệt toả ra trên một đơn vị diện tích bề mặt trong một đơn vị thời gian tỷ lệ với hệ số toả nhiệt*”

$$q_{\alpha} = \alpha |t_w - t_f| \quad (\text{W/m}^2) \quad (2.1)$$

$$\text{Và: } Q_{\alpha} = F \cdot q_{\alpha} = F \alpha |t_w - t_f| \quad (\text{W}) \quad (2.2)$$

Trong đó:

α – Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu, $\text{W/(m}^2 \cdot \text{K)}$

F – Diện tích bề mặt trao đổi nhiệt đối lưu, m^2

t_w – Nhiệt độ bề mặt, $^{\circ}\text{C}$

t_f – Nhiệt độ của lưu chất, $^{\circ}\text{C}$

Từ công thức trên ta thấy, để xác định được nhiệt lượng Q ta cần xác định hệ số toả nhiệt đối lưu α . Trong thực tế, hệ số toả nhiệt đối lưu α là một thông số phức tạp, phụ thuộc vào nhiều yếu tố:

$$\alpha = f(t_w, t_f, \omega, \lambda, \rho, \mu, c_p, \delta, \phi, \dots) \quad (2.3)$$

Trong đó:

ω – Vận tốc chuyển động của dòng lưu chất, m/s

λ – Hệ số dẫn nhiệt của lưu chất, W/mK

ρ – Khối lượng riêng của dòng lưu chất, kg/m³

μ – Hệ số nhớt động lực học, kg/m.s

Φ – Hình dáng hình học

δ – Kích thước tính toán, m

Bài toán trao đổi nhiệt đối lưu được mô tả bởi hệ phương trình vi phân và các điều kiện đơn trị. Xét về mặt toán học khi tích phân hệ phương trình trên sẽ cho nghiệm tổng quát của nó chứa các hằng số tích phân. Từ các điều kiện đơn trị sẽ xác định được các hằng số tích phân và nghiệm của bài toán là hệ số tỏa nhiệt α sẽ được xác định. Như vậy về mặt nguyên tắc hệ số tỏa nhiệt α có thể tìm được bằng phương pháp giải tích. Tuy nhiên việc tìm α bằng phương pháp lý thuyết như vậy chỉ có thể thực hiện được trong trường hợp bài toán rất đơn giản, như dòng chảy tầng đẳng nhiệt không chịu nén trong ống tròn. Hầu hết các trường hợp thực tế tìm hệ số tỏa nhiệt α bằng phương pháp giải tích là vô cùng khó khăn vì hệ phương trình vi phân trao đổi nhiệt đối lưu gồm những phương trình vi phân đạo hàm riêng phức tạp, có chứa nhiều đại lượng không xác định được. Các đại lượng ràng buộc nhau nhiều lần trong các phương trình nên hầu như không thể giải được bằng phương pháp giải tích

Chính vì như thế, hệ số tỏa nhiệt đối lưu α thường được xác định thông qua các phương thức thực nghiệm (các tiêu chuẩn đồng dạng). Phương pháp xác định α sẽ được trình bày ở phần sau

2.1.5. Các tiêu chuẩn đồng dạng

2.1.5.1. Định nghĩa

Tiêu chuẩn đồng dạng là tổ hợp không thứ nguyên của các đại lượng vật lý được rút ra từ hệ phương trình vi phân diễn tả hai hiện tượng đồng dạng, phản ánh mối quan hệ ràng buộc của các hằng số đồng dạng và có giá trị như nhau. Có hai loại tiêu chuẩn đồng dạng là tiêu chuẩn xác định và tiêu chuẩn không xác định. Tiêu chuẩn xác định bao gồm các đại lượng đã cho, tiêu chuẩn không xác định có chứa ít nhất một đại lượng chưa biết

2.1.5.2. Tiêu chuẩn Reynolds (số Re)

Sau khi làm thí nghiệm kỹ lưỡng vào những năm 1880, **Osborn Reynolds** phát hiện ra rằng, trong lưu động cưỡng bức, chế độ chảy phụ thuộc nhiều vào một giá trị không thứ nguyên gọi là tiêu chuẩn Reynolds

Hệ số Reynolds (số Re): Là tỷ số giữa lực quán tính và lực nhớt ma sát trong chất lỏng

$$Re = \frac{\omega \delta}{\nu} \quad (2.4)$$

Trong đó:

ω – vận tốc của dòng tự do, m/s

δ – chiều dài hình học đặc trưng, m

ν – độ nhớt động học của lưu chất, m²/s

Lưu ý:

Mối quan hệ giữa độ nhớt động lực học μ và độ nhớt động học ν thông qua khối lượng riêng ρ của lưu chất

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \text{ (m}^2\text{/s)} \quad (2.5)$$

2.1.5.3. Tiêu chuẩn Grashof (số Gr)

Là số hạng biểu diễn tỷ số của lực nâng và lực ma sát tác động trên dòng lưu chất

Số Gr là tiêu chuẩn để xác định dòng lưu chất ở chế độ chảy tầng hay chảy rối trong quá trình tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên.

$$Gr = \frac{g\beta L^3 (t_w - t_f)}{\nu^2} \quad (2.6)$$

Trong đó:

- g: l gia tốc trọng trường, g = 9,81 m/s²
- β : hệ số giãn nở nhiệt, 1/K (đối với chất khí $\beta=1/T$)
- t_w : nhiệt độ bề mặt vách, °C
- t_f : nhiệt độ dòng lưu chất, °C
- L: chiều dài hình học tương đương, m
- ν : độ nhớt động học của lưu chất, m²/s

2.1.5.4. Tiêu chuẩn Prandtl (số Pr)

Biểu thị mối quan hệ giữa chiều dày của lớp biên nhiệt và lớp biên thủy lực

$$Pr = \frac{\nu}{a} \quad (2.7)$$

Trong đó:

- ν : độ nhớt động học của lưu chất, m²/s
- a: hệ số khuếch tán nhiệt, m²/s

Số Pr biểu thị ảnh hưởng của các thông số vật lý của chất lỏng đối với trao đổi nhiệt. Thường được tra từ bảng thông số vật lý của môi chất

2.1.5.5. Tiêu chuẩn Nusselt (số Nu)

Biểu thị cường độ tỏa nhiệt của lưu chất

$$Nu = \frac{\alpha L}{\lambda} \quad (2.8)$$

Trong đó:

- α : hệ số tỏa nhiệt đối lưu, W/m²K
- λ : hệ số dẫn nhiệt, W/mK
- L: kích thước xác định, m

Ý nghĩa vật lý của số Nu: $Nu = Q \text{ tỏa nhiệt đối lưu} / Q \text{ dẫn nhiệt}$

Lưu ý:

- Trong tất cả các tiêu chuẩn trên, chỉ có mỗi tiêu chuẩn Nu có chứa số α (gọi là tiêu chuẩn chưa xác định), và cũng từ tiêu chuẩn này để xác định số α cho bài toán trao đổi nhiệt đối lưu

- Ý nghĩa của các tiêu chuẩn:

$$\left. \begin{aligned} Re &= \frac{\omega L}{\nu} \\ Gr &= \frac{\beta g L^3 (t_w - t_f)}{\nu^2} \\ Pr &= \frac{\nu}{a} \end{aligned} \right\} \Rightarrow Nu = f(Re, Gr, Pr) \Rightarrow \alpha \quad (2.9)$$

2.2. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên

2.2.1. Định nghĩa:

Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên là quá trình trao đổi nhiệt được thực hiện khi chất lỏng hoặc chất khí chuyển động tự nhiên. Nguyên nhân gây ra chuyển động tự nhiên là do độ chênh mật độ của chất lỏng hoặc chất khí giữa những vùng có nhiệt độ khác nhau.

2.2.2. Đặc trưng của đối lưu tự nhiên

- Chuyển động của chất lỏng dọc bề mặt là do sự tồn tại Δt .
- Nhiệt độ chỉ thay đổi trong lớp mỏng (lớp biên) sát bề mặt trao đổi nhiệt
- Trường tốc độ trong lớp biên thay đổi lớn, tại bề mặt $\omega = 0$.
- Khi trao đổi nhiệt mãnh liệt, biến thiên to lớn thì chất lỏng chuyển động càng mạnh.
- Hai chế độ chuyển động cơ bản: chảy tầng và chảy rối.

2.2.3. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn (không gian rộng)

Trình tự tính toán α

Bước 1: Xác định kích thước tính toán

- Vách thẳng đứng, ống thẳng đứng, kích thước tính toán là chiều cao vách hoặc ống: $L = H$ (m)
- Ống nằm ngang, kích thước tính toán là đường kính ống: $L = d$ (m)
- Vách nằm ngang, kích thước tính toán là bề dày vách: $L = \delta$ (m)

Bước 2: Xác định nhiệt độ tính toán

Tính giá trị nhiệt độ trung bình: $t_{tb} = \frac{1}{2}(t_w + t_f)$ ($^{\circ}\text{C}$)

Bước 3: Tính các tiêu chuẩn Gr và Pr:

$$\left\{ \begin{aligned} Gr &= \frac{g \beta L^3 (t_w - t_f)}{\nu^2} \\ Pr &= \frac{\nu}{a} \end{aligned} \right.$$

Lưu ý:

- Giá trị Pr có thể tra từ bảng thông số vật lý của môi chất
- Khi tính toán giá trị β
 - + Nếu lưu chất là chất lỏng, tra β từ bảng thông số vật lý của môi chất
 - + Nếu lưu chất là chất khí, thì: $\beta = \frac{1}{T}$ (1/K)
- $g = 9,81 \text{ m}^2/\text{s}$: gia tốc trọng trường
- Các thông số vật lý còn lại (ν , a , ...) tra từ bảng thông số vật lý của môi chất

Bước 4: Tính số Nu

$$Nu = C(Gr.Pr)^n = C(Ra)^n \quad (2.10)$$

Trong đó:

- $Ra = Gr.Pr$: tiêu chuẩn Rayleigh
- Giá trị C và n được xác định từ thực nghiệm theo bảng sau:

Trạng thái chuyển động	$Ra = Gr.Pr$	C	n
Chảy màng	$< 0,001$	0,5	0
Chảy quá độ	0,001 - 500	1,18	1/8
Chảy tầng	$500 - 2 \cdot 10^7$	0,54	1/4
Chảy rối	$2 \cdot 10^7 - 10^{13}$	0,135	1/3

Bảng 2.1. Bảng xác định C và n theo thực nghiệm

- Trường hợp tấm phẳng nằm ngang, C và n được xác định theo bảng sau

$Ra = Gr.Pr$	C'		n
	Bề mặt nóng hướng lên trên	Bề mặt nóng hướng xuống dưới	
$< 0,001$	0,65	0,35	0
0,001 - 500	1,53	0,83	1/8
$500 - 2 \cdot 10^7$	0,7	0,38	1/4
$2 \cdot 10^7 - 10^{13}$	0,176	0,095	1/3

Bảng 2.2. Bảng xác định C và n theo thực nghiệm khi tấm phẳng nằm ngang

Bước 5: Xác định giá trị α

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{L} \text{ (W/m}^2\text{K)} \quad (2.11)$$

Bài tập ví dụ 1:

Xét một đường ống dẫn nước nóng dài $L = 6\text{m}$, đường kính ngoài $D = 8\text{cm}$ đặt nằm ngang đi qua một phòng rộng có nhiệt độ phòng là $t_f = 18^\circ\text{C}$. Nhiệt độ bề mặt ngoài của ống là $t_w = 72^\circ\text{C}$.

Hãy xác định lượng nhiệt tổn thất qua ống do quá trình tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên?

Hướng dẫn giải:

Kích thước xác định: $L = D = 8\text{cm} = 0,08\text{m}$

Nhiệt độ xác định: $t_{tb} = \frac{1}{2}(t_w + t_f) = \frac{1}{2}(72 + 18) = 45 \text{ (}^\circ\text{C)}$

Từ nhiệt độ xác định, tra bảng thông số vật lý của không khí, ta được:

$$\begin{cases} \lambda = 2,795.10^{-2} \text{ (W / mK)} \\ \nu = 17,455.10^{-6} \text{ (m}^2 \text{ / s)} \\ Pr = 0,6985 \\ \beta = \frac{1}{T} = \frac{1}{45 + 273} = \frac{1}{318} \text{ (1 / K)} \end{cases}$$

Tính số Gr

$$Gr = \frac{g\beta D^3(t_w - t_f)}{\nu^2} = \frac{9,81.0,08^3(72 - 18)}{318.(17,455.10^{-6})^2} = 2,8.10^6$$

Tính số Nu:

Từ bảng 2.1 ta xác định được: $\begin{cases} C = 0,54 \\ n = 1/4 \end{cases}$

Khi đó: $Nu = C(Gr.Pr)^n = 0,54(2,8.10^6.0,6985)^{1/4} = 20,2$

Xác định giá trị α :

$$\alpha = \frac{Nu.\lambda}{D} = \frac{20,2.2,795.10^{-2}}{0,08} = 7 \text{ (W/m}^2\text{K)}$$

Nhiệt lượng:

$$Q = \alpha\pi DL(t_w - t_f) = 7.3,14.0,08.6(72 - 18) = 569,7 \text{ (W)}$$

2.2.4. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian hữu hạn (không gian kín)

Có thể xem quá trình tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian kín là quá trình dẫn nhiệt ổn định qua một lớp lưu chất (và có xét đến tỏa nhiệt đối lưu)

Và khi đó, thay vì xác định hệ số tỏa nhiệt đối lưu ta sẽ xác định hệ số dẫn nhiệt tương đương λ_{td} của hệ (Xem sự liên kết giữa lưu chất và vách là một vách phẳng – nghĩa là xem lưu chất là một lớp trong vách phẳng nhiều lớp)

Trình tự tính toán λ_{td} và Q

Bước 1: Xác định kích thước tính toán

- Kích thước tính toán là bề dày không gian kín (vách + lưu chất): $L = \delta \text{ (m)}$

Bước 2: Xác định nhiệt độ tính toán

Tính giá trị nhiệt độ trung bình: $t_{tb} = \frac{1}{2}(t_{w1} + t_{w2}) \text{ (}^\circ\text{C)}$ (2.12)

Bước 3: Tính các tiêu chuẩn Gr và Pr

$$\begin{cases} Gr = \frac{g\beta\delta^3(t_{w1} - t_{w2})}{\nu^2} \\ Pr = \frac{\nu}{a} \end{cases} \quad (2.13)$$

Lưu ý:

- Giá trị Pr có thể tra từ bảng thông số vật lý của môi chất
- Khi tính toán giá trị β
 - + Nếu lưu chất là chất lỏng, tra β từ bảng thông số vật lý của môi chất
 - + Nếu lưu chất là chất khí, thì: $\beta = \frac{1}{T}$ (1/K)
- $g = 9,81 \text{ m}^2/\text{s}$: gia tốc trọng trường
- Các thông số vật lý còn lại (ν , α , ...) tra từ bảng thông số vật lý của môi chất

Bước 4: Tính số $Ra = Gr.Pr$

Bước 5: Tính hệ số hiệu chỉnh ε_{td} từ số liệu thực nghiệm sau

$Ra = Gr.Pr < 10^3$	$\varepsilon_{td} = 1$
$Ra = Gr.Pr \geq 10^3$	$\varepsilon_{td} = 0,18(Ra)^{0,25}$

Bảng 2.3. Bảng xác định ε_{td} theo thực nghiệm

Bước 6: Xác định giá trị λ_{td} :

$$\lambda_{td} = \varepsilon_{td} \cdot \lambda \quad (\text{W/mK}) \quad (2.14)$$

Trong đó: λ - hệ số dẫn nhiệt của lưu chất, tra từ nhiệt độ xác định, (W/mK)

Bước 7: Xác định nhiệt lượng trao đổi

$$Q = \lambda_{td} \cdot F \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\delta} \quad (\text{W}) \quad (2.15)$$

Bài tập ví dụ 2:

Xét một cửa sổ cao 0,8m, rộng 2m loại cửa sổ kép hai lớp kính. Giữa hai lớp kính là một lớp không khí có bề dày là 2cm, Nhiệt độ tại hai bề mặt kính đo được là 15°C và 5°C . Hãy xác định lượng nhiệt truyền qua cửa sổ.

Hướng dẫn giải:

Kích thước tính toán: $L = \delta = 2 \text{ cm} = 0,02\text{m}$

Tính giá trị nhiệt độ trung bình: $t_{tb} = \frac{1}{2}(t_{w1} + t_{w2}) = \frac{1}{2}(15 + 5) = 10(^\circ\text{C})$

Từ nhiệt độ xác định, tra bảng thông số vật lý của không khí, ta được:

$$\left\{ \begin{array}{l} \lambda = 2,51 \cdot 10^{-2} \text{ (W / mK)} \\ \nu = 14,16 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^2 / \text{s)} \\ Pr = 0,705 \\ \beta = \frac{1}{T} = \frac{1}{10 + 273} = \frac{1}{283} \text{ (1 / K)} \end{array} \right.$$

$$\text{Tính Gr: } Gr = \frac{g\beta\delta^3(t_w - t_f)}{\nu^2} = \frac{9,81 \cdot 0,02^3(15 - 5)}{283 \cdot (14,16 \cdot 10^{-6})^2} = 13830$$

Tính số Ra : $Ra = Gr.Pr = 13830 \cdot 0,705 = 9750 > 10^3$

Từ bảng 2.3 ta tính được:

$$\varepsilon_{td} = 0,18(Ra)^{0,25} = 0,18(9750)^{0,25} = 1,789$$

Xác định giá trị λ_{td} : $\lambda_{td} = \varepsilon_{td} \cdot \lambda = 1,789 \cdot 2,51 \cdot 10^{-2} = 0,05 \text{ (W/mK)}$

$$\text{Xác định nhiệt lượng trao đổi: } Q = \lambda_{td} \cdot F \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\delta} = \frac{0,05 \cdot (0,8 \times 2)(15 - 5)}{0,02} = 40 \text{ (W)}$$

2.3. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức:

2.3.1. Định nghĩa:

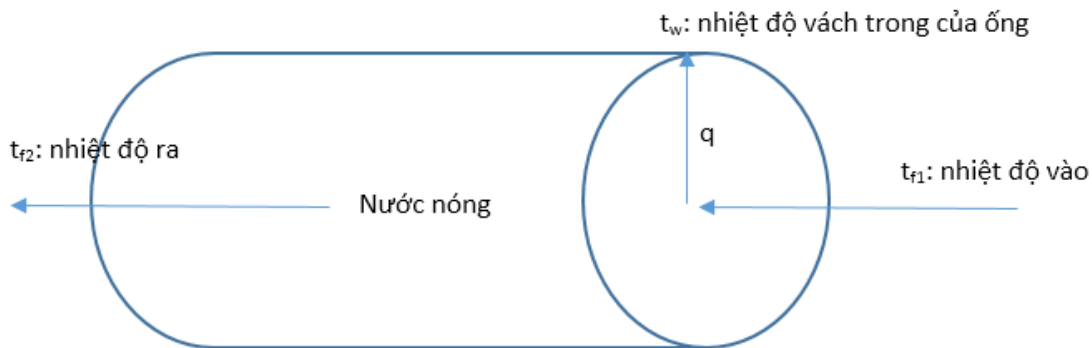
Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức là quá trình trao đổi nhiệt được thực hiện khi chất lỏng hoặc chất khí chuyển động cưỡng bức (có ngoại lực tác dụng)



Hình 2.5. Dàn lạnh đối lưu cưỡng bức

2.3.2. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi môi chất chuyển động trong ống đơn

Trình tự tính toán α



Hình 2.6. Nước chuyển động cưỡng bức trong ống đơn

Bước 1: Xác định kích thước tính toán

Nếu là ống tròn: $L = d_1$ (m) – là đường kính trong của ống

$$\text{Nếu là ống khác ống tròn: } L = d_{td} = \frac{4F}{U} \text{ (m)} \quad (2.16)$$

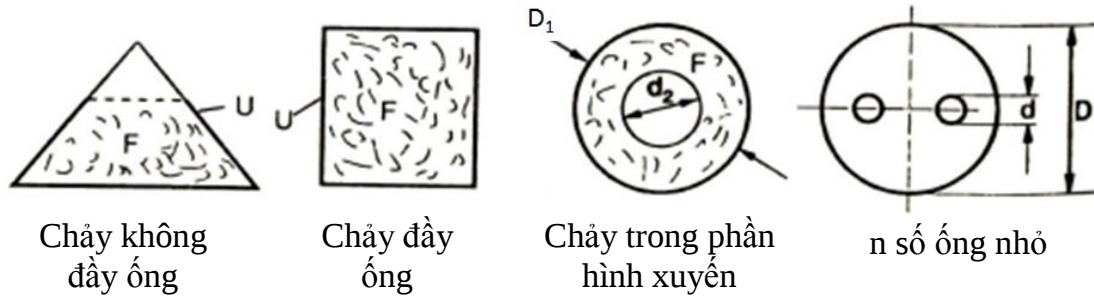
Trong đó:

- F: diện tích phần ướt (m^2)
- U: chu vi ướt (m)

Bước 2: Xác định nhiệt độ tính toán và các thông số vật lý của môi chất

Nhiệt độ tính toán là nhiệt độ trung bình của môi chất chuyển động trong ống đơn:

$$t_f = 0,5(t_{f1} + t_{f2}) \text{ (}^\circ\text{C)}$$



Hình 2.7. Các dạng hình ống khác hình tròn

Từ nhiệt độ tính toán, tra các thông số vật lý của môi chất từ bảng thông số vật lý:
 $\lambda, \nu, \text{Pr}_f, \rho, c_p \dots$

Bước 3: Tính số Re

$$\text{Re} = \frac{\omega d_1}{\nu}$$

Bước 4: Từ số Re, suy ra chế độ chảy của môi chất

Trường hợp 1: Khi $\text{Re} > 10^4 \rightarrow$ chảy rối

Khi đó: phương trình tiêu chuẩn tổng quát để tính số Nu có dạng

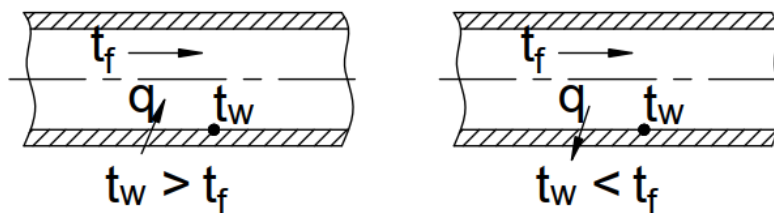
$$\text{Nu} = 0,021 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}_f^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w} \right)^{0,25} \varepsilon_l \cdot \varepsilon_R \quad (2.17)$$

Trong đó:

Pr_f : tra từ nhiệt độ t_f (tính ở bước 2)

Pr_w : tra từ nhiệt độ t_w

$\left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w} \right)^{0,25}$: Hệ số xét đến ảnh hưởng của phương hướng dòng nhiệt



Hình 2.8. Ảnh hưởng của phương hướng dòng nhiệt

ε_l : Hệ số hiệu chỉnh xét đến ảnh hưởng của chiều dài ống

- Nếu $l/d > 50$ thì $\varepsilon_l = 1$

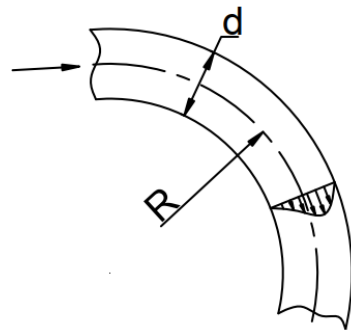
- Nếu $l/d \leq 50$ thì ε_l được tra theo bảng sau

Re_f	l/d								
	1	2	5	10	15	20	30	40	50
1.10^4	1,65	1,50	1,34	1,23	1,17	1,13	1,07	1,03	1
2.10^4	1,51	1,40	1,27	1,18	1,13	1,10	1,05	1,02	1
5.10^4	1,34	1,27	1,18	1,13	1,10	1,08	1,04	1,02	1
1.10^5	1,28	1,22	1,15	1,10	1,08	1,06	1,03	1,02	1
1.10^6	1,14	1,11	1,08	1,05	1,04	1,03	1,02	1,01	1

Bảng 2.4. Bảng xác định ε_l khi $l/d \leq 50$ và môi chất chảy rối

ε_R : Hệ số hiệu chỉnh xét đến ảnh hưởng bởi độ cong của ống (do ảnh hưởng của lực ly tâm)

- Đối với ống cong có bán kính cong R thì:



$$\varepsilon_R = 1 + 1,77 \frac{d}{R} \quad (2.18)$$

Hình 2.9. Ảnh hưởng của phương hướng dòng nhiệt

- Đối với ống thẳng: $\varepsilon_R = 1$

Trường hợp 2: Khi $Re < 2200 \rightarrow$ chảy tầng

Khi đó: phương trình tiêu chuẩn tổng quát để tính số Nu có dạng

$$Nu = 0,15 \cdot Re^{0,33} \cdot Pr_f^{0,43} \cdot Gr_f^{0,1} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_l \quad (2.19)$$

Trong đó:

ε_l : Hệ số hiệu chỉnh xét đến ảnh hưởng của chiều dài ống

- Nếu $l/d > 50$ thì $\varepsilon_l = 1$

- Nếu $l/d \leq 50$ thì ε_l được tra theo bảng sau

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

Bảng 2.5. Bảng xác định ε_l khi $l/d \leq 50$ và môi chất chảy tầng

Trường hợp 3: Khi $2200 < Re < 10^4 \rightarrow$ chảy quá độ

Khi đó: phương trình tiêu chuẩn tổng quát để tính số Nu có dạng

$$Nu = K_o \cdot Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_l \quad (2.20)$$

Trong đó:

K_o : hệ số thực nghiệm được tra theo bảng sau:

$Re_f \cdot 10^{-3}$	2,2	2,3	2,5	3,0	3,5	4,0	5,0	6,0	7,0	8,0	9,0	10
K_o	1,9	3,2	4,0	6,8	9,5	11	16	19	24	27	30	33

Bảng 2.6. Bảng xác định K_o

ε_l : Hệ số hiệu chỉnh xét đến ảnh hưởng của chiều dài ống

- Nếu $l/d > 50$ thì $\varepsilon_l = 1$

- Nếu $l/d \leq 50$ thì ε_l được tra theo bảng chảy tầng

Bước 5: Tính số α

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{d_1} \quad (W/m^2K) \quad (2.21)$$

Bước 6: Tính Q hoặc q

$$Q = \alpha F (t_w - t_f) \quad (W) \quad (2.22)$$

$$q = \alpha F (t_w - t_f) \quad (W/m^2) \text{ hoặc } (W/m) \quad (2.23)$$

Bài tập ví dụ 3:

Dầu máy biến áp chảy trong ống với đường kính $d_2/d_1 = 25/21mm$, $t_f' = 80^\circ C$, $t_f'' = 40^\circ C$, với lưu lượng $G = 6000 \text{ kg/h}$. Nhiệt độ vách ống $t_w = 30^\circ C$

a. Tính hệ số tỏa nhiệt đối lưu α

b. Tính chiều dài ống L

c. Tính Q của 5 ống khi lắp song song

Hướng dẫn giải:

Kích thước xác định: $d_1 = 21mm = 0,021m$

Nhiệt độ xác định: $t_f = 0,5(80 + 40) = 60^\circ C$

Bảng TSVL của dầu tại $60^\circ C$

$$\begin{cases} \lambda = 0,1072 \\ \nu = 5,78 \cdot 10^{-6} \\ Pr_f = 87,8 \\ \rho = 856 \end{cases}$$

Tại $t_w = 30^\circ C$, ta có: $Pr_w = 202$

Tính Re:

$$\omega = \frac{4G}{\rho \pi d^2} = \frac{4.6000}{3600.856.3,14.0,021^2} = 5,62(m/s)$$

$$Re = \frac{\omega d}{\nu} = \frac{5,62.0,021}{5,78.10^{-6}} = 20418,68 > 10^4$$

Tính Nu:

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr_f^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_l$$

Giả sử $l \geq 50d_1 \Rightarrow \varepsilon_l = 1$

$$\Rightarrow Nu = 0,021.20418,68^{0,8} .87,8^{0,43} \cdot \left(\frac{87,8}{202} \right)^{0,25} = 327,7$$

Tính α :

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{d} = 327,7 \cdot \frac{0,1072}{0,021} = 1672,83(W/m^2K)$$

Câu b) Tính L

$$Q = Gc_p (t_f' - t_f'') = \frac{6000}{3600} \cdot 1,905(80 - 40) = 127(kW)$$

$$L = \frac{Q(W)}{\alpha(\pi d) |t_f - t_w|} = \frac{127000}{1672,83.3,14.0,021(60 - 30)} = 38,4(m)$$

Thử lại:

Ta thấy $L = 38,4 > 50.0,021 = 50.d_1$

Nên giả sử $l \geq 50d_1 \Rightarrow \varepsilon_l = 1$ là đúng.

Vậy $L = 38,4 m$

Bài tập ví dụ 4:

Nước chảy trong ống thẳng có đường kính $d_1 = 20mm$ với vận tốc $\omega = 1,1 m/s$. Nhiệt độ nước vào và ra tương ứng $t' = 55^\circ V$ và $t'' = 65^\circ C$. Chiều dài ống $L = 3m$

a) Xác định hệ số trao đổi nhiệt đối lưu

b) Xác định nhiệt lượng trao đổi và nhiệt độ trung bình của vách

biết: Khi tính toán có thể bỏ qua ảnh hưởng của phương hướng dòng nhiệt

Hướng dẫn giải:

Kích thước xác định: $d_1 = 21mm = 0,02m$

Nhiệt độ xác định: $t_f = 60^\circ C$

Bảng TSVL của nước tại $60^\circ C$

$$\left\{ \begin{array}{l} \lambda = 0,659 \\ \nu = 0,478.10^{-6} \\ Pr_f = 2,98 \\ \rho = 983,2 \end{array} \right.$$

Tính Re:

$$- \text{Re} = \frac{\omega d}{\nu} = \frac{1,1 \cdot 0,02}{0,478 \cdot 10^{-6}} = 46025 > 10^4$$

Tính Nu:

$$Nu = 0,021 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}_f^{0,43} \cdot \varepsilon_l$$

Ta có: $l \geq 50d_1 \Rightarrow \varepsilon_l = 1$

$$\Rightarrow Nu = 0,021 \cdot 46025^{0,8} \cdot 2,98^{0,43} = 180,5$$

Tính α :

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{d} = 180,5 \cdot \frac{0,659}{0,02} = 5947,5 \text{ (W / m}^2 \text{K)}$$

Câu b)

$$\text{Ta có: } G = \frac{\rho \pi d^2 \omega}{4} = \frac{983,2 \cdot 3,14 \cdot 0,02^2 \cdot 1,1}{4} = 0,34 \text{ (kg / s)}$$

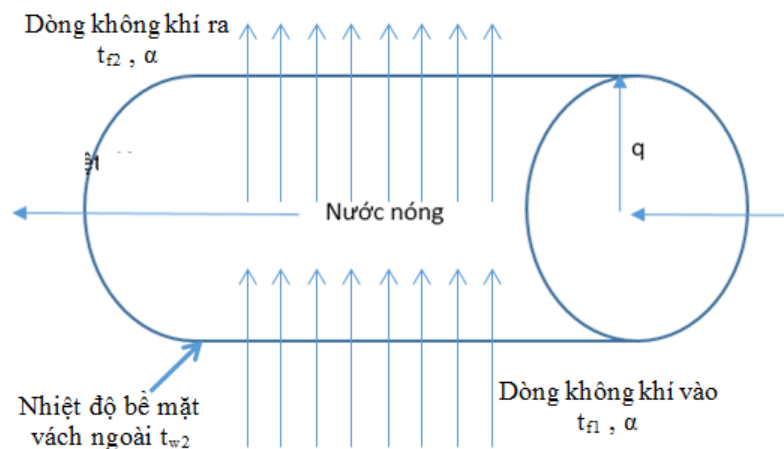
$$\text{Vậy: } Q = G \cdot c_p \cdot (t_f' - t_f'') = 0,34 \cdot 4,18 \cdot (65 - 55) = 14,212 \text{ (kW)}$$

Ta có:

$$Q = \alpha (\pi d L) |t_f - t_w| \Rightarrow t_w = t_f - \frac{Q(W)}{\alpha (\pi d L)} = 60 - \frac{14212}{5947,5 \cdot 3,14 \cdot 0,02 \cdot 3} = 47,3^\circ \text{C}$$

2.3.3. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi môi chất chuyển động ngoài ống đơn

Trình tự tính toán α



Hình 2.10. Không khí chuyển động cưỡng bức ngoài ống đơn

Bước 1: Xác định kích thước tính toán

Phần này chỉ khảo sát ống tròn: $L = d_2$ (m) – là đường kính ngoài của ống

Bước 2: Xác định nhiệt độ tính toán và các thông số vật lý của môi chất

Nhiệt độ tính toán là nhiệt độ trung bình của môi chất chuyển động cắt ngang qua ống đơn: $t_f = 0,5(t_{f1} + t_{f2})$ ($^\circ\text{C}$)

Từ nhiệt độ tính toán, tra các thông số vật lý của môi chất từ bảng thông số vật lý:

$\lambda, \nu, \text{Pr}_f, \rho, c_p \dots$

Bước 3: Tính số Re

$$Re = \frac{\omega d_2}{\nu}$$

Bước 4: Từ số Re , suy ra chế độ chảy của môi chất

Trường hợp 1: Khi $Re > 10^3 \rightarrow$ chảy rối

Khi đó: phương trình tiêu chuẩn tổng quát để tính số Nu có dạng

$$Nu = 0,28.Re^{0,6} \cdot Pr_f^{0,36} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_\psi \quad (2.24)$$

Trường hợp 2: Khi $Re \leq 10^3 \rightarrow$ chảy tầng

Khi đó: phương trình tiêu chuẩn tổng quát để tính số Nu có dạng

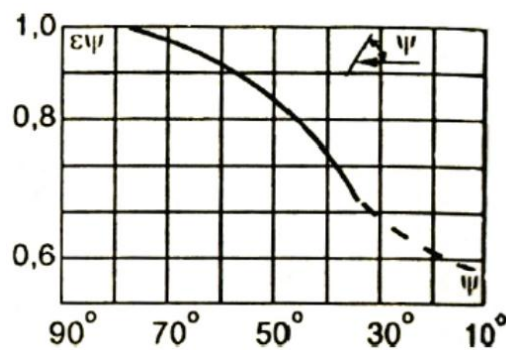
$$Nu = 0,56.Re^{0,5} \cdot Pr_f^{0,36} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_\psi \quad (2.25)$$

Trong đó:

ε_ψ : Hệ số hiệu chỉnh góc va giữa ống và dòng môi chất

- Nếu $\psi = 90^\circ$ (dòng môi chất chảy vuông góc với ống) thì $\varepsilon_\psi = 1$

- Nếu $\psi \neq 90^\circ$ thì ε_ψ được tra theo đồ thị sau



Hình 2.11. Đồ thị tra ε_ψ

Bước 5: Tính số α

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{d_2} \quad (\text{W/m}^2\text{K}) \quad (2.26)$$

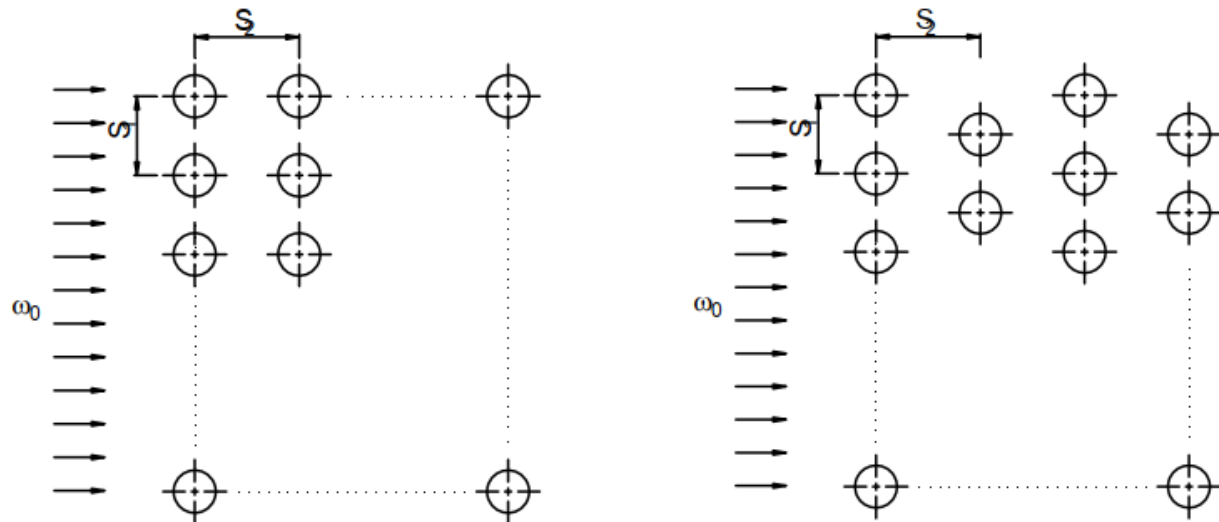
Bước 6: Tính Q hoặc q

$$Q = \alpha F (t_w - t_f) \quad (\text{W}) \quad (2.27)$$

$$q = \alpha F (t_w - t_f) \quad (\text{W/m}^2) \text{ hoặc } (\text{W/m}) \quad (2.28)$$

2.3.4. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi môi chất chuyển động ngoài chùm ống

Đối với chùm ống, có 2 kiểu bố trí là song song và so le



Hình 2.12. Cách bố trí chùm ống song song và so le

Bước ngang S_1 , bước dọc S_2 , đường kính ngoài ống d_2 và số dây ống n theo hướng dòng của hàng thứ 1 do độ rối loạn ban đầu của dòng quyết định.

Hệ số tỏa nhiệt từ hàng ống thứ 3 trở đi ổn định (không thay đổi)

Trình tự tính toán α

Bước 1: Xác định kích thước tính toán

Kích thước xác định: $L = d_2$ (m) – là đường kính ngoài của ống

Bước 2: Xác định nhiệt độ tính toán và các thông số vật lý của môi chất

Nhiệt độ tính toán là nhiệt độ trung bình của môi chất chuyển động cắt ngang qua ống đơn: $t_f = 0,5(t_{f1} + t_{f2})$ ($^{\circ}\text{C}$)

Từ nhiệt độ tính toán, tra các thông số vật lý của môi chất từ bảng thông số vật lý:

$\lambda, \nu, \text{Pr}_f, \rho, c_p \dots$

Bước 3: Tính số Re

$$Re = \frac{\omega d_2}{\nu}$$

Bước 4: Từ số Re , suy ra chế độ chảy của môi chất

Trường hợp 1: Nếu là chùm ống song song

Khi $Re > 10^3 \rightarrow$ chảy rối

Khi đó: phương trình tiêu chuẩn tổng quát để tính số Nu có dạng

$$Nu = 0,22.Re^{0,65} \cdot \text{Pr}_f^{0,36} \left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w} \right)^{0,25} \varepsilon_i \cdot \varepsilon_{\psi} \quad (2.29)$$

Khi $Re \leq 10^3 \rightarrow$ chảy tầng

Khi đó: phương trình tiêu chuẩn tổng quát để tính số Nu có dạng

$$Nu = 0,56.Re^{0,5} \cdot Pr_f^{0,36} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_i \cdot \varepsilon_\psi \quad (2.30)$$

Trường hợp 2: Nếu là chùm ống so le

Khi $Re > 10^3 \rightarrow$ chảy rối

Khi đó: phương trình tiêu chuẩn tổng quát để tính số Nu có dạng

$$Nu = 0,4.Re^{0,6} \cdot Pr_f^{0,36} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_i \cdot \varepsilon_\psi \quad (2.31)$$

Khi $Re \leq 10^3 \rightarrow$ chảy tầng

Khi đó: phương trình tiêu chuẩn tổng quát để tính số Nu có dạng

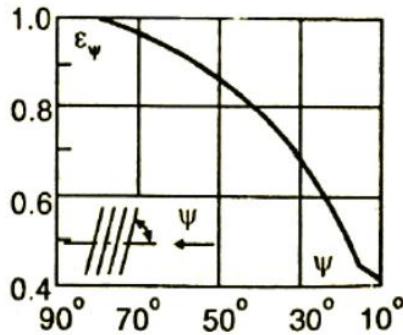
$$Nu = 0,56.Re^{0,5} \cdot Pr_f^{0,36} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_i \cdot \varepsilon_\psi \quad (2.32)$$

Trong đó:

ε_ψ : Hệ số hiệu chỉnh góc va giữa ống và dòng môi chất

- Nếu $\psi = 90^\circ$ (dòng môi chất chảy vuông góc với ống) thì $\varepsilon_\psi = 1$

- Nếu $\psi \neq 90^\circ$ thì ε_ψ được tra theo đồ thị sau



Hình 2.13. Đồ thị tra ε_ψ

Hoặc tra theo bảng sau:

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

Bảng 2.7. Bảng xác định ε_ψ

ε_i : Hệ số hiệu chỉnh số hàng ống

Hàng ống	Chùm ống song song	Chùm ống so le
Hàng thứ nhất	$\varepsilon_1 = 0,6$	$\varepsilon_1 = 0,6$
Hàng thứ hai	$\varepsilon_2 = 0,9$	$\varepsilon_2 = 0,7$
Hàng thứ ba trở đi	$\varepsilon_i = 1$	$\varepsilon_i = 1$

Bảng 2.8. Bảng xác định ε_i

Bước 5: Tính hệ số tỏa nhiệt đối lưu từ hàng thứ 3 trở đi

$$\bar{\alpha}^{(3)} = Nu \frac{\lambda}{d_2} \quad (\text{W/m}^2\text{K}) \quad (2.33)$$

Bước 6: Tính hệ số tỏa nhiệt đối lưu trung bình $\bar{\alpha}$

$$\bar{\alpha} = \frac{\bar{\alpha}^{(1)} + \bar{\alpha}^{(2)} + (n-2)\bar{\alpha}^{(3)}}{n} \quad (\text{W/m}^2\text{K}) \quad (2.34)$$

Với n là số hàng ống

Lưu ý:

Nếu là chùm song song:

$$\bar{\alpha} = \frac{\bar{\alpha}^{(1)} + \bar{\alpha}^{(2)} + (n-2)\bar{\alpha}^{(3)}}{n} = \frac{0,6\bar{\alpha}^{(3)} + 0,9\bar{\alpha}^{(3)} + (n-2)\bar{\alpha}^{(3)}}{n} \quad (\text{W/m}^2\text{K}) \quad (2.35)$$

Nếu là chùm so le:

$$\bar{\alpha} = \frac{\bar{\alpha}^{(1)} + \bar{\alpha}^{(2)} + (n-2)\bar{\alpha}^{(3)}}{n} = \frac{0,6\bar{\alpha}^{(3)} + 0,7\bar{\alpha}^{(3)} + (n-2)\bar{\alpha}^{(3)}}{n} \quad (\text{W/m}^2\text{K}) \quad (2.36)$$

Bước 6: Tính Q hoặc q

$$Q = \bar{\alpha}F(t_w - t_f) \quad (\text{W}) \quad (2.37)$$

$$q = \bar{\alpha}F(t_w - t_f) \quad (\text{W/m}^2) \text{ hoặc } (\text{W/m}) \quad (2.38)$$

Lưu ý chung khi tính toán bài toán tỏa nhiệt đối lưu cưỡng bức:

- Khi dữ liệu bài toán chưa có vận tốc chuyển động của dòng môi chất, trước khi tính số Re , ta phải tính vận tốc của dòng môi chất thông qua lưu lượng môi chất

$$Q = \omega F \Leftrightarrow \omega = \frac{Q}{F} = \frac{G}{\rho} \cdot \frac{4}{\pi d^2} \Leftrightarrow \omega = \frac{4G}{\rho \pi d^2} \quad (2.39)$$

Trong đó:

ω : Vận tốc dòng môi chất (m/s)

Q : Lưu lượng thể tích (m^3/s)

G : Lưu lượng khối lượng (kg/s)

F : Tiết diện tròn của ống (m^2)

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

- Biểu thức $\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)$: Hệ số ảnh hưởng bởi phương hướng dòng nhiệt
- Nếu có t_f và t_w thì ta tìm Pr_f và Pr_w và thế vào biểu thức và tính bình thường
 - Bỏ qua biểu thức (Pr_f/Pr_w) trong các trường hợp sau: (khi không có t_w)
 - + Nếu bài toán có câu: “bỏ qua ảnh hưởng của phương hướng dòng nhiệt”
 - + Môi chất đang tính là **chất khí**
 - + Môi chất là nước nhưng nhiệt độ nước với nhiệt độ vách gần bằng nhau.

Bài tập ví dụ 5:

a) Tính hệ số tỏa nhiệt trung bình từ dòng khói chảy cắt ngang chùm ống bố trí so le, đường kính ngoài ống $d_2 = 38\text{mm}$, số dãy ống theo chiều dòng chảy là $n = 30$. Nhiệt độ khói vào và ra chùm ống lần lượt là: $t'_f = 650^\circ\text{C}$ và $t''_f = 350^\circ\text{C}$. Tốc độ khói qua tiết diện hẹp nhất $\omega = 10\text{m/s}$

b) Nếu ống bố trí song song và các điều kiện khác giữ nguyên thì hệ số tỏa nhiệt trung bình bằng bao nhiêu ?

Hướng dẫn giải:

Câu a:

KTXĐ: $d = 0,038\text{ m}$

NĐXĐ: $t_f = 500^\circ\text{C}$

$$\begin{cases} \lambda = 0,0656 (\text{W} / \text{mK}) \\ \nu = 76,3 \cdot 10^{-6} (\text{m}^2 / \text{s}) \\ Pr_f = 0,63 \end{cases}$$

Tính Re :

$$Re = \frac{\omega d_2}{\nu} = \frac{10 \cdot 0,038}{76,3} \cdot 10^6 = 4980$$

Tính Nu_3 :

$$Nu_3 = 0,4 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr_f^{0,36} \cdot \varepsilon_\psi$$

Đề bài ko cho góc ψ , nên ta chọn 90°

$$\text{Vậy: } Nu_3 = 0,4 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr_f^{0,36}$$

$$\Rightarrow Nu_3 = 0,4 \cdot 4980^{0,6} \cdot 0,63^{0,36} = 56$$

Tính α_3

$$\alpha_3 = Nu_3 \frac{\lambda}{d} = 56 \cdot \frac{0,0656}{0,038} = 96,7 (\text{W} / \text{m}^2 \text{K})$$

Tính $\bar{\alpha}$

$$\bar{\alpha} = \frac{0,6 \cdot \alpha_3 + 0,7 \cdot \alpha_3 + (30 - 2) \cdot \alpha_3}{30} = \frac{(0,6 + 0,7 + 28) \cdot 96,7}{30} = 94,4 (\text{W} / \text{m}^2 \text{K})$$

Câu b

Khi chùm ống bố trí song song thì:

$$Nu_3 = 0,22 \cdot Re^{0,65} \cdot Pr_f^{0,36} = 0,22 \cdot 4980^{0,65} \cdot 0,63^{0,36} = 47,1$$

Tính α_3

$$\alpha_3 = Nu_3 \frac{\lambda}{d} = 47,1 \cdot \frac{0,0656}{0,038} = 81,3 \text{ (W / m}^2\text{K)}$$

Tính $\bar{\alpha}$

$$\bar{\alpha} = \frac{0,6 \cdot \alpha_3 + 0,9 \cdot \alpha_3 + 30 \cdot \alpha_3}{30} = \frac{(0,6 + 0,9 + 30) \cdot 81,3}{30} = 85,4 \text{ (W / m}^2\text{K)}$$

Bài tập ví dụ 6:

Khối chuyển động qua thiết bị kiểu chùm ống bố trí so le có $n = 10$ hàng, đường kính ngoài ống $d_2 = 52\text{mm}$. Tốc độ khối qua tiết diện hẹp nhất $\omega = 8 \text{ m/s}$. Nhiệt độ trung bình của dòng khối $t_f = 600^\circ\text{C}$, nhiệt độ bề mặt vách $t_w = 120^\circ\text{C}$

Tính hệ số tỏa nhiệt đối lưu trung bình của chùm ống. Biết góc va bằng $\psi = 60^\circ$

Hướng dẫn giải:

KTXĐ: $d = 0,052 \text{ m}$

NĐXĐ: $t_f = 600^\circ\text{C}$

$$\begin{cases} \lambda = 0,0742 \text{ (W / mK)} \\ \nu = 93,61 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^2\text{ / s)} \\ Pr_f = 0,62 \end{cases}$$

Tại $t_w = 120^\circ\text{C} \Rightarrow Pr_w = 0,686$

Tính Re:

$$Re = \frac{\omega d_2}{\nu} = \frac{8 \cdot 0,052}{93,61} \cdot 10^6 = 4444$$

Tính Nu_3 :

$$Nu_3 = 0,4 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr_f^{0,36} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_\psi$$

Ta có: $\psi = 60^\circ \Rightarrow \varepsilon_\psi = 0,94$

$$\text{Vậy: } Nu_3 = 0,4 \cdot 4444^{0,6} \cdot 0,62^{0,36} \left(\frac{0,62}{0,686} \right)^{0,25} \cdot 0,94 = 47,7$$

Tính α_3

$$\alpha_3 = Nu_3 \frac{\lambda}{d} = 47,7 \cdot \frac{0,0742}{0,052} = 68 \text{ (W / m}^2\text{K)}$$

Tính $\bar{\alpha}$

$$\bar{\alpha} = \frac{0,6 \cdot \alpha_3 + 0,7 \cdot \alpha_3 + (10 - 2) \cdot \alpha_3}{10} = \frac{0,6 \cdot 68 + 0,7 \cdot 68 + (10 - 2) \cdot 68}{10} = 63,24 \text{ (W / m}^2\text{K)}$$

2.4. Trao đổi nhiệt đối lưu khi biến đổi pha

2.4.1. Khái niệm

Trao đổi nhiệt đối lưu khi có biến đổi pha là quá trình trao đổi nhiệt trong đó có sự biến đổi giữa hai trạng thái lỏng và hơi. Trao đổi nhiệt khi có sự biến đổi pha lỏng thành hơi gọi là *tỏa nhiệt khi sôi*, khi có sự biến đổi hơi thành lỏng gọi là *tỏa nhiệt khi ngưng*. Khi chất lỏng có biến đổi pha, luôn xuất hiện lượng nhiệt biến đổi pha, nên lượng nhiệt trao đổi của quá trình rất lớn đồng thời kèm theo nhiều đặc điểm khác với trao đổi nhiệt đối lưu khi không có biến đổi pha

Trị số hệ số tỏa nhiệt điển hình trong các chất lỏng có biến đổi pha như sau (W/m^2K)

Chất lỏng	Hệ số tỏa nhiệt
Các chất lỏng đối lưu không biến đổi pha	100 - 200
Các chất lỏng khi sôi	2000 – 35.000
Các chất lỏng khi ngưng	2000 – 25.000
Nước sôi	
Trong bể hoặc thùng chứa	2500 ÷ 3500
Chảy trong ống	5000 ÷ 100.000
Hơi nước ngưng	
Bề mặt đặt đứng	4000 ÷ 11.000
Ngoài ống nằm ngang	9500 ÷ 25.000

Bảng 2.9. Hệ số tỏa nhiệt các chất lỏng có biến đổi pha

2.4.2. Tỏa nhiệt khi ngưng

Quá trình trao đổi nhiệt khi có sự biến đổi pha từ hơi thành lỏng gọi là tỏa nhiệt khi ngưng. Quá trình ngưng hơi có thể xảy ra trên bề mặt vật rắn, hoặc ngay trong thể tích chất hơi. Trong các nhà máy nhiệt điện, hơi nước sau khi ra khỏi tua bin được đưa tới bình ngưng để ngưng thành nước, ngưng hơi môi chất lạnh ở các dàn nóng các thiết bị lạnh... là các quá trình ngưng tụ trên bề mặt rắn. Sự hình thành các đám mây, rồi mây tụ lại thành mưa rơi xuống là quá trình ngưng tụ hơi nước trong khối thể tích không khí ẩm. Ngưng hơi trên bề mặt vật rắn thường được áp dụng nhiều trong kỹ thuật. Quá trình ngưng hơi trên bề mặt vật rắn chỉ có thể xảy ra khi có đủ hai điều kiện:

- Nhiệt độ bề mặt vật rắn phải nhỏ hơn nhiệt độ của hơi bão hòa tiếp xúc với bề mặt vật rắn
- Trên bề mặt vật rắn phải có các tâm ngưng tụ. Các tâm ngưng tụ có thể là các bọt khí, các hạt bụi hoặc độ nhám của bề mặt vật rắn. Tùy theo trạng thái bề mặt và tính dính ướt của chất lỏng, quá trình ngưng hơi trên bề mặt vật rắn có thể có hai chế độ ngưng : ngưng màng và ngưng giọt.
- Ngưng màng: Khi chất lỏng dính ướt hoàn toàn bề mặt vật rắn, góc dính ướt nhỏ hơn $\pi/2$, chất lỏng ngưng tụ sẽ liên kết với nhau tạo thành một lớp màng lỏng.
- Ngưng giọt: Khi chất lỏng không dính ướt bề mặt vật rắn, khi mặt vật rắn nhẵn bóng hoặc có lớp mỏng dầu mỡ trên bề mặt, chất lỏng sẽ ngưng thành các giọt riêng rẽ

2.4.2.1. Các yếu tố ảnh hưởng đến tỏa nhiệt khi ngưng

❖ Ảnh hưởng của các khí không ngưng lẫn trong hơi

Các khí không ngưng có mặt trong hơi là một vấn đề hết sức quan trọng vì nó làm tỏa nhiệt khi ngưng giảm đi rất mạnh. Trong quá trình ngưng hơi, các khí không ngưng sẽ di chuyển tới bề mặt vách, tạo thành lớp màng khí cản trở việc tiếp xúc của hơi với bề mặt vách để ngưng tụ thành lỏng. Ngoài ra nhiệt trở của chất khí nói chung là rất lớn nên làm giảm mạnh cường độ trao đổi nhiệt giữa hơi và bề mặt vách. Thí nghiệm đã chứng tỏ rằng nếu trong hơi có lẫn 1 % không khí thì hệ số tỏa nhiệt có thể giảm khoảng 60%. Do đó ở các thiết bị ngưng hơi cần phải bố trí thêm thiết bị hút không khí tạo độ chân không cao và phải được tiến hành hút chân không theo định kỳ.

❖ Ảnh hưởng của hơi quá nhiệt

Khi hơi ngưng là hơi quá nhiệt thì hơi bão hòa có mặt chỉ ở sát bề mặt vách tại đó xảy ra quá trình ngưng tụ. Do nhiệt độ biến đổi hơi quá nhiệt thành lỏng bao gồm lượng nhiệt giảm nhiệt độ quá nhiệt thành bão hòa khô r_{kh} và nhiệt hóa hơi r , là lớn hơn nhiệt ngưng thuần túy của hơi bão hòa nên lượng nhiệt lấy đi lớn hơn. Nói cách khác tỏa nhiệt sẽ lớn lên. Trường hợp độ quá nhiệt nhỏ, sự sai khác này không lớn lắm trong tính toán thực tế có thể bỏ qua.

❖ Ảnh hưởng của trạng thái bề mặt

Tỏa nhiệt khi ngưng hơi phụ thuộc vào trạng thái bề mặt. Nếu bề mặt nhẵn bóng hoặc có bám dầu mỡ thì ngưng giọt có thể xảy ra, khi đó hệ số tỏa nhiệt tăng. Ngược lại bề mặt xù xì, nhám có phủ lớp ô xít thì do trở lực tăng làm chiều dày màng nước ngưng tăng, do đó hệ số tỏa nhiệt sẽ giảm. Mặt khác do nhiệt trở của lớp oxit bề mặt làm trao đổi nhiệt giảm.

❖ Ảnh hưởng của tốc độ và hướng chuyển động của dòng hơi

Tốc độ của dòng hơi có ảnh hưởng đến tỏa nhiệt khi ngưng khi màng lỏng chảy tầng cũng như chảy rối. Nếu dòng hơi chuyển động có tốc độ đủ lớn, ma sát giữa hơi và mặt ngoài màng ngưng sẽ làm thay đổi phân bố tốc độ trong lớp màng lỏng và bề dày của màng. Khi đó sẽ làm tỏa nhiệt thay đổi. Mặt khác, tốc độ của dòng hơi có thể gây xáo trộn, làm chế độ chảy của màng ngưng mất ổn định, làm tăng nhanh quá trình chuyển từ chế độ chảy tầng sang chế độ sóng...và chảy rối. Nếu dòng hơi chuyển động cùng chiều với màng ngưng thì tốc độ chuyển động của màng ngưng sẽ tăng, chiều dày màng ngưng giảm làm tỏa nhiệt tăng. Ngược lại, nếu dòng hơi chuyển động ngược chiều (từ dưới lên) với màng ngưng thì chuyển động của màng ngưng bị giảm, chiều dày màng ngưng tăng lên nên tỏa nhiệt giảm đi. Trường hợp dòng hơi có tốc độ rất lớn thì có thể làm màng ngưng bị tách bề mặt vách làm tỏa nhiệt tăng lên mạnh. Thực nghiệm cho thấy khi ngưng hơi ở áp suất nhỏ ($p < 1 \text{ bar}$), tốc độ của dòng hơi ảnh hưởng không đáng kể đến

hệ số tỏa nhiệt, nhưng ngưng hơi ở áp suất cao thì tốc độ dòng hơi ảnh hưởng rõ rệt đến hệ số tỏa nhiệt.

❖ **Ảnh hưởng của cách bố trí bề mặt ngưng**

Cách bố trí bề mặt ngưng hơi có ảnh hưởng đến tỏa nhiệt. Đối với các ống đơn, tỏa nhiệt khi ngưng trên bề mặt ống nằm ngang lớn hơn tỏa nhiệt trên bề mặt đặt đứng bởi vì chiều dày màng nước ngưng trên bề mặt các ống nằm ngang nhỏ hơn trên bề mặt đặt đứng. Đối với chùm ống ngang, dây ống phía trên của chùm ống cũng trong tình trạng trên, nhưng dây ống ở phía dưới vẫn có hệ số tỏa nhiệt nhỏ vì nước ngưng ở các dây ống phía trên rơi xuống làm chiều dày màng nước ngưng ở các dây ống phía dưới tăng lên. Để tránh hiện tượng trên các dây ống phía dưới thường được bố trí lệch đi so với các ống phía trên

2.4.2.2. Công thức xác định hệ số tỏa nhiệt khi ngưng

- Ngưng hơi trên vách đứng hoặc ống đứng có chiều cao H:

$$\alpha = 0,943 \cdot \sqrt[4]{\frac{r \rho g \lambda^3}{\nu H (t_s - t_w)}} \quad (2.40)$$

- Ngưng hơi trên ống nằm ngang đường kính d:

$$\alpha = 0,72 \cdot \sqrt[4]{\frac{r \rho g \lambda^3}{\nu d (t_s - t_w)}} \quad (2.41)$$

Trong đó:

g : gia tốc trọng trường, m^2/s

r : Nhiệt ẩn hóa hơi, J/kg độ

ρ : Khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3

ν : độ nhớt động học của chất lỏng, m^2/s

t_s : Nhiệt độ bão hòa tương ứng áp suất p, $^{\circ}C$

t_w : nhiệt độ bề mặt vách ngưng, $^{\circ}C$

Lưu ý: Các thông số nhiệt vật lý tra bảng theo nhiệt độ trung bình:

$$t_m = 0,5(t_w + t_f) \quad (2.42)$$

Bài tập ví dụ 7:

Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng nước ngưng tụ trong 1h khi hơi bão hòa khô có áp suất $p = 0,04$ bar ngưng trên bề mặt ngoài của ống đặt thẳng đứng có đường kính $d = 30$ mm và chiều dài $L = 3$ m, nhiệt độ bề mặt vách ống $t_w = 11^{\circ}C$

Hướng dẫn giải:

Nhiệt độ bão hòa tương ứng áp suất $p = 0,04$ bar là $t_s = 29^{\circ}C$

Kích thước xác định: $L = H = 3$ m (ống thẳng đứng)

Nhiệt độ xác định: $t_m = 0,5(t_w + t_f) = 0,5(11 + 29) = 20^{\circ}C$

Tra bảng thông số vật lý của nước tại 20°C ta có:

$$\begin{cases} \rho = 998,2 \text{ kg} / \text{m}^3 \\ \lambda = 0,599 \text{ W} / \text{mK} \\ \nu = 1,006 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 / \text{s} \\ r = 2432,3 \text{ kJ} / \text{kg} \end{cases}$$

Hệ số tỏa nhiệt xác định theo công thức:

$$\alpha = 0,943 \cdot \sqrt[4]{\frac{r \rho g \lambda^3}{\nu H (t_s - t_w)}} = 0,943 \cdot \sqrt[4]{\frac{998,2 \cdot 981 \cdot 2432,3 \cdot 10^3 \cdot 0,599^3}{1,006 \cdot 10^{-6} \cdot 3 (29 - 11)}} = 2938 \text{ W} / \text{m}^2 \text{K}$$

Nhiệt lượng truyền qua vách ống:

$$Q = \alpha F \Delta t = 2938 \cdot (\pi \cdot 0,03 \cdot 3) \cdot 18 = 14945,3 \text{ W}$$

Lượng nước ngưng tụ trong 1h:

$$G_n = \frac{Q}{r} = \frac{14945,3 \cdot 3600}{2432,3 \cdot 10^3} = 22,1 \text{ kg/h}$$

2.4.3. Tỏa nhiệt khi sôi

2.4.3.1. Đặc điểm

Khi một bề mặt đặt trong chất lỏng được duy trì ở nhiệt độ cao hơn nhiệt độ bão hoà của chất lỏng, thì hiện tượng sôi có mặt. Hiện tượng sôi có thể xảy ra trên bề mặt vật rắn, cũng có thể xảy trong thể tích khối chất lỏng. Sôi trên bề mặt vật rắn được phân làm hai loại: sôi bọt và sôi màng.

Đặc điểm của quá trình sôi và tỏa nhiệt trong quá trình phụ thuộc vào độ chênh nhiệt độ giữa bề mặt vật t_w và nhiệt độ bão hoà t_s gọi là độ quá nhiệt $\Delta t = t_w - t_s$

Các chế độ sôi được biểu thị bởi đường cong sôi theo độ quá nhiệt trên đồ thị như hình 2.14.

Vùng I. Lớp chất lỏng sát bề mặt vật có độ quá nhiệt nhẹ, $\Delta T < 5 \text{ K}$ nên còn nhỏ, tạo thành dòng đối lưu tự do. Dòng nhiệt được tính theo tỏa nhiệt đối lưu tự do

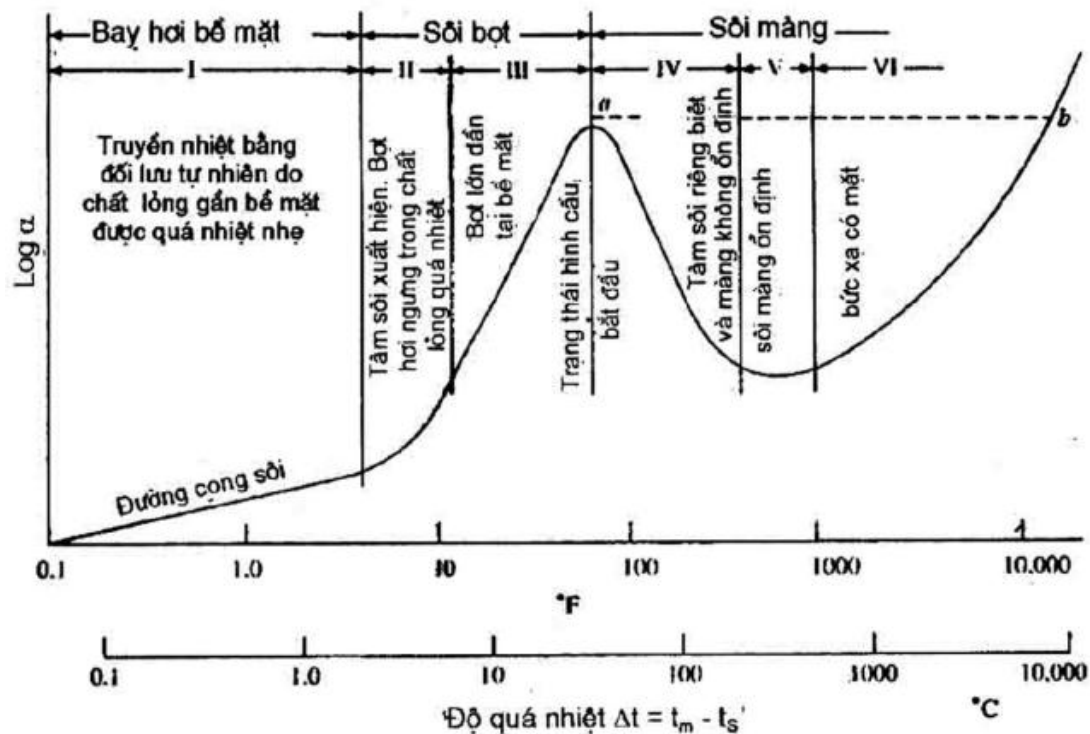
Vùng II. Δt tăng lên, các bọt hơi bắt đầu hình thành trên bề mặt vật, bọt tách khỏi bề mặt di chuyển lên trên nhưng sau đó tiêu biến trong lòng chất lỏng

Vùng III. Δt tăng đủ lớn, bọt sinh ra nhiều và phát triển nhanh làm tỏa nhiệt tăng mạnh.

Vùng IV. Δt tăng khá lớn, bọt bao phủ bề mặt tạo thành màng ngăn cản chất lỏng chuyển động đến tiếp xúc với bề mặt. Nhiệt truyền qua lớp màng bọt bằng dẫn nhiệt có nhiệt trở lớn nên bị giảm. Cường độ tỏa nhiệt giảm khi màng hơi phát triển bao phủ bề mặt

Vùng V. Màng hơi bao phủ kín bề mặt, nhiệt trở khá lớn làm hệ số tỏa nhiệt nhỏ và ổn định

Vùng VI. Do Δt rất lớn, nhiệt độ bề mặt tăng, làm bức xạ nhiệt tăng dần tới tăng truyền nhiệt



Hình 2.14. Đặc điểm đường cong sôi theo độ quá nhiệt

2.4.3.2. Các yếu tố ảnh hưởng đến tỏa nhiệt khi sôi

➤ Ảnh hưởng của độ chênh nhiệt độ

Độ chênh nhiệt độ Δt là nhân tố ảnh hưởng lớn nhất đến tỏa nhiệt khi sôi. ảnh hưởng này có thể thấy rõ trên đồ thị biểu diễn đường cong sôi. Căn cứ vào đặc điểm của quá trình sôi theo sự gia tăng Δt các quá trình sôi có thể chia thành 3 khu vực chính: Đối lưu tự nhiên, sôi bọt và sôi màng. Trong từng khu vực thay đổi hệ số tỏa nhiệt có diễn biến khác nhau tùy theo diễn biến của các quá trình vật lý xảy ra trong lòng chất lỏng như đã nêu ở trên. Vậy có thể nói độ chênh nhiệt độ Δt là nhân tố ảnh hưởng chủ yếu đến tỏa nhiệt khi sôi.

Trong các quá trình trên, cường độ tỏa nhiệt mạnh nhất là cuối quá trình sôi bọt, bắt đầu chuyển sang chế độ sôi màng. Trạng thái chuyển từ chế độ sôi bọt sang chế độ sôi màng gọi là trạng thái tới hạn. ứng với trạng thái tới hạn, hệ số tỏa nhiệt có giá trị lớn nhất $\alpha_{\max}$. Độ chênh nhiệt độ lúc đó được gọi là độ chênh nhiệt độ tới hạn Δt_{th} . Dòng nhiệt đạt giá trị lớn nhất $q_{\max}$ gọi là dòng nhiệt đỉnh. Δt_{th} và dòng nhiệt đỉnh có ý nghĩa quan trọng trong kỹ thuật. Trong các thiết bị sinh hơi, để đảm bảo cho nhiệt độ bề mặt không cao quá mức, cần phải duy trì chế độ sôi bọt. Khi đó chế độ cấp nhiệt sao cho $\Delta t < \Delta t_{th}$ hoặc $q < q_{\max}$ phải được đảm bảo.

➤ **Ảnh hưởng của tính dính ướt của chất lỏng**

Tính dính ướt của chất lỏng được thể hiện qua góc dính ướt. Khi $\theta > \pi/2$ chất lỏng không dính ướt bề mặt, các bọt hơi có chân rộng, đường kính tách ly bọt hơi lớn, các bọt hơi khó tách khỏi bề mặt, dễ dàng liên kết với nhau thành màng hơi, ta có chế độ sôi màng, hệ số tỏa nhiệt bé. Ngược lại, nếu chất lỏng dính ướt tốt với bề mặt đất nóng, các bọt hơi có chân bé, đường kính tách ly bọt hơi nhỏ, các bọt hơi dễ tách khỏi bề mặt đất nóng. Khi đó có chế độ sôi bọt, hệ số tỏa nhiệt lớn. Đối với chất lỏng dính ướt bề mặt, chế độ sôi màng chỉ có thể xảy ra khi $\Delta t > \Delta t_{th}$

➤ **Ảnh hưởng của áp suất p**

Với trị số Δt cho trước, việc thay đổi p sẽ dẫn đến sự thay đổi các đại lượng p_h , k , τ , σ làm thay đổi R_o và do đó hệ số tỏa nhiệt α cũng sẽ thay đổi. Tuy sự thay đổi của p_h , k , τ , σ , r khác nhau trong từng khoảng giá trị của p, nhưng nói chung khi tăng p thì đều dẫn đến giảm R_o , nghĩa là khi tăng p, số tâm sinh hơi tăng, số bọt hơi sinh ra nhiều, do đó hệ số tỏa nhiệt α tăng. Khi chất lỏng sôi ở áp suất $p < 1$ bar, quá trình sôi có nhiều đặc điểm mới. Hệ số tỏa nhiệt khi sôi ở $p < 1$ bar nhỏ hơn hệ số tỏa nhiệt khi sôi ở $p > 1$ bar. Nhưng do sôi ở áp suất thấp, nhiệt độ sôi sẽ thấp, như vậy có thể sử dụng hơi áp suất thấp hoặc hơi thứ cấp trích từ các bình sinh hơi làm việc với áp suất cao để gia nhiệt.

➤ **Ảnh hưởng của tính chất vật lý của chất lỏng**

Các đại lượng vật lý có ảnh hưởng nhiều đến hệ số tỏa nhiệt khi sôi là sức căng bề mặt σ , độ nhớt động lực μ , hệ số trao đổi nhiệt k, nhiệt hóa hơi r. .

- Chất lỏng có sức căng bề mặt lớn thì R_o và D_{th} sẽ lớn, số tâm sinh hơi và tần số sinh hơi nhỏ, do đó hệ số tỏa nhiệt α bé.

- Chất lỏng có độ nhớt động lực μ lớn, chuyển động của hơi bị cản trở làm hệ số tỏa nhiệt giảm

- Chất lỏng có k lớn, tốc độ tăng kích thước của các bọt hơi lớn, làm tỏa nhiệt tăng.

- Chất lỏng có nhiệt hóa hơi r lớn, R_o sẽ nhỏ, số tâm sinh hơi nhiều, hệ số tỏa nhiệt tăng.

➤ **Ảnh hưởng của đặc điểm bề mặt đốt nóng**

Nếu bề mặt đốt nóng có độ nhám lớn, xuất hiện nhiều tâm sinh làm tỏa nhiệt tăng. Khi trên bề mặt đất nóng có một lớp ôxit mỏng, độ nhám của bề mặt tăng làm tỏa nhiệt tăng. Nếu bề dày lớp ôxit lớn hoặc bề mặt quá nhám sẽ làm tăng nhiệt trở dẫn nhiệt nên có thể làm giảm tỏa nhiệt. Hình dáng, kích thước và cách bố trí bề mặt đất nóng cũng có ảnh hưởng đến cấu trúc của dòng chảy, do đó có ảnh hưởng đến quá trình trao đổi nhiệt

2.4.3.3. Công thức xác định hệ số tỏa nhiệt khi sôi

- Hệ số tỏa nhiệt khi sôi bọt của chất lỏng được tính theo công thức thực nghiệm sau

$$\alpha = b \left(\frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_s} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3} \quad (\text{W/m}^2\text{độ}) \quad (2.43)$$

Trong đó:

b : hệ số thực nghiệm được xác định theo công thức:

$$b = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{\rho''}{\rho' - \rho''} \right)^{2/3} \right] \quad (2.44)$$

Các thông số vật lý khác được tra bảng theo nhiệt độ bão hòa t_s

Khi sôi trong không gian tự do với khoảng áp suất $p = 0,2 \div 80$ bar, đối với nước có thể dùng các công thức sau:

$$\alpha = 46 \Delta t^{2,33} p^{0,5} \quad (\text{W/m}^2\text{độ}) \quad (2.45)$$

Hoặc:

$$\alpha = 3,45 p^{0,5} q^{0,7} \quad (\text{W/m}^2\text{độ}) \quad (2.46)$$

Trong các công thức trên:

ρ : Khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3

ν : độ nhớt động học của chất lỏng, m^2/s

t_s : Nhiệt độ bão hòa tương ứng áp suất p, $^{\circ}\text{C}$

t_w : nhiệt độ bề mặt vách ngưng, $^{\circ}\text{C}$

Bài tập ví dụ 8:

Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng hơi nước nhận được khi nước sôi trên bề mặt có diện tích $F = 5\text{m}^2$. biết nhiệt độ vách $t_w = 11^{\circ}\text{C}$ và áp suất hơi $p = 4,5 \cdot 10^5$ Pa.

Hướng dẫn giải:

Nhiệt độ bão hòa tương ứng áp suất p là $t_s = 148^{\circ}\text{C}$

Nhiệt ẩn hóa hơi tra theo nhiệt độ bão hòa t_s : $r = 2120,9\text{kJ/kg}$

Hệ số tỏa nhiệt xác định theo công thức:

$$\alpha = 46 \Delta t^{2,33} p^{0,5} = 46 (t_w - t_s)^{2,33} p^{0,5} = 46 (156 - 148)^{2,33} \cdot 4,5^{0,5} = 12370 \quad (\text{W/m}^2\text{độ})$$

Nhiệt lượng truyền qua vách ống:

$$Q = \alpha F \Delta t = 12370 \cdot 5 \cdot 8 = 49500\text{W}$$

Lượng nước bay hơi trong 1h:

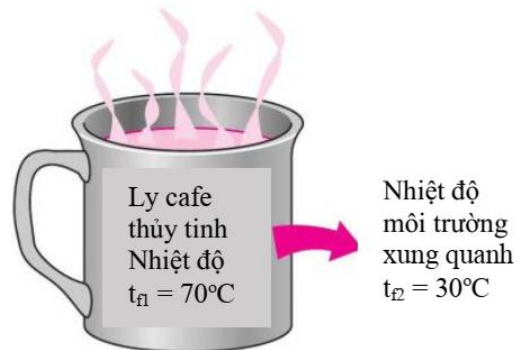
$$G_n = \frac{Q}{r} = \frac{49500 \cdot 3600}{2120,9 \cdot 10^3} = 84 \text{ kg/h}$$

CÂU HỎI ÔN TẬP CHƯƠNG 2

Câu 1. Thế nào là trao đổi nhiệt đối lưu? Cho ví dụ minh họa.

Câu 2. Có mấy loại trao đổi nhiệt đối lưu? So sánh ưu nhược điểm của chúng.

Câu 3. Cho hình ảnh minh họa sau:



Hãy cho biết các phương thức trao đổi nhiệt ở hình trên? Giải thích cơ chế xảy ra phương thức trao đổi nhiệt đó?

Tính mật độ dòng nhiệt trao đổi từ bề mặt ngoài ly ra môi trường không khí xung quanh, nếu biết nhiệt độ bề mặt ngoài ly $t_{w2} = 69^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ môi trường không khí xung quanh $t_{f2} = 30^{\circ}\text{C}$, hệ số trao đổi nhiệt của môi trường không khí xung quanh $\alpha = 7 \text{ (W/m}^2\text{ }^{\circ}\text{C)}$.

Câu 4. Thành lập công thức xác định đường kính tương đương d_{td} cho môi chất chảy trong ống hình xuyên của thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống lồng ống, có các kích thước như sau:

- Ống nhỏ bên trong đường kính d_2/d_1 (mm)
- Ống lớn bên ngoài có đường kính D_2/D_1 (mm)

Câu 5. Trình bày các yếu tố ảnh hưởng đến tỏa nhiệt khi ngưng

Câu 6. Trình bày các yếu tố ảnh hưởng đến tỏa nhiệt khi sôi

Câu 7. Xét một tấm phẳng hình vuông có kích thước $0,6 \times 0,6\text{m}$, bề dày tấm phẳng $\delta = 3\text{cm}$, được đặt trong gian phòng có nhiệt độ $t_f = 30^{\circ}\text{C}$. Một bề mặt tấm phẳng luôn được duy trì ở nhiệt độ $t_w = 74^{\circ}\text{C}$, mặt bên kia được cách nhiệt. Hãy xác định lượng nhiệt trao đổi từ tấm phẳng và môi trường bằng đối lưu tự nhiên qua các trường hợp sau:

- a) Tấm phẳng đặt đứng.
- b) Tấm phẳng đặt nằm ngang với bề mặt nóng hướng lên trên.
- c) Tấm phẳng đặt nằm ngang với bề mặt nóng hướng xuống dưới

Câu 8. Nước chảy trong ống thẳng có đường kính $d = 24 \text{ mm}$ với vận tốc $\omega = 0,75 \text{ m/s}$. Nhiệt độ nước vào và ra tương ứng $t' = 35^{\circ}\text{C}$; $t'' = 65^{\circ}\text{C}$. Chiều dài ống $L = 5\text{m}$.

Bỏ qua ảnh hưởng của phương hướng dòng nhiệt

Xác định nhiệt lượng trao đổi và nhiệt độ trung bình của vách.

Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng nước ngưng trong 1h khi hơi bão hòa khô có nhiệt độ $t_s = 40^{\circ}\text{C}$ ngưng trên bề mặt ngoài của ống đặt thẳng đứng có đường kính $d = 21\text{mm}$, chiều dài $L = 2,5\text{m}$, nhiệt độ vách ống $t_w = 10^{\circ}\text{C}$

Câu 9. Trong hệ thống sấy người ta dùng hơi nước để gia nhiệt cho không khí. Thiết bị trao đổi nhiệt là chùm ống bố trí song song, ống có kích thước $d_2/d_1 = 27/21\text{mm}$, số hàng ống theo chiều chuyển động của không khí là $n = 12$

Không khí có lưu lượng $V_{kk} = 5000\text{m}^3/\text{h}$ vào chùm ống có nhiệt độ $t'_f = 30^\circ\text{C}$, ra khỏi chùm ống có nhiệt độ $t''_f = 110^\circ\text{C}$. Vận tốc qua tiết diện hẹp nhất $\omega = 10\text{m/s}$

Bỏ qua nhiệt trở của vách ống, hãy xác định:

- a) Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu trung bình phía không khí
- b) Năng suất nhiệt Q (kW) của thiết bị

Câu 10. Trên bề mặt ngoài của ống đặt nằm ngang có đường kính $d = 20\text{mm}$, chiều dài $L = 2\text{m}$, hơi nước bão hòa khô được ngưng tụ dưới áp suất $p = 10^5\text{Pa}$, nhiệt độ bề mặt ống $t_w = 60^\circ\text{C}$. Xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình từ hơi đến bề mặt ống và lượng hơi nước ngưng tụ trên bề mặt ống.

Câu 11. Xác định hệ số tỏa nhiệt và cường độ dòng nhiệt khi nước sôi trên bề mặt có độ chênh nhiệt độ vách $\Delta t = t_w - t_s = 12^\circ\text{C}$ và áp suất hơi $p = 10\text{bar}$

CHƯƠNG 3: TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ

Giới thiệu:

Trình bày quy luật trao đổi nhiệt bức xạ trong bài toán truyền nhiệt, từ đó có thể giải quyết được các bài toán liên quan đến trao đổi nhiệt bức xạ trong các hệ thống lạnh.

Mục tiêu:

Sau khi học xong chương này, người học có khả năng:

- Trình bày được khái niệm về trao đổi nhiệt bức xạ, các đại lượng đặc trưng của dòng bức xạ
- Phân tích được các dòng bức xạ thứ cấp của tia bức xạ, từ đó thành lập được công thức xác định các hệ số bức xạ nhiệt và mối quan hệ giữa chúng: hệ số hấp thụ, hệ số phản xạ, hệ số xuyên qua
- Phân biệt và so sánh được các loại vật bức xạ: vật đen tuyệt đối, vật trắng tuyệt đối, vật trong tuyệt đối, vật xám
- Trình bày được các định luật cơ bản của bức xạ nhiệt
- Phân biệt và so sánh được bức xạ vật rắn và bức xạ chất khí
- Áp dụng được các công thức của các định luật bức xạ nhiệt để giải các bài toán liên quan

Nội dung chính:

3.1. Khái niệm về trao đổi nhiệt bức xạ (bức xạ nhiệt)

Trao đổi nhiệt bức xạ là quá trình trao đổi nhiệt giữa 2 vật rắn đặt cách xa nhau khi có sự chênh lệch về nhiệt độ, năng lượng trao đổi dưới dạng sóng điện từ.

Mọi vật luôn tồn tại nhiệt độ $T > 0K$, nên luôn phát ra bức xạ nhiệt và đồng thời cũng hấp thụ các tia bức xạ nhiệt từ các vật khác chiếu tới. Vậy quá trình trao đổi nhiệt bức xạ là quá trình hai chiều, nhưng ở vật có nhiệt độ cao năng lượng bị mất đi bởi bức xạ ra sẽ lớn hơn năng lượng nhận được bởi hấp thụ. Khi các vật có nhiệt độ bằng nhau, quá trình trao đổi nhiệt bức xạ giữa chúng vẫn xảy ra nhưng ở thể cân bằng động, tức là ở mỗi vật có năng lượng bức xạ ra bằng năng lượng hấp thụ vào nên nhiệt độ của vật đó không thay đổi.

Bức xạ nhiệt có bản chất của là sóng điện từ nên nó có tính chất sóng và tính chất hạt như ánh sáng và quá truyền sóng không cần môi trường vật chất trung gian, đó cũng là điểm khác biệt của trao đổi nhiệt bức xạ so với trao đổi nhiệt đối lưu và dẫn nhiệt.

Các vật đều có khả năng bức xạ và hấp thụ: Chất rắn và chất lỏng có khả năng hấp thụ và bức xạ khá lớn. Quá trình bức xạ và hấp thụ xảy ra trên bề mặt ngoài của vật có bề dày từ 1 μm đến 1 mm. Các quá trình đó phụ thuộc nhiều vào trạng thái bề mặt cũng như màu sắc của vật gọi là hiện tượng bề mặt. Chất khí có khả năng bức xạ và hấp thụ nhỏ. Quá trình bức xạ và hấp thụ xảy ra trong toàn bộ thể tích.



Hình 3.1. Ví dụ về bức xạ nhiệt

Một số ví dụ về bức xạ nhiệt có thể thấy trong thực tế như sau:

Hiện tượng bức xạ nhiệt thường gặp nhất trong cuộc sống của chúng ta chính là tình trạng nóng lên của ô tô dưới tác động của mặt trời. Cụ thể lượng nhiệt từ ánh sáng mặt trời sẽ xuyên qua cửa kính của ô tô làm tăng nhiệt độ trong xe, cũng như lớp vỏ bọc của xe. Cảm nhận rõ ràng nhất là không khí nóng bức ngay khi chúng ta ngồi vào trong xe.

Một ví dụ khác: Trong những ngày nắng nóng, ánh sáng cùng nhiệt từ mặt trời chiếu vào các góc tường nhà. Qua đó làm tăng nhiệt độ trong phòng, tác động lên làn da của chúng ta. Đó là lý do dù ở trong nhà không tiếp xúc trực tiếp với ánh nắng mặt trời, chúng ta vẫn cảm thấy sức nóng hầm hập của nắng nóng

3.2. Các đại lượng đặc trưng của dòng bức xạ

3.2.1. Dòng bức xạ toàn phần Q

Dòng bức xạ toàn phần là năng lượng bức xạ từ một bề mặt trong một đơn vị thời gian trên bước sóng λ từ 0 đến ∞ .

3.2.2. Dòng bức xạ đơn sắc Q_λ

Dòng bức xạ đơn sắc là năng lượng bức xạ trong một khoảng sóng hẹp: $\lambda \div (\lambda + d\lambda)$.

3.2.3. Năng suất bức xạ E

Năng suất bức xạ là dòng bức xạ toàn phần trên một đơn vị diện tích:

$$E = \frac{dQ}{dF} \quad (\text{W/m}^2)$$

Từ đó dòng bức xạ toàn phần: $Q = E \cdot dF$

3.2.4. Cường độ bức xạ I_λ

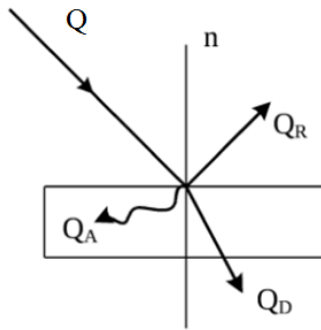
Là tỷ số giữa năng suất bức xạ trong khoảng sóng hẹp và chính khoảng thay đổi bước sóng đó:

$$E_\lambda = \frac{dE}{d\lambda} \quad (\text{W/m}^3)$$

3.2.5. Các thành phần thứ cấp của dòng bức xạ

Khi dòng bức xạ toàn phần ban đầu Q chiếu tới bề mặt một vật, trường hợp chung vật sẽ hấp thụ một phần năng lượng đó, một phần bị phản xạ, và phần còn lại đi qua vật. Các

thành phần phản xạ, hấp thụ và đi qua trên được gọi là thành phần thứ cấp của tia tới. Tổng các thành phần thứ cấp trên phải bằng dòng bức xạ ban đầu



Hình 3.2. Các thành phần thứ cấp của dòng bức xạ

Trong đó:

Q - dòng bức xạ toàn phần tới

Q_A - thành phần hấp thụ

Q_R - thành phần phản xạ

Q_D - thành phần đi xuyên qua vật

Khi đó: $Q = Q_A + Q_R + Q_D$ (3.1)

Nếu chia 2 vế của phương trình (3.1) cho Q , ta được:

$$\frac{Q}{Q} = \frac{Q_A}{Q} + \frac{Q_R}{Q} + \frac{Q_D}{Q} = 1 \quad (3.2)$$

Đặt:

$$\frac{Q_A}{Q} = A : \text{gọi là hệ số hấp thụ (absorptivity)}$$

$$\frac{Q_R}{Q} = R : \text{gọi là hệ số phản xạ (reflectivity)}$$

$$\frac{Q_D}{Q} = D : \text{gọi là hệ số xuyên qua (transmittivity)}$$

Khi đó phương trình (3.2) trở thành:

$$A + R + D = 1 \quad (3.3)$$

Ta thấy các hệ số A , D , R biến đổi từ 0 đến 1, phụ thuộc vào tính chất vật lý của vật, nhiệt độ của vật, chiều dài của bước sóng

Nếu $A = 1$: gọi là vật đen tuyệt đối

Nếu $R = 1$: gọi là vật trắng tuyệt đối

Nếu $D = 1$: gọi là vật trong tuyệt đối

Các vật đục (vật xám) và các vật dày không cho tia tới đi qua: $D = 0$, nên $A + R = 1$

3.3. Các định luật cơ bản của bức xạ nhiệt

3.3.1. Định luật Planck

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

$$E_o = \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{C_2/(\lambda T)} - 1} \text{ W/m}^3 \quad (3.4)$$

Trong đó:

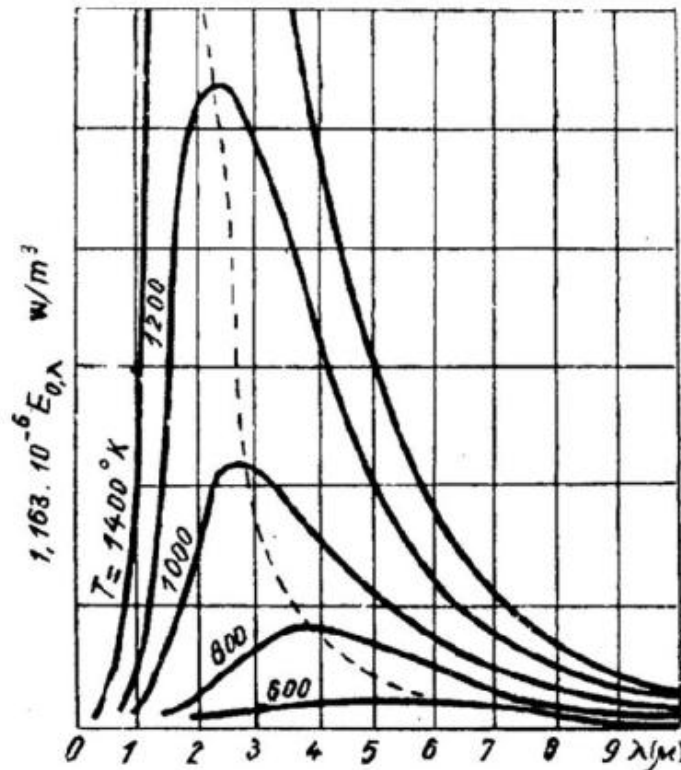
C_1 và C_2 là hằng số Planck thứ nhất và thứ 2

$$C_1 = 0,3742 \cdot 10^{-15} \text{ W/m}^2$$

$$C_2 = 1,438 \cdot 10^{-2} \text{ mK}$$

λ : chiều dài bước sóng , m

T : nhiệt độ tuyệt đối của vật, K



Hình 3.3. Cường độ bức xạ của vật đen tuyệt đối

Biểu thức (3.4) được thể hiện trên đồ thị $E_{0,\lambda} - \lambda$, hình 3.3

Đồ thị có dạng hình chuông, có thể rút ra những nhận xét sau:

1. Ở mỗi nhiệt độ $E_{0,\lambda}$ là hàm liên tục của bước sóng: lúc đầu $E_{0,\lambda}$ tăng theo chiều dài bước sóng, đạt cực đại tại một bước sóng λ nào đó, sau đó $E_{0,\lambda}$ giảm
2. Khi nhiệt độ tăng, $E_{0,\lambda}$ tăng rất nhanh ở mọi bước sóng nhưng λ càng giảm.
3. Năng suất bức xạ tập trung trong giải sóng hẹp từ 0,8 đến 10 μm , khi nhiệt độ càng cao năng suất bức xạ tập trung ở các sóng càng ngắn

3.3.2. Định luật Stefan – Boltzmann

Định luật này thiết lập mối quan hệ giữa khả năng bức xạ bán cầu của vật đen tuyệt đối với nhiệt độ.

Phát biểu định luật: *Năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối tỉ lệ với nhiệt độ tuyệt đối mũ bốn*

Trong kỹ thuật thường viết dưới dạng:

$$E_o = C_o \left(\frac{T}{100} \right)^4 \text{ W/m}^2 \quad (3.5)$$

Trong đó: $C_0 = 5,67 \text{ W/m}^2\text{K}^4$: là hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối

Định luật Stefan – Boltzmann chỉ được thiết lập với vật đen tuyệt đối có $A = 1$. Các vật xám luôn có $A < 1$, tùy thuộc giá trị A của mỗi vật xám mà năng suất bức xạ của vật xám E sẽ khác nhau. Nhưng năng suất bức xạ của vật xám luôn nhỏ hơn năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối ở cùng nhiệt độ: $E < E_0$. Để đánh giá năng suất bức xạ của vật xám dùng tỷ số C/C_0 ký hiệu là ε - gọi là độ đen của vật

$$\varepsilon = \frac{C}{C_0} \quad (3.6)$$

Ta thấy rằng $\varepsilon < 1$, vậy độ đen của vật xám ε đặc trưng cho sự thua kém về khả năng bức xạ của vật xám so với vật đen tuyệt đối

Từ đó tính được năng suất bức xạ của vật xám:

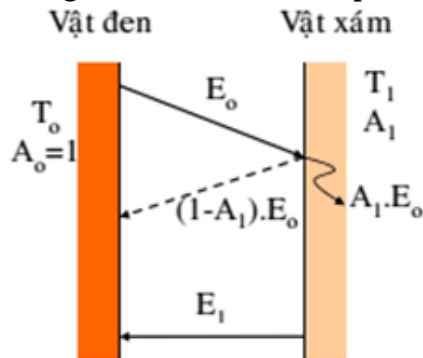
$$E = C \left(\frac{T}{100} \right)^4 = \varepsilon C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad (3.7)$$

3.3.3. Định luật Kirchhoff

Định luật Kirchhoff thiết lập mối quan hệ giữa khả năng bức xạ ε và hệ số hấp thụ A của vật xám

Xét 2 tấm phẳng đặt song song với các điều kiện cho trước như sau: (hình 3.4)

- Kích thước lớn so với khoảng cách
- Vật đen có nhiệt độ T_0 , khả năng bức xạ E_0
- Vật xám có nhiệt độ T_1 , khả năng bức xạ E_1 , hệ số hấp thụ A_1



Hình 3.4. Mối quan hệ giữa khả năng bức xạ ε và hệ số hấp thụ A của vật xám
Nhiệt lượng trao đổi bằng bức xạ giữa 2 tấm:

$$q = E_1 - A_1 E_0$$

Ở điều kiện cân bằng nhiệt động ($T_0 = T_1$) thì $q = 0$ nên:

$$q = E_1 - A_1 E_0 = 0 \Rightarrow \frac{E_1}{A_1} = E_0$$

Thay vật xám 1 bằng các vật xám khác, ta sẽ có công thức tổng quát như sau:

$$\frac{E_1}{A_1} = \frac{E_2}{A_2} = \frac{E_3}{A_3} = \dots = \frac{E_n}{A_n} = E_0 = f(T) \quad E = C \left(\frac{T}{100} \right)^4 = \varepsilon C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad (3.8)$$

Tức là: “Tỷ số giữa khả năng bức xạ và khả năng hấp thụ của mọi vật xám ở nhiệt độ như nhau thì luôn bằng nhau và bằng khả năng bức xạ của vật đen tuyệt đối ở cùng nhiệt độ đó”

Hệ quả:

- Tỷ số E/A không phụ thuộc vào bản chất vật thể mà chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ: Ở một nhiệt độ không đổi E/A là một đại lượng không đổi, tức là E và A tỷ lệ thuận: vật có khả năng bức xạ lớn thì hệ số hấp thụ cũng lớn.
- Từ (3.8) suy ra $A = E/E_o$, mặt khác cũng có độ đen của vật xám: $\varepsilon = E/E_o$, vậy:

$$\frac{E}{E_o} = \frac{C \left(\frac{T}{100} \right)^4}{C_o \left(\frac{T}{100} \right)^4} = \varepsilon = A \quad (3.9)$$

Nghĩa là: Độ đen của một vật bằng chính hệ số hấp thụ của nó

Bài tập ví dụ 3.1

Một thanh thép có nhiệt độ $t = 327^\circ\text{C}$, độ đen $\varepsilon = 0,7$. Tính khả năng bức xạ của thanh thép. Nếu nhiệt độ giảm 2 lần thì khả năng bức xạ giảm mấy lần?

Hướng dẫn giải

Khả năng bức xạ của thanh thép:

$$E = \varepsilon C_o \left(\frac{T}{100} \right)^4 = 0,7 \cdot 5,67 \left(\frac{727 + 273}{100} \right)^4 = 3,97 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$$

Nhiệt độ thanh thép giảm 2 lần, ta có:

$$E' = \varepsilon C_o \left(\frac{\frac{t}{2} + 273}{100} \right)^4 = 0,7 \cdot 5,67 \left(\frac{\frac{727}{2} + 273}{100} \right)^4 = 6514,4 \text{ W/m}^2$$

$$\text{Ta có: } \frac{E}{E'} = \frac{3,97 \cdot 10^4}{6514,4} = 6,09$$

Vậy khả năng bức xạ của thép sẽ giảm 6,09 lần khi nhiệt độ giảm 2 lần

3.4. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai tấm phẳng đặt song song**3.4.1. Hai tấm phẳng đặt song song không bố trí màn chắn**

Mật độ dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa 2 tấm phẳng đặt song song không bố trí màn chắn được xác định bằng biểu thức sau:

$$q_{12} = C_o \varepsilon_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \text{ (W/m}^2\text{)} \quad (3.10)$$

Khi đó nhiệt lượng bức xạ trao đổi giữa 2 tấm phẳng đặt song song không bố trí màn chắn:

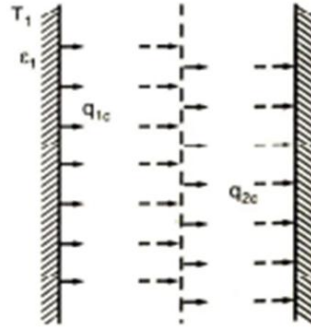
$$Q_{12} = F q_{12} = F C_o \varepsilon_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \text{ (W)} \quad (3.11)$$

Trong đó:

$$\varepsilon_{12} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{2}\right) + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{2}\right)} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right)} : \text{gọi là độ đen của hệ}$$

3.4.2. Hai tấm phẳng đặt song song có bố trí màn chắn

Xét trường hợp giữa 2 tấm phẳng song song bố trí một màn chắn có độ đen ε_c . Màn chắn là vật xám. Bỏ qua nhiệt trở dẫn nhiệt



Hình 3.5. Hai tấm phẳng đặt song song có bố trí màn chắn

Khi đó độ đen của hệ được xác định theo biểu thức:

$$\varepsilon_{12} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{2}\right) + 2\left(\frac{1}{\varepsilon_c} - \frac{1}{2}\right) + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{2}\right)} \quad (3.12)$$

Vậy, nhiệt lượng trao đổi giữa 2 tấm phẳng đặt song song có bố trí 1 màn chắn được xác định bằng biểu thức sau

$$q_{12} = C_o \varepsilon_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = \frac{C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{2}\right) + 2\left(\frac{1}{\varepsilon_c} - \frac{1}{2}\right) + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{2}\right)} \quad (\text{W/m}^2) \quad (3.13)$$

Trường hợp tổng quát với n màn chắn:

$$q_{12} = \frac{C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{2}\right) + \sum_{i=1}^n 2\left(\frac{1}{\varepsilon_{ci}} - \frac{1}{2}\right) + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{2}\right)} \quad (\text{W/m}^2) \quad (3.14)$$

Bài tập ví dụ 3.2

Xét 2 tấm phẳng đặt song song: nhiệt độ và độ đen tấm thứ nhất lần lượt là $t_1 = 327^\circ\text{C}$ và $\varepsilon_1 = 0,8$. Nhiệt độ và độ đen tấm thứ hai lần lượt là $t_2 = 127^\circ\text{C}$ và $\varepsilon_2 = 0,8$. Đặt 1 màn chắn giữa 2 tấm có độ đen $\varepsilon_c = 0,05$.

a) Xác định mật độ dòng nhiệt bức xạ giữa 2 tấm khi đặt 1 màn chắn ở giữa

b) Nếu muốn mật độ dòng nhiệt giảm 79 lần so với khi không có màn chắn thì cần đặt bao nhiêu màn chắn ở giữa 2 tấm?

Hướng dẫn giải:

a) Xác định mật độ dòng nhiệt bức xạ giữa 2 tấm khi đặt 1 màn chắn ở giữa

$$q^{1c} = \frac{C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\left(\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right) + 2 \left(\frac{1}{\varepsilon_c} - \frac{1}{2} \right)} = \frac{5,67 \left[\left(\frac{327+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{127+273}{100} \right)^4 \right]}{\left(\frac{1}{0,8} + \frac{1}{0,8} - 1 \right) + \left(\frac{2}{0,05} - 1 \right)} = 145,6 \text{ W / m}^2$$

b) Nếu muốn mật độ dòng nhiệt giảm 79 lần so với khi không có màn chắn thì cần đặt bao nhiêu màn chắn ở giữa 2 tấm

Theo đề, ta có

$$\begin{aligned} \frac{q_b}{79} = q_b^{nc} &\Leftrightarrow \frac{1}{79} \cdot \frac{C_o \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{2} \right) + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{2} \right)} = \frac{C_o \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{2} \right) + n \cdot 2 \left(\frac{1}{\varepsilon_c} - \frac{1}{2} \right) + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{2} \right)} \\ &\Leftrightarrow 79 \left[\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{2} \right) + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{2} \right) \right] = \left[\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{2} \right) + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{2} \right) \right] + n \cdot 2 \left(\frac{1}{\varepsilon_c} - \frac{1}{2} \right) \\ &\Leftrightarrow n \cdot 2 \left(\frac{1}{\varepsilon_c} - \frac{1}{2} \right) = 78 \cdot \left[\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{2} \right) + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{2} \right) \right] \\ &\Leftrightarrow n = \frac{78 \cdot \left[\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{2} \right) + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{2} \right) \right]}{2 \left(\frac{1}{\varepsilon_c} - \frac{1}{2} \right)} = \frac{78 \cdot \left[\left(\frac{1}{0,8} - \frac{1}{2} \right) + \left(\frac{1}{0,8} - \frac{1}{2} \right) \right]}{2 \left(\frac{1}{0,05} - \frac{1}{2} \right)} = 3 \end{aligned}$$

Vậy, cần đặt $n = 3$ màn chắn để mật độ dòng nhiệt giảm 79 lần so với khi không có màn chắn

3.5. Trao đổi nhiệt bức xạ khi 2 vật bọc nhau

Đây là bức xạ nhiệt trong các trường hợp: bức xạ nhiệt trong buồng đốt, bức xạ của các vật thể đặt trong phòng, bức xạ trong thiết bị,...

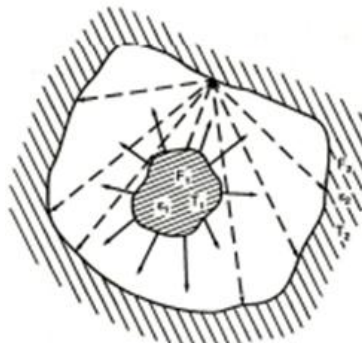
Khảo sát 2 vật bọc nhau như hình 3.6

Vật 1: Có diện tích F_1 , nhiệt độ T_1 , hệ số hấp thụ A_1

Vật 2: Có diện tích F_2 , nhiệt độ T_2 , hệ số hấp thụ A_2

Trong đó F_1 khác F_2

Cần tính dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa 2 vật



Hình 3.6. Hai vật bọc nhau

Đặc điểm của bức xạ loại này như sau: Năng lượng bức xạ của vật 1 phát ra toàn bộ rơi trên vật 2, còn năng lượng bức xạ phát ra từ vật 2 chỉ có một phần rơi trên vật 1, phần còn lại rơi trên chính bản thân nó

Khi đó, năng lượng bức xạ trao đổi giữa 2 vật được xác định theo biểu thức:

$$Q_{12} = \frac{F_1 C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (\text{W}) \quad (3.15)$$

Trường hợp đặc biệt

- Khi $F_1 \ll F_2$ (tức là $F_1 / F_2 \approx 0$), thì:

$$Q_{12} = \varepsilon_1 F_1 C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad (\text{W}) \quad (3.16)$$

- Khi $F_1 \approx F_2$ (tức là $F_1 / F_2 \approx 1$), thì bài toán trở về trường hợp 2 tấm phẳng đặt song song

Bài tập ví dụ 3.3

Một ống thép có đường kính $d = 50\text{mm}$, dài $L = 8\text{m}$, nhiệt độ bề mặt thép $t_w = 250^\circ\text{C}$, độ đen của thép $\varepsilon_1 = 0,79$. Tính tổn thất nhiệt bức xạ trên bề mặt ống thép trong các trường hợp sau:

a) Ống đặt trong phòng rộng có nhiệt độ môi trường $t_2 = 27^\circ\text{C}$

b) Ống đặt trong cống gạch có kích thước tiết diện ngang $(0,2\text{m} \times 0,2\text{m})$, dài bằng chiều dài ống thép, độ đen của bề mặt gạch $\varepsilon_2 = 0,93$ và nhiệt độ $t_2 = 27^\circ\text{C}$

Hướng dẫn giải

a) Ống đặt trong phòng rộng $\Rightarrow F_1 \ll F_2$

Công thức (3.16), ta có:

$$Q_{12} = \varepsilon_1 F_1 C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = \varepsilon_1 (\pi d L) C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad (\text{W})$$

$$Q_{12} = 0,79 (\pi \cdot 0,05 \cdot 8) 5,67 \left[\left(\frac{250 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{27 + 273}{100} \right)^4 \right] = 3760 \quad (\text{W})$$

b) Ống đặt trong cống gạch (2 vật bọc nhau)

Công thức (3.15), ta có:

$$Q_{12} = \frac{F_1 C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} = \frac{(\pi \cdot 0,05 \cdot 8) 5,67 \left[\left(\frac{250 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{27 + 273}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1}{0,79} + \frac{(\pi \cdot 0,05 \cdot 8)}{(4 \cdot 0,2 \cdot 8)} \left(\frac{1}{0,93} - 1 \right)} = 3706 \quad (\text{W})$$

3.6. Trao đổi nhiệt bức xạ của chất khí

- Khí là chất khí có nhiều thành phần, trong đó có 2 thành phần chính gây bức xạ nhiệt: CO_2 ; H_2O
- Khí tiêu chuẩn kỹ thuật: $r_{\text{CO}_2} = 13\% \text{ CO}_2$, $r_{\text{H}_2\text{O}} = 11\% \text{ H}_2\text{O}$ (thường được sử dụng)

Để xác định bức xạ nhiệt của chất khí, ta làm như sau:

Bước 1: Tính quãng đường trung bình của tia bức xạ: l (cm)

- Khí chuyển động trong ống đơn: $l = 0,9.d_1$ (3.17)

- Khí chuyển động bên ngoài chùm ống : $l = 1,08d_2 \left(\frac{s_1 s_2}{d_2^2} - 0,785 \right)$ (3.18)

Bước 2: Tính tích giữa phân áp suất thành phần & quãng đường l :

$$\begin{cases} p_{\text{CO}_2} \cdot l = r_{\text{CO}_2} \cdot p_a \cdot l (\text{cm.at}) \\ p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot l = r_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_a \cdot l (\text{cm.at}) \end{cases} \quad (3.19)$$

Trong đó:

- p_a - áp suất khí quyển (1 at)
- r - thành phần phần trăm của CO_2 & H_2O

Bước 3: Tìm độ đen $\varepsilon_{\text{CO}_2}$ và $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$

Cách tìm:

- Từ nhiệt độ khối t_k kết hợp với đồ thị độ đen, ta tìm $\varepsilon_{\text{CO}_2}$ và $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$

Bước 4: Tính ε_k : độ đen của khối

$$\varepsilon_k = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} \quad (3.20)$$

Bước 5: Tìm ε_w : độ đen bề mặt vách

Cách tìm: tra bảng độ đen bức xạ toàn phần định mức của vật liệu (phần phụ lục)

Bước 6: Tính ε_{qd} :

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_k} + \frac{1}{\varepsilon_w} - 1} \quad (3.21)$$

Bước 7: Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ q_b

$$q_b = C_o \cdot \varepsilon_{qd} \left[\left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right] = \frac{C_o \left[\left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1}{\varepsilon_k} + \frac{1}{\varepsilon_w} - 1} \quad (\text{W/m}^2) \quad (3.22)$$

Nhiệt lượng bức xạ:

$$Q_b = q_b \cdot F \quad (\text{W}) \quad (3.23)$$

Bước 8: Tính hệ số trao đổi nhiệt bức xạ

$$\alpha_b = \frac{q_b}{|t_k - t_w|} \quad (\text{W/m}^2\text{K}) \quad (3.23)$$

Bài tập ví dụ 3.4

Khí có thành phần thể tích 13% CO_2 , 11% H_2O chuyển động trong ống thép có đường kính $d = 45\text{mm}$. Nhiệt độ khối vào 500°C , nhiệt độ khối ra 150°C . Nhiệt độ trung bình bề mặt vách ống $t_w = 250^\circ\text{C}$.

Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ trên bề mặt ống và xác định hệ số tỏa nhiệt bức xạ.
 Hướng dẫn giải:

Quãng đường đi trung bình của tia bức xạ:

$$l = 0,9d_1 = 0,9.45\text{mm} = 40,5\text{mm} = 4,05\text{cm}$$

Phân áp suất thành phần:

$$\begin{cases} P_{CO_2} = r_{CO_2} \cdot p_a = 0,13.1 = 0,13(\text{at}) \\ P_{H_2O} = r_{H_2O} \cdot p_a = 0,11.1 = 0,11(\text{at}) \end{cases}$$

Tích $p.l$:

$$\begin{cases} P_{CO_2} \cdot l = 0,13.4,05 = 0,58(\text{cm.at}) \\ P_{H_2O} \cdot l = 0,11.4,05 = 0,45(\text{cm.at}) \end{cases}$$

Tra đồ thị tìm độ đen, tại $t_k = 325^\circ\text{C}$

$$\begin{cases} \varepsilon_{CO_2} = 0,037 \\ \varepsilon_{H_2O} = 0,025 \end{cases} \Rightarrow \varepsilon_k = 0,062$$

Tại $t_w = 250^\circ\text{C} \rightarrow \varepsilon_w = 0,79$

Vậy ta có:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_k} + \frac{1}{\varepsilon_w} - 1} = \frac{1}{\frac{1}{0,062} + \frac{1}{0,79} - 1} = 0,06$$

Tính q_b :

$$q_b = C_o \cdot \varepsilon_{qd} \left[\left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right] = 5,67.0,06 \cdot \left[\left(\frac{325+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{250+273}{100} \right)^4 \right] = 180,5 (\text{W} / \text{m}^2)$$

Tính α_b :

$$\alpha_b = \frac{q_b}{t_k - t_w} = \frac{180,5}{325 - 250} = 2,4 (\text{W} / \text{m}^2 \text{K})$$

Bài tập ví dụ 3.5

Bộ hâm nước bằng khói với các số liệu sau: khói có thành phần thể tích 10% CO_2 , 8% H_2O chuyển động cắt ngang qua chùm ống thép so le có đường kính ống $d_2 = 50\text{mm}$, bước ống $s_1 = 2d_2$; $s_2 = 1,9d_2$. Nhiệt độ khói vào 700°C , nhiệt độ khói ra 500°C . Nhiệt độ trung bình bề mặt vách ống $t_w = 220^\circ\text{C}$.

Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ trên bề mặt ống q và xác định hệ số tỏa nhiệt bức xạ α .
 Hướng dẫn giải

Quãng đường đi trung bình của tia bức xạ:

$$l = 1,08d_2 \left(\frac{s_1 s_2}{d_2^2} - 0,785 \right) = 1,08.5. (1,9.2 - 0,785) = 16,3(\text{cm})$$

Phân áp suất thành phần:

$$\begin{cases} P_{CO_2} = r_{CO_2} \cdot p_a = 0,10.1 = 0,10(\text{at}) \\ P_{H_2O} = r_{H_2O} \cdot p_a = 0,08.1 = 0,08(\text{at}) \end{cases}$$

Tích $p.l$:

$$\begin{cases} P_{CO_2} \cdot l = 0,10.16,3 = 1,63 (cm.at) \\ P_{H_2O} \cdot l = 0,08.16,3 = 1,3 (cm.at) \end{cases}$$

Tra đồ thị tìm độ đen, tại $t_k = 600^\circ C$

$$\begin{cases} \varepsilon_{CO_2} = 0,063 \\ \varepsilon_{H_2O} = 0,032 \end{cases} \Rightarrow \varepsilon_k = 0,095$$

Tại $t_w = 250^\circ C \rightarrow \varepsilon_w = 0,79$

Vậy ta có:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_k} + \frac{1}{\varepsilon_w} - 1} = \frac{1}{\frac{1}{0,095} + \frac{1}{0,79} - 1} = 0,09$$

Tính q_b :

$$q_b = C_o \cdot \varepsilon_{qd} \left[\left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right] = 5,67.0,09 \left[\left(\frac{600+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{220+273}{100} \right)^4 \right]$$

$$q_b = 2662,5 (W / m^2)$$

Tính α_b :

$$\alpha_b = \frac{q_b}{t_k - t_w} = \frac{2662,5}{600 - 220} = 7 (W / m^2 K)$$

CÂU HỎI ÔN TẬP CHƯƠNG 3

Câu 1. Thế nào là bức xạ nhiệt? Cho ví dụ minh họa

Câu 2. Trình bày các đại lượng đặc trưng của dòng bức xạ

Câu 3. Dòng bức xạ bao gồm các thành phần thứ cấp nào? Thành lập công thức chứng minh tổng hệ số của các thành phần thứ cấp có độ lớn tối đa bằng 1

Câu 4. Phát biểu định luật *Stefan – Boltzmann*, viết công thức định luật dưới dạng toán học và trình bày ý nghĩa về mặt toán học của định luật trên. Từ đó thành lập công thức xác định năng suất bức xạ của vật xám.

Câu 5. Định luật nào thể hiện “*Mối quan hệ giữa khả năng bức xạ ε và hệ số hấp thụ A của vật xám*”. Phát biểu định luật đó.

Câu 6. Trong các vị trí (1), (2), (3) của bàn tay trong hình bên dưới, vị trí nào mang lại cảm giác ít nóng nhất? Giải thích vì sao?



Câu 7. Một vách phẳng được làm bằng hai tấm kim loại đặt song song có diện tích là $F = 12\text{m}^2$. Nhiệt độ và độ đen của tấm thứ nhất là $t_1 = 127^\circ\text{C}$ và $\varepsilon_1 = 0,8$. Nhiệt độ của tấm thứ hai là $t_2 = 57^\circ\text{C}$. Nhiệt lượng trao đổi bằng bức xạ giữa hai tấm là $Q_b = 2610\text{W}$. Hãy xác định:

a. Độ đen của tấm thứ hai

b. Nếu giữa hai tấm có đặt 2 màng chắn có cùng độ đen $\varepsilon_c = \varepsilon_2/4$, hãy xác định nhiệt lượng trao đổi bằng bức xạ giữa hai tấm kim loại và nhiệt độ của hai màng chắn.

Câu 8. Hai tấm phẳng đặt song song, tấm thứ nhất là vật đen tuyệt đối có nhiệt độ $t_{w1} = 0^\circ\text{F}$, tấm thứ hai là thép không gỉ có độ đen $\varepsilon_2 = 0,7$, nhiệt độ $t_{w2} = 1500^\circ\text{F}$.

a. Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa hai tấm.

b. Giữa hai tấm phẳng có đặt một tấm nhôm có độ đen $\varepsilon_c = 0,05$ thì mật độ dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa hai tấm lúc này là bao nhiêu?

Câu 9. Khí có thành phần thể tích 13% CO_2 , 11% H_2O **chuyển động trong ống thép** có đường kính $d = 27\text{mm}$. Nhiệt độ khí vào 360°C , nhiệt độ khí ra 160°C . Nhiệt độ trung bình bề mặt vách ống $t_w = 250^\circ\text{C}$.

Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ trên bề mặt ống và xác định hệ số tỏa nhiệt bức xạ.

Câu 10. Khí có thành phần thể tích 13% CO_2 , 11% H_2O chuyển động cắt ngang qua chùm ống thép so le có đường kính ống $d_2 = 45\text{mm}$, bước ống $s_1 = s_2 = 2d_2$. Nhiệt độ khí vào 500°C , nhiệt độ khí ra 300°C . Nhiệt độ trung bình bề mặt vách ống $t_w = 250^\circ\text{C}$. Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ trên bề mặt ống và xác định hệ số tỏa nhiệt bức xạ.

CHƯƠNG 4: TRUYỀN NHIỆT VÀ TÍNH THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

Giới thiệu:

Trình bày quy luật truyền nhiệt tổng hợp và phương pháp tính toán thiết bị trao đổi nhiệt cơ bản, từ đó có thể giải quyết được các bài toán liên quan đến truyền nhiệt và thiết bị trao đổi nhiệt trong các hệ thống lạnh.

Mục tiêu:

Sau khi học xong chương này, người học có khả năng:

- Hiểu và trình bày được các khái niệm: trao đổi nhiệt hỗn hợp, truyền nhiệt, thiết bị trao đổi nhiệt
- Hiểu được như thế nào là tăng cường truyền nhiệt, và trình bày được phương pháp tăng cường truyền nhiệt sao cho hiệu quả nhất
- Thành lập được công thức xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách phẳng 1 lớp và nhiều lớp, vách trụ 1 lớp và nhiều lớp
- Phân biệt được các dạng thiết bị trao đổi nhiệt và phạm vi sử dụng của chúng
- Phân biệt và so sánh được hai phương pháp tính toán thiết bị trao đổi nhiệt: tính thiết kế và tính kiểm tra
- Áp dụng được các công thức liên quan để giải các bài toán truyền nhiệt và thiết bị trao đổi nhiệt

Nội dung chính:

4.1. Trao đổi nhiệt hỗn hợp

Trong các chương đã trình bày ở trên, chúng ta đã nghiên cứu các dạng trao đổi nhiệt cơ bản: dẫn nhiệt, đối lưu, bức xạ. Ứng với mỗi dạng trao đổi nhiệt cơ bản đó, chúng ta đã có công thức tính nhiệt lượng trao đổi. Trong thực tế, có những quá trình trao đổi nhiệt mà các dạng trao đổi nhiệt cơ bản trên xảy ra đồng thời. Ví dụ, quá trình dẫn nhiệt của vật liệu xốp không thể tách rời quá trình trao đổi nhiệt đối lưu và bức xạ trong các lỗ rỗng. Hoặc quá trình trao đổi nhiệt giữa bề mặt vật rắn với chất khí bao quanh bề mặt vật rắn trong trường hợp tổng quát sẽ là tổng hợp của quá trình trao đổi nhiệt đối lưu và bức xạ

Quá trình trao đổi nhiệt hỗn hợp là quá trình trao đổi nhiệt mà trong đó 1, 2 hoặc 3 dạng trao đổi nhiệt xảy ra đồng thời. Trong trường hợp như vậy, ta có thể chọn một dạng trao đổi nhiệt cơ bản để tính toán, còn ảnh hưởng của các dạng trao đổi nhiệt khác có thể xem xét bằng các hệ số hiệu chỉnh

Ví dụ, xét quá trình trao đổi nhiệt giữa bề mặt vật rắn với chất khí bao quanh bề mặt vật rắn. Khi đó nhiệt lượng trao đổi trên một đơn vị diện tích có thể viết:

$$q = q_{dl} + q_{bx} \quad (W/m^2) \quad (4.1)$$

Trong đó:

q_{dl} : nhiệt lượng trao đổi bằng đối lưu

q_{bx} : nhiệt lượng trao đổi bằng bức xạ

Nếu bề mặt vật rắn có nhiệt độ t_w , còn chất khí bao quanh có nhiệt độ t_f thì:

$$q_{dl} = \alpha_{dl} (t_w - t_f) \quad (\text{W/m}^2) \quad (4.2)$$

$$q_{bx} = \varepsilon_{qd} C_o \left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right] \quad (\text{W/m}^2) \quad (4.3)$$

Khi đó, tổng nhiệt lượng trao đổi:

$$q = \alpha_{dl} (t_w - t_f) + \varepsilon_{qd} C_o \left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right] \quad (\text{W/m}^2) \quad (4.4)$$

Nếu ta xem trao đổi nhiệt đối lưu là chủ yếu thì công thức (4.4) có thể viết lại dưới dạng sau:

$$q = \left\{ \alpha_{dl} + \frac{\varepsilon_{qd} C_o \left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right]}{(t_w - t_f)} \right\} (t_w - t_f) \quad (\text{W/m}^2) \quad (4.5)$$

$$q = (\alpha_{dl} + \alpha_{bx}) (t_w - t_f) = \alpha (t_w - t_f) \quad (\text{W/m}^2) \quad (4.6)$$

Trong đó:

α : là hệ số tỏa nhiệt tổng hợp

α_{dl} : là hệ số tỏa nhiệt đối lưu

α_{bx} : là hệ số tỏa nhiệt bức xạ

$$\alpha_{bx} = \frac{\varepsilon_{qd} C_o \left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right]}{(t_w - t_f)} \quad (\text{W/m}^2\text{K}) \quad (4.7)$$

Như vậy, nếu coi hiện tượng trao đổi nhiệt đối lưu là chủ yếu thì công thức tính toán nhiệt lượng sẽ có dạng công thức của trao đổi nhiệt đối lưu và hệ số tỏa nhiệt sẽ gồm hệ số tỏa nhiệt đối lưu và hệ số tỏa nhiệt bức xạ

4.2. Truyền nhiệt

4.2.1. Định nghĩa

Truyền nhiệt là quá trình trao đổi nhiệt giữa hai môi trường có nhiệt độ khác nhau qua vách ngăn cách.

Đây là trường hợp trao đổi nhiệt hỗn hợp thường gặp trong thực tế

Quá trình trao đổi nhiệt này thường qua các giai đoạn sau:

- Trao đổi nhiệt giữa môi trường có nhiệt độ cao với bề mặt vách ngăn được thực hiện cơ bản bằng đối lưu hoặc đối lưu và bức xạ

- Dẫn nhiệt qua bề mặt vách ngăn

- Trao đổi nhiệt giữa bề mặt vách ngăn với môi trường có nhiệt độ thấp được thực hiện cơ bản bằng đối lưu

- Trao đổi nhiệt bức xạ giữa các vật (diễn ra đồng thời)

Tùy theo dạng bề mặt vách ngăn, ta có dạng truyền nhiệt qua vách phẳng hoặc vách trụ (chỉ xét 2 trường hợp này)

4.2.2. Truyền nhiệt qua vách phẳng

4.2.2.1. Truyền nhiệt qua vách phẳng 1 lớp

Xét vách phẳng 1 lớp như hình 4.1

Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách là λ , W/mK. Vách dày δ , m. Một phía bề mặt vách tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} , hệ số tỏa nhiệt từ môi trường tới bề mặt vách là α_1 . Một phía bề mặt vách tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt từ vách đến môi trường là α_2 .

Giả sử $t_{f1} > t_{f2}$ khi đó quá trình trao đổi nhiệt giữa 2 môi trường sẽ được thực hiện và dòng nhiệt có hướng từ môi trường có nhiệt độ cao đến môi trường có nhiệt độ thấp.

Gọi t_{w1} và t_{w2} lần lượt là nhiệt độ bề mặt vách phía nóng và phía lạnh. Khi đó mật độ dòng nhiệt có thể viết:

$$q = \alpha_1 (t_{f1} - t_{w1}) \quad (4.8)$$

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) \quad (4.9)$$

$$q = \alpha_2 (t_{w2} - t_{f2}) \quad (4.10)$$

Trong hệ phương trình này q , t_{w1} , t_{w2} chưa biết, giải hệ phương trình này ta có thể xác định được q , t_{w1} , t_{w2} .

Chú ý rằng đối với quá trình truyền nhiệt ổn định, giá trị q không đổi. Biến đổi các phương trình trên thành:

$$t_{f1} - t_{w1} = q \frac{1}{\alpha_1} \quad (4.11)$$

$$t_{w1} - t_{w2} = q \frac{\delta}{\lambda} \quad (4.12)$$

$$t_{w2} - t_{f2} = q \frac{1}{\alpha_2} \quad (4.13)$$

Cộng (4.11), (4.12) và (4.13) về theo vế, ta được:

$$t_{f1} - t_{f2} = q \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right) \quad (4.14)$$

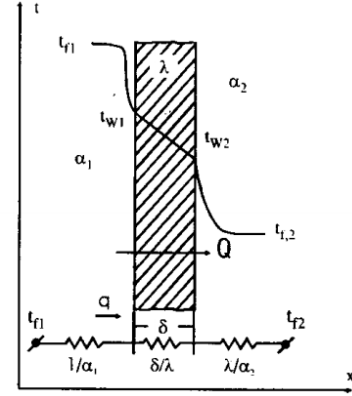
Từ đó suy ra:

$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (\text{W/m}^2) \quad (4.15)$$

Phương trình (4.15) là phương trình xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách phẳng 1 lớp. Trong đó:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} : \text{gọi là hệ số truyền nhiệt, W/m}^2\text{K}$$

$$\text{Vậy: } q = k(t_{f1} - t_{f2}) \quad (\text{W/m}^2) \quad (4.16)$$



Hình 4.1. Truyền nhiệt qua vách phẳng 1 lớp

Và nhiệt lượng: $Q = Fq = Fk(t_{f1} - t_{f2}) \text{ (W)}$ (4.17)

Lưu ý: các phương trình (4.11), (4.12) và (4.13) dùng để xác định các nhiệt độ thành phần khi đã biết giá trị q

4.2.2.1. Truyền nhiệt qua vách phẳng n lớp

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

Bằng cách chứng minh tương tự ta có:

$$q = k(t_{f1} - t_{f2}) \text{ (W/m}^2\text{)} \quad (4.18)$$

Trong đó:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \text{ (W/m}^2\text{K)} \quad (4.19)$$

Bài tập ví dụ 4.1

Vách lò hơi bằng thép dày $\delta = 20\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 58\text{W/mK}$, nhiệt độ khí lò $t_{f1} = 1000^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt từ lò tới vách $\alpha_1 = 116\text{W/mK}$, nhiệt độ hơi nước $t_{f2} = 240^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt từ vách tới hơi nước $\alpha_2 = 2320\text{W/mK}$. Xác định mật độ dòng nhiệt trao đổi q và nhiệt độ bề mặt trong và ngoài vách lò.

Hướng dẫn giải

Vách lò 1 lớp, sử dụng công thức (4.15), ta có:

$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1000 - 240}{\frac{1}{116} + \frac{0,02}{58} + \frac{1}{2320}} = 80881 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

Tính nhiệt độ bề mặt vách lò

$$q = \frac{t_{f1} - t_{w1}}{\frac{1}{\alpha_1}} \Rightarrow t_{w1} = t_{f1} - q \frac{1}{\alpha_1} = 1000 - 80881 \cdot \frac{1}{116} = 303^\circ\text{C}$$

$$q = \frac{t_{w2} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_2}} \Rightarrow t_{w2} = t_{f2} + q \frac{1}{\alpha_2} = 240 + 80881 \cdot \frac{1}{2320} = 275^\circ\text{C}$$

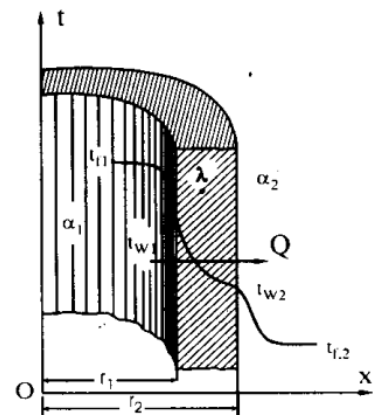
4.2.3. Truyền nhiệt qua vách trụ

4.2.3.1. Truyền nhiệt qua vách trụ 1 lớp

Xét một vách trụ dài L , đường kính trong d_1 , đường kính ngoài d_2 . Vách làm bằng vật liệu đồng chất có hệ số dẫn nhiệt λ . Bề mặt trong tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} , hệ số tỏa nhiệt từ môi trường tới bề mặt trong của vách là α_1 . Bề mặt ngoài tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt từ vách ngoài đến môi trường là α_2 .

Giả sử $t_{f1} > t_{f2}$, dòng nhiệt sẽ hướng từ trong ra ngoài

Gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt phía trong vách, t_{w2} là nhiệt độ bề mặt phía ngoài vách. Các nhiệt độ này ta chưa biết.



Hình 4.2. Truyền nhiệt qua vách trụ 1 lớp

Ta có thể xác định mật độ dòng nhiệt ứng với 1 đơn vị chiều dài vách trụ q_l như sau:

$$q_l = \alpha_1 (\pi d_1) (t_{f1} - t_{w1}) \quad (4.20)$$

$$q_l = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (4.21)$$

$$q_l = \alpha_2 (\pi d_2) (t_{w2} - t_{f2}) \quad (4.22)$$

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

$$t_{f1} - t_{w1} = q_l \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} \quad (4.23)$$

$$t_{w1} - t_{w2} = q_l \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} \quad (4.24)$$

$$t_{w2} - t_{f2} = q_l \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2} \quad (4.25)$$

Cộng hai vế của hệ phương trình trên, ta có:

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

Từ đó suy ra:

$$q_l = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}} \quad (4.26)$$

Công thức (4.26) chính là công thức xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách trụ một lớp trên 1 đơn vị chiều dài. Trong đó:

$$k_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}} : \text{gọi là hệ số truyền nhiệt, (W/mK)}$$

Khi đó, có thể viết gọn lại:

$$q_l = k_l (t_{f1} - t_{f2}) \quad (\text{W/m}) \quad (4.27)$$

$$\text{Dòng nhiệt: } Q = Lq_l = Lk_l (t_{f1} - t_{f2}) \quad (4.28)$$

4.2.3.2. Truyền nhiệt qua vách trụ n lớp

Khi vách ngăn giữa 2 môi trường là vách trụ nhiều lớp có đường kính tương ứng là d_1 , d_2 , $d_3, \dots, d_n$ và hệ số dẫn nhiệt tương ứng là λ_1 , λ_2 , $\lambda_3, \dots, \lambda_n$.

Tính toán tương tự ta cũng có:

$$q_l = k_l (t_{f1} - t_{f2}) \quad (\text{W/m}) \quad (4.29)$$

Trong đó:

$$k_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_{n+1}}} \quad (\text{W/mK}) \quad (4.30)$$

Bài tập ví dụ 4.2

Ống dẫn hơi bằng thép có đường kính $d_1/d_2 = 200/216\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt của thép $\lambda_1 = 47\text{W/mK}$. Ống được bọc một lớp cách nhiệt dày $\delta_2 = 120\text{mm}$, hệ số dẫn nhiệt của lớp cách nhiệt $\lambda_2 = 0,8\text{W/mK}$. Nhiệt độ hơi $t_{f1} = 360^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt đối lưu phía hơi $\alpha_1 = 120\text{W/m}^2\text{K}$. Không khí bên ngoài có nhiệt độ $t_{f2} = 25^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt đối lưu phía không khí $\alpha_2 = 11\text{W/m}^2\text{K}$.

Xác định tổn thất nhiệt trên 1 mét chiều dài ống và nhiệt độ bề mặt trong và ngoài của lớp cách nhiệt

Hướng dẫn giải

Vách trụ 2 lớp, ta có:

$$\begin{cases} d_1 = 200\text{mm} \\ d_2 = 216\text{mm} \\ d_3 = d_2 + 2\delta_2 = 456\text{mm} \end{cases}$$

$$q_l = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \left(\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} \right) + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_3}} = \frac{\pi(t_{f1} - t_{f2})}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \left(\frac{1}{2\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} \right) + \frac{1}{\alpha_2 d_3}}$$

$$q_l = \frac{360 - 25}{\frac{1}{120 \cdot 0,2} + \left(\frac{1}{2,47} \ln \frac{216}{200} + \frac{1}{2,0,8} \ln \frac{456}{216} \right) + \frac{1}{11 \cdot 0,456}} = 584,7 (\text{W} / \text{m})$$

Nhiệt độ bề mặt ngoài và trong của lớp cách nhiệt

$$q_l = \frac{t_{w3} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_2 \pi d_3}} \Rightarrow t_{w3} = t_{f2} + q_l \frac{1}{\alpha_2 \pi d_3} = 25 + 584,7 \cdot \frac{1}{11 \cdot 3,14 \cdot 0,456} = 62,1^\circ\text{C}$$

$$q_l = \frac{t_{w2} - t_{w3}}{\frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2}} \Rightarrow t_{w2} = t_{w3} + q_l \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} = 62,1 + \frac{584,7}{2,3 \cdot 3,14 \cdot 0,8} \ln \frac{456}{216} = 149^\circ\text{C}$$

4.3. Tăng cường truyền nhiệt

Nhằm tăng cường truyền nhiệt, chúng ta cần dựa vào các dạng trao đổi nhiệt cơ bản để tìm ra các biện pháp có hiệu quả nhất

Ví dụ: muốn tăng cường dẫn nhiệt, ta giảm chiều dày của vách, dùng vật liệu làm vách có hệ số dẫn nhiệt lớn. Muốn tăng cường trao đổi nhiệt đối lưu, ta tăng cường sự nhiễu loạn và tốc độ của môi trường trao đổi nhiệt. Muốn tăng cường trao đổi nhiệt bức xạ, ta tăng nhiệt độ và độ đen của bề mặt bức xạ nhiệt.

Khi đồng thời xảy ra các dạng trao đổi nhiệt cơ bản, việc tăng cường truyền nhiệt một cách có hiệu quả là một vấn đề phức tạp

Để có giải pháp đúng đắn, chúng ta cần phân tích từng trường hợp cụ thể. Ta lấy trường hợp truyền nhiệt qua vách phẳng để phân tích. Trong trường hợp này dòng nhiệt được xác định bằng biểu thức:

$$Q = kF(t_{f1} - t_{f2}) \text{ (W)}$$

Rõ ràng rằng, để tăng cường dòng nhiệt Q , ta cần tăng độ chênh nhiệt độ giữa hai môi trường $(t_{f1} - t_{f2})$, tăng diện tích trao đổi nhiệt, tăng hệ số truyền nhiệt k .

Để tăng hệ số truyền nhiệt k , chúng ta lại xét đến những thành phần ảnh hưởng đến nó. Hệ số truyền nhiệt k được xác định bởi công thức:

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

Nếu bỏ qua nhiệt trở dẫn nhiệt, coi $\frac{\delta}{\lambda} = 0$ thì:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

Như vậy, k phụ thuộc vào α_1 và α_2 . Muốn tăng k , ta sẽ tăng α_1 hoặc α_2 , nhưng ta xét xem tăng cái nào sẽ có lợi hơn.

Giả sử $\alpha_1 \ll \alpha_2$, khi đó $\frac{1}{\alpha_1} \gg \frac{1}{\alpha_2}$ và hệ số truyền nhiệt k có thể viết: $k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1}} \approx \alpha_1$

Như vậy, hệ số truyền nhiệt k chỉ có thể nhỏ hơn hoặc bằng hệ số tỏa nhiệt nhỏ nhất. Do đó, muốn tăng k , ta tăng hệ số tỏa nhiệt nhỏ sẽ mang lại hiệu quả hơn.

Điều này có nghĩa là khi $\alpha_1 < \alpha_2$ thì sự thay đổi của hệ số truyền nhiệt k theo hệ số tỏa nhiệt nhỏ (α_1) sẽ lớn hơn sự thay đổi của hệ số truyền nhiệt k theo hệ số tỏa nhiệt lớn (α_2).

Ví dụ:

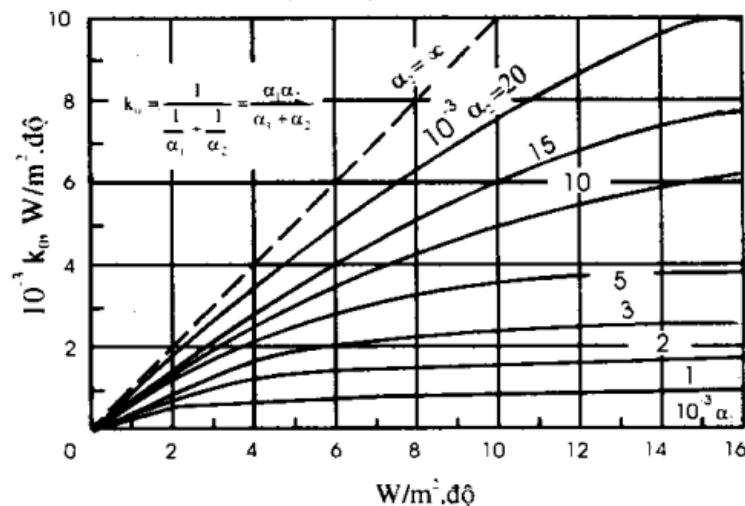
Nếu $\alpha_1 = 40$, $\alpha_2 = 5000$ thì $k = 39,7$

Nếu $\alpha_1 = 40$, $\alpha_2 = 10.000$ thì $k = 39,8$

Nếu $\alpha_1 = 80$, $\alpha_2 = 5000$ thì $k = 78,8$

Hay nói một cách khác, để tăng hệ số truyền nhiệt k một cách có hiệu quả, ta tìm cách giảm nhiệt trở lớn nhất.

Quan hệ giữa k và α theo hàm $k = f(\alpha_1, \alpha_2)$ được thể hiện ở đồ thị hình 4.3 bên dưới.



Hình 4.3. Mối quan hệ $k = f(\alpha_1, \alpha_2)$

Từ đồ thị trên ta có thể nhận xét:

- Khi α_1 nhỏ hơn α_2 , ta tăng α_1 khiến cho k tăng rất nhanh.

- Khi bằng với α_2 , tiếp tục tăng α_1 thì k tăng rất ít, thậm chí hầu như không tăng

Do đó, khi α_1 gần bằng với α_2 , muốn tăng cường hiệu quả truyền nhiệt thì đồng thời tăng cả α_1 và α_2 .

Trường hợp có kể đến ảnh hưởng của nhiệt trở dẫn nhiệt $\frac{\delta}{\lambda}$. Với cách lý luận tương tự, chúng ta xem trong số các nhiệt trở, nhiệt trở nào lớn ta tìm cách giảm để tăng hệ số truyền nhiệt một cách hiệu quả nhất

Trở lại việc tăng Q, từ công thức tính dòng nhiệt của vách phẳng:

$$Q = kF(t_{f1} - t_{f2}) = \frac{1}{\frac{1}{F\alpha_1} + \frac{\delta}{F\lambda} + \frac{1}{F\alpha_2}}(t_{f1} - t_{f2})$$

Muốn tăng Q, ta phải tăng $\frac{1}{\frac{1}{F\alpha_1} + \frac{\delta}{F\lambda} + \frac{1}{F\alpha_2}}$

Nếu bỏ qua $\frac{\delta}{F\lambda}$ thì muốn tăng Q ta phải tăng $\frac{1}{\frac{1}{F\alpha_1} + \frac{1}{F\alpha_2}}$. Để tăng Q có hiệu quả thì

cần so sánh 2 trị số $\frac{1}{F\alpha_1}$ và $\frac{1}{F\alpha_2}$.

Giả sử $\alpha_2 < \alpha_1$, có nghĩa là $\frac{1}{F\alpha_2} > \frac{1}{F\alpha_1}$. Vậy muốn Q tăng, cần giảm trị số $\frac{1}{F\alpha_2}$.

Trong trường hợp α_2 không thay đổi được, khi đó duy nhất chỉ có cách tăng diện tích và diện tích bề mặt phía có trị số α nhỏ cần lớn hơn diện tích bề mặt phía có trị số α lớn, có nghĩa là $F_2 > F_1$

4.4. Thiết bị trao đổi nhiệt

4.4.1. Định nghĩa và phân loại

❖ Định nghĩa:

Thiết bị trao đổi nhiệt là thiết bị dùng để thực hiện sự trao đổi nhiệt giữa hai chất tải nhiệt có nhiệt độ khác nhau

Ví dụ: Các bình ngưng hay các dàn ngưng hơi và các bình bay hơi hay dàn bay hơi trong các hệ thống lạnh, các calorife dùng trong các thiết bị sấy, các bộ hâm nước và các bộ sấy không khí trong các nhà máy nhiệt điện

❖ Phân loại:

Các thiết bị trao đổi nhiệt được sử dụng rộng rãi trong kỹ thuật, công dụng và cấu tạo của nó có thể rất khác nhau nhưng về nguyên lý làm việc, ta có thể phân thiết bị trao đổi nhiệt thành 3 loại

- ✓ Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu vách ngăn
Trong thiết bị trao đổi nhiệt loại này, các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt với nhau thông qua vách ngăn cách. Sự trao đổi nhiệt được thực hiện liên tục và ở chế độ ổn định
Ví dụ: Các bình ngưng hơi, các bộ quá nhiệt



Hình 4.4. Bình ngưng ống vỏ nằm ngang

- ✓ Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hồi nhiệt
Trong thiết bị trao đổi nhiệt loại này, các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt với nhau qua bộ phận trung gian gọi là bộ tích nhiệt. Bộ tích nhiệt có thể đứng yên hay quay tròn
Sự trao đổi nhiệt được tiến hành qua 2 giai đoạn:
Giai đoạn đầu cho chất tải nhiệt có nhiệt độ cao hơn đi qua, chất tải nhiệt sẽ nhả nhiệt cho bộ tích nhiệt. Sau đó chất tải nhiệt có nhiệt độ thấp hơn đi qua và sẽ nhận nhiệt từ bộ tích nhiệt
Như vậy, sự trao đổi nhiệt ở đây có tính chất chu kỳ và mang đặc tính không ổn định
Ví dụ: Bộ sấy không khí nóng ở các lò luyện kim



Hình 4.5. Bộ sấy không khí tận dụng nhiệt khói thải từ lò hơi (kiểu tấm)

- ✓ Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hỗn hợp
 Trong thiết bị trao đổi nhiệt loại này, các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt với nhau khi chúng hỗn hợp với nhau. Đặc điểm của loại này là quá trình trao đổi nhiệt luôn luôn kèm theo quá trình trao đổi chất
Ví dụ: Tháp làm mát nước (tháp giải nhiệt nước), các bình khử khí ở các nhà máy điện



Hình 4.6. Tháp giải nhiệt nước

4.4.2. Các phương trình cơ bản tính toán thiết bị trao đổi nhiệt

Việc tính toán thiết bị trao đổi nhiệt có thể là tính toán thiết kế hoặc tính toán kiểm tra. Mục đích của tính toán thiết kế là xác định diện tích bề mặt trao đổi nhiệt theo những điều kiện đã đặt ra. Mục đích của tính toán kiểm tra là kiểm tra lại chế độ làm việc của thiết bị, cụ thể chủ yếu kiểm tra nhiệt độ cuối của các chất tải nhiệt của thiết bị sau một thời gian làm việc của thiết bị.

Tuy nhiệm vụ có khác nhau nhưng tính toán đều dựa vào hai phương trình cơ bản là phương trình truyền nhiệt và phương trình cân bằng nhiệt

Phương trình truyền nhiệt:

$$Q = kF\Delta t \text{ (W)} \quad (4.31)$$

Trong đó:

Q: nhiệt lượng trao đổi giữa hai môi trường, W

k : hệ số truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt, W/m²K

F : diện tích bề mặt trao đổi nhiệt, m²

Δt : độ chênh lệch nhiệt độ trung bình của thiết bị trao đổi nhiệt. Tùy theo yêu cầu chính xác khi tính toán mà Δt có thể tính theo phương pháp số học hay phương pháp logarit

Phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = G_1(i_1' - i_1'') = G_2(i_2'' - i_2') \quad (W) \quad (4.32)$$

Trong đó:

Chỉ số 1 tương ứng với chất tải nhiệt nóng, chỉ số 2 tương ứng với chất tải nhiệt lạnh. Dấu ' (1 phẩy) tương ứng với các thông số khi vào thiết bị; dấu '' (2 phẩy) tương ứng với các thông số khi ra thiết bị

G : lưu lượng khối lượng, kg/s

Với : $G = V\rho = \omega f\rho$

V : lưu lượng thể tích, m³/kg

ρ : khối lượng riêng, kg/m³

ω : tốc độ chuyển động trung bình của chất tải nhiệt, m/s

f : tiết diện lưu thông của chất tải nhiệt

Nếu chất tải nhiệt có nhiệt dung riêng đẳng áp C_p (J/kgK) không đổi thì phương trình cân bằng nhiệt có thể viết dưới dạng theo nhiệt dung riêng:

$$Q = G_1 C_{p1}(t_1' - t_1'') = G_2 C_{p2}(t_2'' - t_2') \quad (W) \quad (4.33)$$

Trong tính toán thiết bị trao đổi nhiệt, người ta hay dùng ký hiệu nhiệt dung toàn phần hay còn gọi là đương lượng nước: $W = GC_p$

Khi đó phương trình (4.33) có thể viết lại:

$$Q = W_1(t_1' - t_1'') = W_2(t_2'' - t_2') \quad (W) \quad (4.34)$$

Nếu ký hiệu δt_1 là sự thay đổi nhiệt độ của chất tải nhiệt nóng, δt_2 là sự thay đổi nhiệt độ của chất tải nhiệt lạnh thì quan hệ giữa sự thay đổi nhiệt độ và nhiệt dung toàn phần xác định theo phương trình:

$$\frac{\delta t_1}{\delta t_2} = \frac{W_2}{W_1} \quad (4.35)$$

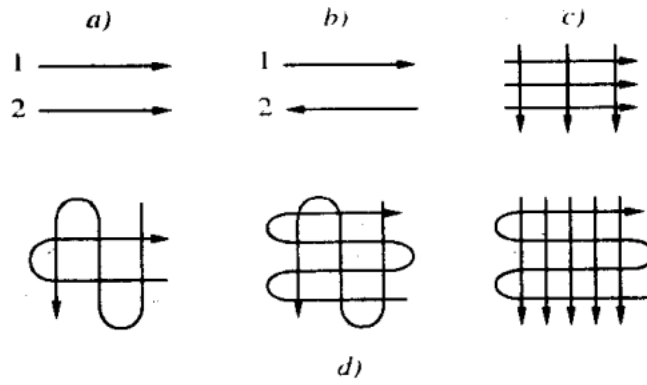
Từ phương trình (4.35) ta thấy: sự thay đổi nhiệt độ của các chất tải nhiệt tỷ lệ thuận với nhiệt dung toàn phần

Ngoài ra, sự thay đổi nhiệt độ của các chất tải nhiệt còn phụ thuộc vào chiều chuyển động của chúng

Trong các thiết bị trao đổi nhiệt, chuyển động của các chất tải nhiệt có thể là chuyển động song song cùng chiều, chuyển động song song ngược chiều hoặc chuyển động cắt nhau (chéo nhau)

4.5. Tính toán thiết bị trao đổi nhiệt

4.5.1. Phương pháp hiệu nhiệt độ trung bình logarit



Hình 4.7. Các dạng chuyển động của thiết bị trao đổi nhiệt

a) thuận chiều b) ngược chiều
c) cắt nhau d) phức tạp

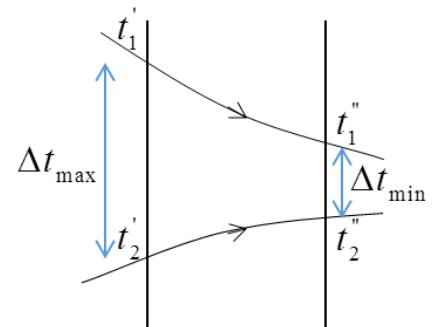
Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình Δt

Trường hợp các chất tải nhiệt chuyển động song song cùng chiều (hình 4.4)

$$\Delta t_{\text{cung}} = \frac{\Delta t_{\text{max}} - \Delta t_{\text{min}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{max}}}{\Delta t_{\text{min}}}} \quad (4.36)$$

Trong đó:

$$\begin{cases} \Delta t_{\text{max}} = t_1' - t_2' \\ \Delta t_{\text{min}} = t_1'' - t_2'' \end{cases} \quad (4.37)$$



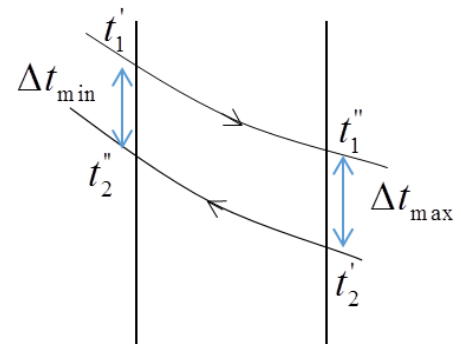
Hình 4.8. Hai lưu chất chuyển động cùng chiều

Trường hợp các chất tải nhiệt chuyển động song song ngược chiều (hình 4.5)

$$\Delta t_{\text{nguc}} = \frac{\Delta t_{\text{max}} - \Delta t_{\text{min}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{max}}}{\Delta t_{\text{min}}}}$$

Trong đó:

$$\begin{cases} \Delta t_{\text{max}} = t_1' - t_2'' \\ \Delta t_{\text{min}} = t_1'' - t_2' \end{cases} \quad (4.38)$$



Hình 4.9. Hai lưu chất chuyển động ngược chiều

Trường hợp 2 lưu chất chuyển động cắt nhau, có thể tính theo công thức sau:

$$\Delta t_{\text{cat}} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_{\text{nguc}}$$

Trong đó:

Δt_{nguc} : là Δt tính theo sơ đồ ngược

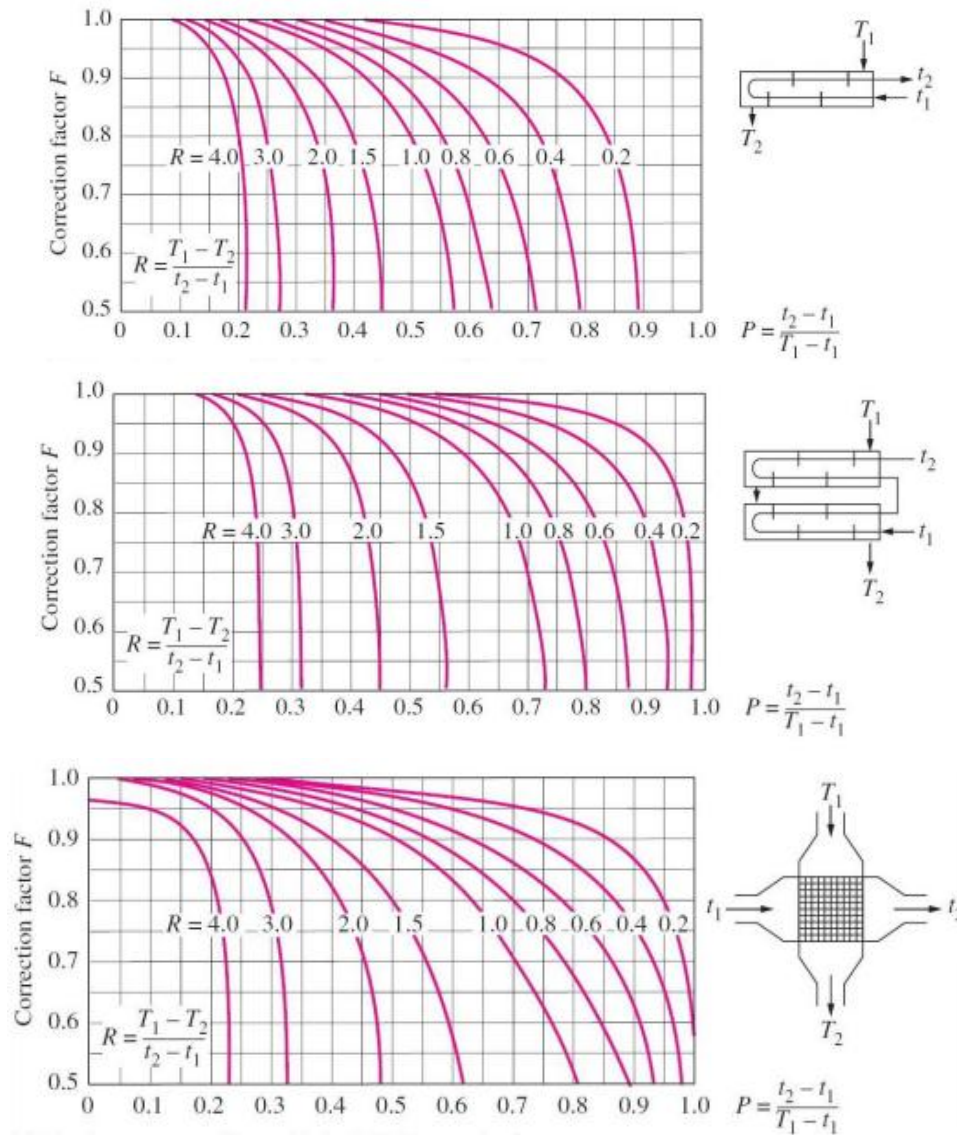
$\varepsilon_{\Delta t}$: hệ số hiệu chỉnh

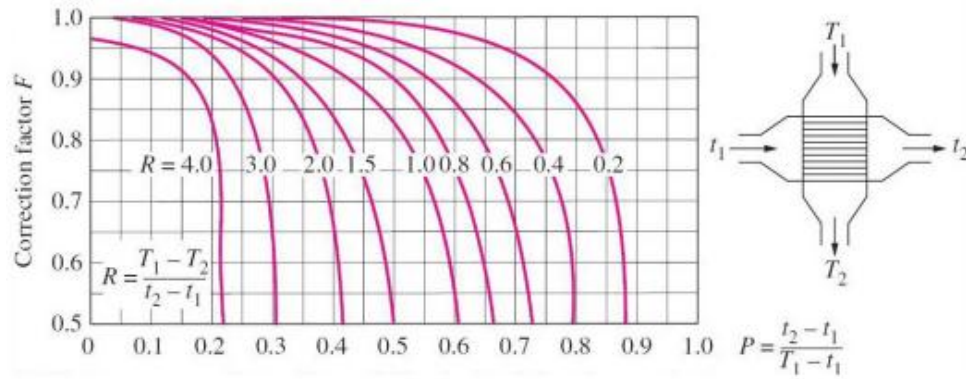
Trị số này phụ thuộc vào hàm $\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$

Với:
$$P = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_2'} = \frac{\delta t_2}{\Delta t_{\max}} \quad (4.39)$$

$$R = \frac{t_1' - t_1''}{t_2'' - t_2'} = \frac{\delta t_1}{\delta t_2} \quad (4.40)$$

Giá trị $\varepsilon_{\Delta t}$ được tra theo các đồ thị sau





Hình 4.10. Các dạng đồ thị tra $\mathcal{E}_{\Delta t}$

Trong trường hợp tính toán không yêu cầu độ chính xác cao, độ chênh lệch nhiệt độ trung bình có thể lấy bằng giá trị trung bình số học:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{t_1' + t_1''}{2} - \frac{t_2' + t_2''}{2} \quad (4.41)$$

Bài tập ví dụ 4.3:

Cần gia nhiệt dầu $G_2 = 1000 \text{ kg/h}$ từ nhiệt độ $t_2' = 20^\circ \text{C}$ đến nhiệt độ $t_2'' = 180^\circ \text{C}$ bằng khối nóng có nhiệt độ $t_1' = 280^\circ \text{C}$. Biết nhiệt độ khối ra $t_1'' = 200^\circ \text{C}$. Hệ số truyền nhiệt của thiết bị $k = 35 \text{ W/m}^2\text{K}$, nhiệt dung riêng đẳng áp của khối $C_{p1} = 1,1 \text{ kJ/kgK}$, nhiệt dung riêng đẳng áp của dầu $C_{p2} = 2,3 \text{ kJ/kgK}$

Tính diện tích trao đổi nhiệt F khi bố trí dòng chuyển động ngược chiều. Bỏ qua tổn thất nhiệt khi tính toán

Hướng dẫn giải

Ta có:

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

Tính Q :

$$Q_2 = G_2 c_{p2} (t_2'' - t_2') = \frac{1000}{3600} \cdot 2,3 (180 - 20) = 102 (\text{kW})$$

Bỏ qua tổn thất:

$$Q = Q_1 = Q_2 = 102 (\text{kW})$$

Tính Δt

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} = \frac{(t_1' - t_2'') - (t_1'' - t_2')}{\ln \frac{(t_1' - t_2'')}{(t_1'' - t_2')}} = \frac{180 - 100}{\ln \frac{180}{100}} = 136^\circ \text{C}$$

Tính F :

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{102000}{35 \cdot 136} = 21,4 (\text{m}^2)$$

4.5.2. Phương pháp hiệu suất ε - NTU

Phương pháp độ chênh lệch nhiệt độ trung bình logarit sử dụng thuận tiện khi biết nhiệt độ vào và ra của hai môi chất (hoặc biết 3 giá trị nhiệt độ, giá trị còn lại sẽ được xác định thông qua phương trình cân bằng nhiệt), do vậy khi thiết kế mới thiết bị trao đổi nhiệt phương pháp này có nhiều ưu điểm

Trong trường hợp tính kiểm tra thiết bị trao đổi nhiệt, nghĩa là đã biết nhiệt độ vào của 2 lưu chất, biết F và biết k , chúng ta cần kiểm tra nhiệt độ ra của 2 lưu chất và nhiệt lượng trao đổi Q thì phương pháp hiệu nhiệt độ trung bình logarit không còn phù hợp, giải sẽ phức tạp vì phải chọn lựa hoặc giả sử nhiều lần (trong việc xác định được Δt), do đó vào năm 1955, Keys và London đã xây dựng phương pháp mới gọi là phương pháp hiệu suất ε - NTU, nó rất đơn giản và thuận tiện.

Từ quan điểm nhiệt động học, hiệu suất thiết bị trao đổi nhiệt được xác định như sau:

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} \quad (4.42)$$

Trong đó:

Q : dòng nhiệt truyền qua thiết bị, W

$Q_{\max}$: dòng nhiệt tối đa có thể truyền qua thiết bị, W

Từ phương trình (4.35) ta có nhận xét như sau: Lưu chất nào có đương lượng lưu lượng nhỏ hơn thì chênh lệch nhiệt độ của nó lớn hơn, và nó lớn nhất trong trường hợp lưu động ngược chiều và bằng $(t_1' - t_2')$, và đó chính là nhiệt lượng cực đại truyền được qua thiết bị:

$$Q_{\max} = C_{\min} (t_1' - t_2') \quad (4.43)$$

Phương trình (4.42) được viết lại như sau:

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{C_1 (t_1' - t_1'')}{C_{\min} (t_1' - t_2')} = \frac{C_2 (t_2'' - t_2')}{C_{\min} (t_1' - t_2')} \quad (4.44)$$

Trong đó:

$$\begin{cases} C_{\min} = \min(C_1, C_2) \\ C_{\max} = \max(C_1, C_2) \end{cases} \quad (4.45)$$

Phương trình (4.44) được viết lại như sau:

$$Q = \varepsilon \cdot C_{\min} (t_1' - t_2') \quad (4.46)$$

Hiệu suất truyền nhiệt ε là hàm số của những quan hệ sau:

$$\varepsilon = f\left(C^*, NTU\right)$$

Trong đó:

$$\begin{cases} C = \frac{C_{\min}^*}{C_{\max}} \\ NTU = \frac{k_F \cdot F}{C_{\min}} \end{cases} \quad (4.46)$$

❖ Cách tìm ε :

Bước 1: Tính C^* và NTU

Bước 2: Tra ε từ “đồ thị 9” phần phụ lục tùy vào cách lưu động của 2 lưu chất

Hoặc tính ε theo các công thức sau:

Loại lưu động	Công thức xác định ε
1. Ống lồng ống: - Song song cùng chiều - Song song ngược chiều	$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 + C^*\right)\right]}{1 + C^*}$ $\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 - C^*\right)\right]}{1 - C^* \cdot \exp\left[-NTU\left(1 - C^*\right)\right]}$
2. Vỏ bọc chùm ống Số pass ống là 1, 2, 4, ...	$\varepsilon = 2 \left[1 + C^* + \sqrt{1 + C^{*2}} \cdot \frac{1 + \exp(-NTU\sqrt{1 + C^{*2}})}{1 - C^* \cdot \exp(-NTU\sqrt{1 + C^{*2}})} \right]$
3. Chảy cắt nhau (1 pass) Hai chất lỏng không bị xáo trộn $C_{\max}$ bị xáo trộn $C_{\min}$ không bị xáo trộn $C_{\min}$ bị xáo trộn $C_{\max}$ không bị xáo trộn	$\varepsilon = 1 - \exp\left\{ \frac{NTU^{0,22}}{C^*} \left[\exp\left(C^* \cdot NTU^{0,78}\right) - 1 \right] \right\}$ $\varepsilon = \frac{1}{C^*} \left\{ 1 - \exp\left[-C^* \left(1 - \exp(-NTU)\right)\right] \right\}$ $\varepsilon = 1 - \exp\left\{ \frac{1}{C^*} \left[1 - \exp\left(-C^* \cdot NTU\right) \right] \right\}$
4. Tất cả thiết bị trao đổi nhiệt có $C^* = 0$	$\varepsilon = 1 - \exp(-NTU)$

Bảng 4.1. Công thức xác định ε

Cũng từ bảng 4.1, có thể suy ra công thức xác định NTU theo bảng 4.2 như sau:

Loại lưu động	Công thức xác định NTU
---------------	------------------------

1. Ống lồng ống: - Song song cùng chiều - Song song ngược chiều	$NTU = \frac{-\ln \left[1 - \varepsilon \left(1 + C^* \right) \right]}{1 + C^*}$ $NTU = \frac{1}{C^* - 1} \ln \left(\frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon C^* - 1} \right)$
2. Vỏ bọc chùm ống Số pass ống là 1,2,4,...	$NTU = -\frac{1}{\sqrt{1 + C^{*2}}} \ln \left(\frac{\frac{2}{\varepsilon} - 1 - C^* - \sqrt{1 + C^{*2}}}{\frac{2}{\varepsilon} - 1 - C^* + \sqrt{1 + C^{*2}}} \right)$
3. Chảy cắt nhau (1 pass) Hai chất lỏng không bị xáo trộn C _{max} bị xáo trộn C _{min} không bị xáo trộn C _{min} bị xáo trộn C _{max} không bị xáo trộn	$NTU = -\ln \left[1 + \ln \left(\frac{1 - \varepsilon C^*}{C} \right) \right]$ $NTU = -\ln \left[1 + \ln \left(\frac{1 - \varepsilon C^*}{C} \right) \right]$ $NTU = \frac{-\ln \left[C^* \ln(1 - \varepsilon) + 1 \right]}{C^*}$
4. Tất cả thiết bị trao đổi nhiệt có C[*] = 0	$NTU = -\ln(1 - \varepsilon)$

Bảng 4.2. Quan hệ $NTU = f(\varepsilon, C^*)$ **Bài tập ví dụ 4.4:**

Một thiết bị đun nước nóng bằng khói thải từ động cơ đốt trong, loại lưu động ngược chiều, có các thông số sau:

Phía khói nóng: $G_1 = 0,8 \text{ kg/s}$; $c_{p1} = 1,12 \text{ kJ/kgK}$; $t_1' = 450^\circ \text{C}$

Phía nước: $G_2 = 3,2 \text{ kg/s}$; $c_{p2} = 4,18 \text{ kJ/kgK}$; $t_2' = 50^\circ \text{C}$

Diện tích truyền nhiệt của thiết bị $F = 15 \text{ m}^2$. Hệ số truyền nhiệt $k = 85 \text{ W/m}^2\text{K}$

a) Xác định nhiệt lượng trao đổi Q

b) Xác định nhiệt độ ra của khói và nước

Hướng dẫn giải:

Tính C_1 và C_2

$$C_1 = G_1 c_{p1} = 0,8 \cdot 1,12 = 0,9$$

$$C_2 = G_2 c_{p2} = 3,2 \cdot 4,18 = 13,3$$

Vậy: $C_1 = C_{\min}$ và $C_2 = C_{\max}$

$$\Rightarrow C^* = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} = \frac{0,9}{13,3} = 0,067$$

Tính NTU:

$$NTU = \frac{kF}{C_{\min}} = \frac{85.15}{0,9.10^3} = 1,4$$

Tra đồ thị $\Rightarrow \varepsilon = 0,76$

Khi đó: $Q_{\max} = C_{\min} (t_1' - t_2') = 0,9(450 - 50) = 360W$

Vậy: $Q = \varepsilon Q_{\max} = 0,76.360 = 273,6W$

Nhiệt độ ra của khối:

$$Q = G_1 c_{p1} (t_1' - t_1'') \rightarrow t_1'' = t_1' - \frac{Q}{G_1 c_{p1}} = 450 - \frac{273,6}{0,8.1,12} = 144,6^\circ C$$

Nhiệt độ ra của nước:

$$Q = G_2 c_{p2} (t_2'' - t_2') \rightarrow t_2'' = t_2' + \frac{Q}{G_2 c_{p2}} = 50 + \frac{273,6}{3,2.4,18} = 70,5^\circ C$$

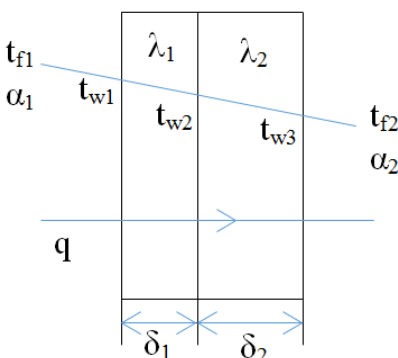
CÂU HỎI ÔN TẬP CHƯƠNG 4

Câu 1. Thế nào là trao đổi nhiệt hỗn hợp? Cho ví dụ minh họa.

Câu 2. Định nghĩa truyền nhiệt. Trình bày các giai đoạn xảy ra trong quá trình truyền nhiệt.

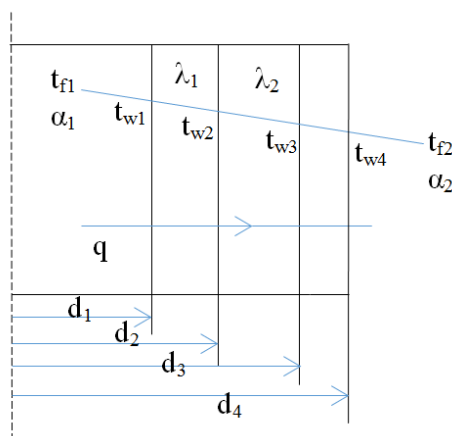
Câu 3. Hãy giải thích vì sao muốn tăng cường hiệu quả truyền nhiệt (tăng Q), ta cần phải tăng hệ số tỏa nhiệt bé hơn (α nhỏ) mới đem lại hiệu quả?

Câu 4. Cho vách phẳng 2 lớp với các số liệu như hình vẽ bên dưới:



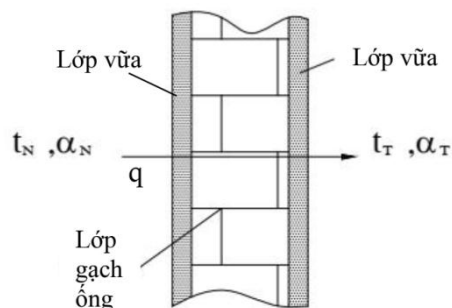
Thành lập công thức xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách phẳng 2 lớp trên.

Câu 5. Cho vách trụ 3 lớp như hình vẽ bên dưới:



Thành lập công thức xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách trụ 3 lớp trên.

Câu 6. Cho hình vẽ vách phẳng 3 lớp và các điều kiện môi trường xung quanh như sau:

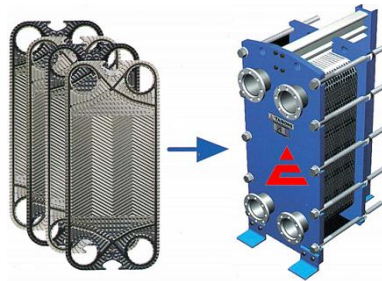


Giải thích cơ chế truyền nhiệt thông qua hình ảnh trên

Viết công thức xác định nhiệt lượng truyền qua vách

Lưu ý: Sinh viên tự cho thêm các thông số nếu cần thiết

Câu 7. Cho thiết bị trao đổi nhiệt như hình bên dưới



Hãy cho biết tên gọi của thiết bị trao đổi nhiệt này?

Trình bày cấu tạo, nguyên lý làm việc và ưu điểm của thiết bị trao đổi nhiệt trên.

Câu 8. Một đoạn ống hơi để trần chiều dài $L = 5\text{m}$ nằm ngang, đường kính ngoài của ống $d_2 = 120\text{mm}$, đặt trong môi trường không khí yên tĩnh (môi trường rộng) có nhiệt độ không khí $t_f = 35^\circ\text{C}$, bề mặt ngoài ống có nhiệt độ $t_{w2} = 120^\circ\text{C}$.

Tính tổng tổn thất nhiệt trên toàn bộ đường ống Q (W), biết độ đen bề mặt ống $\varepsilon = 0,8$

Lưu ý: Tổng tổn thất nhiệt bao gồm tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên và tỏa nhiệt bức xạ.

Câu 9. Một đường ống tròn dẫn gió nóng cho lò cao, vận tốc gió $\omega_1 = 35\text{m/s}$, nhiệt độ gió vào $t_{f1} = 600^\circ\text{C}$. Ống cấu tạo gồm 3 lớp vật liệu, lớp thứ nhất là gạch chịu lửa có bề dày và hệ số dẫn nhiệt lần lượt là $\delta_1 = 250\text{mm}$ và $\lambda_1 = 1,17\text{W/mK}$; lớp thứ hai là thép với bề dày và hệ số dẫn nhiệt lần lượt là $\delta_2 = 10\text{mm}$ và $\lambda_2 = 45\text{W/mK}$; lớp thứ ba là lớp cách nhiệt với bề dày và hệ số dẫn nhiệt lần lượt là $\delta_3 = 200\text{mm}$ và $\lambda_3 = 0,15\text{W/mK}$. Đường kính trong của ống $d_1 = 1000\text{mm}$. Không khí xung quanh có nhiệt độ $t_{f2} = 10^\circ\text{C}$, chuyển động với vận tốc $\omega_2 = 4\text{m/s}$.

Tính tổn thất nhiệt trên 1m chiều dài ống, bỏ qua bức xạ nhiệt khi tính toán.

Câu 10. Trong một thiết bị trao đổi nhiệt, chất lỏng nóng được làm nguội từ nhiệt độ $t_1' = 300^\circ\text{C}$ đến $t_2'' = 200^\circ\text{C}$ và chất lỏng lạnh được gia nhiệt từ nhiệt độ $t_2' = 25^\circ\text{C}$ đến $t_2'' = 175^\circ\text{C}$. Tính hiệu nhiệt độ trung bình logarit Δt biết hai chất lỏng chuyển động giao nhau (phức tạp).

Câu 11. Một thiết bị trao đổi nhiệt kiểu chùm ống có cánh có thông số làm việc như sau: Khí nóng (có $c_p = 1,13\text{kJ/kg.K}$) chuyển động bên ngoài chùm ống với nhiệt độ vào và ra lần lượt là 250°C và 130°C . Nước chuyển động trong ống có lưu lượng thể tích $Q = 15\text{m}^3/\text{h}$ được hâm nóng từ 35°C đến 95°C . Hệ số truyền nhiệt của thiết bị $k = 250\text{W/m}^2\text{K}$. Hãy xác định diện tích truyền nhiệt của thiết bị theo phương pháp nhiệt độ trung bình logarith LMTD. Biết hai môi chất lưu động kiểu phức tạp

Câu 12. Thiết bị trao đổi nhiệt dạng ống lồng ống, nước chảy trong ống với lưu lượng $G_2 = 5,8\text{kg/s}$, nhiệt độ nước vào $t_2' = 25^\circ\text{C}$, nhiệt độ nước ra $t_2'' = 55^\circ\text{C}$. Dầu cần được làm

nguội có nhiệt độ vào $t_1' = 90^\circ\text{C}$, đương lượng lưu lượng của dầu $(G_1 c_{p1}) = 25\text{kW}/^\circ\text{độ}$. Hệ số truyền nhiệt của thiết bị $k = 1200\text{ W}/\text{m}^2\text{độ}$.

Tính diện tích truyền nhiệt của thiết bị, biết 2 lưu chất lưu động ngược chiều.

Câu 13. Dùng phương pháp $\varepsilon - \text{NTU}$ giải bài toán sau:

Thiết bị trao đổi nhiệt lưu động ngược chiều có diện tích truyền nhiệt $F = 12\text{m}^2$, hệ số truyền nhiệt $k = 1800\text{ W}/\text{m}^2\text{K}$. Biết:

Lưu chất I có: $t_1' = 110^\circ\text{C}$; $G_1 = 6,2\text{ kg/s}$; $c_{p1} = 3,2\text{ kJ/kgK}$

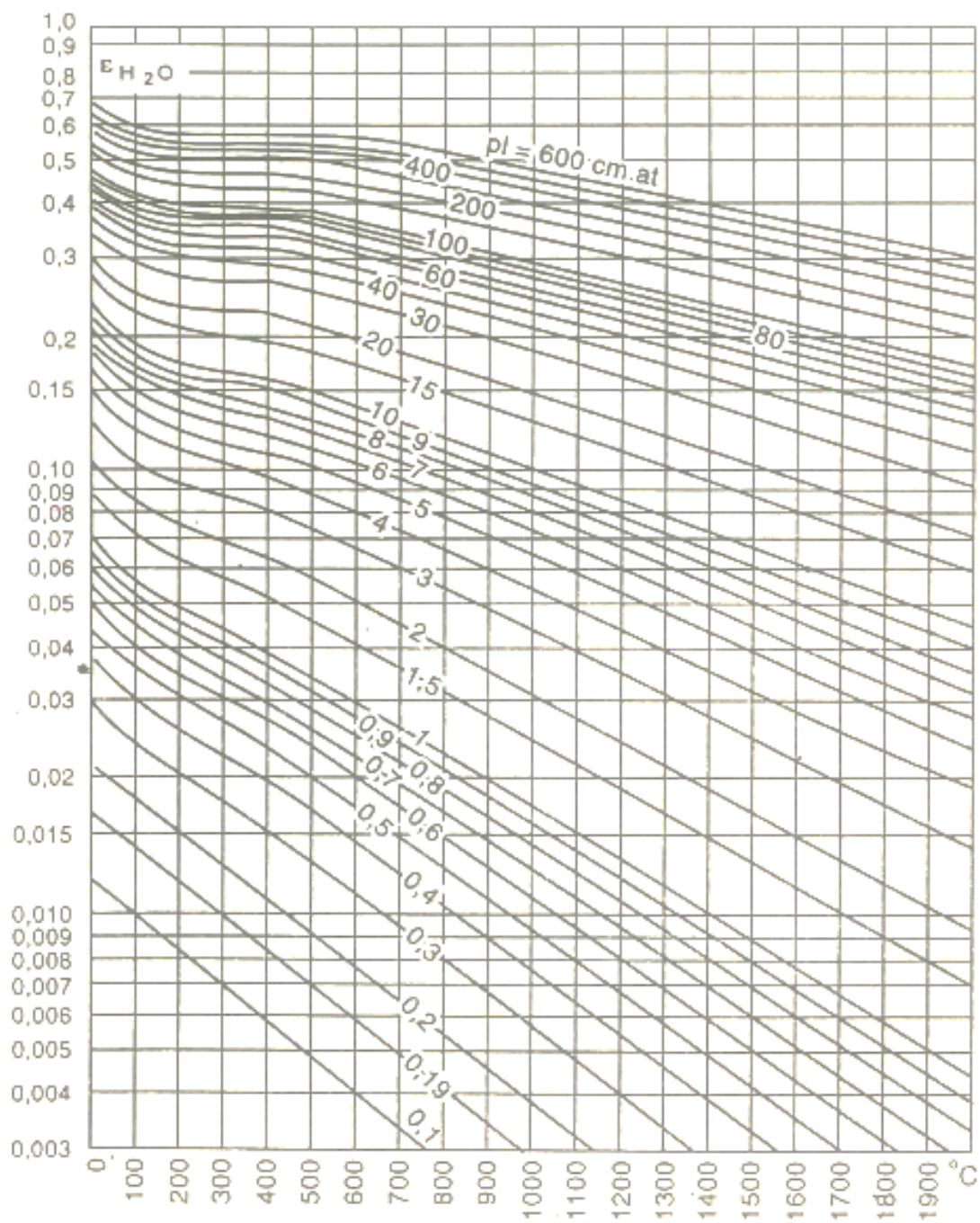
Lưu chất II có: $t_2' = 30^\circ\text{C}$; $G_2 = 5,5\text{ kg/s}$; $c_{p2} = 4,18\text{ kJ/kgK}$

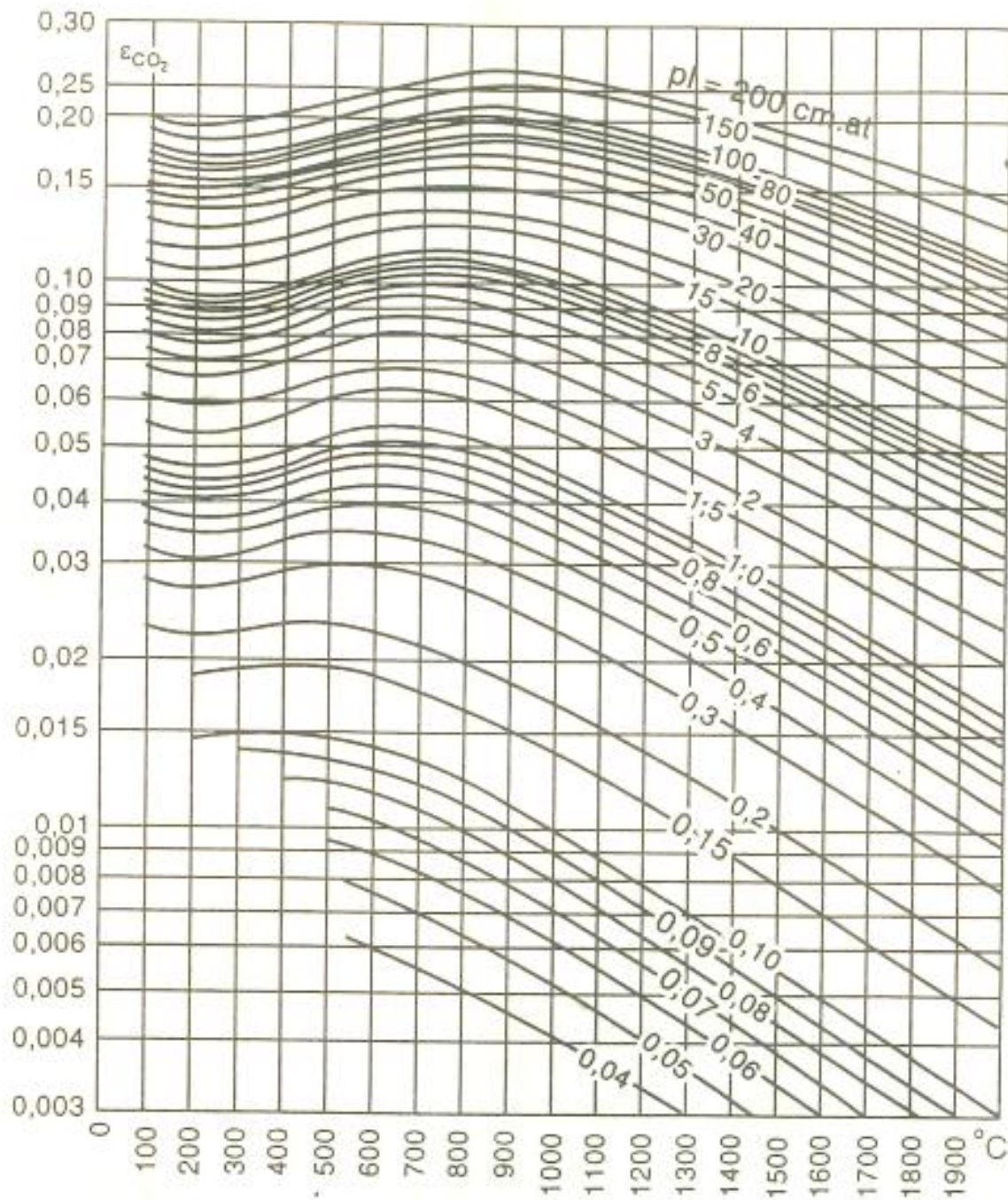
Xác định năng suất nhiệt của thiết bị và nhiệt độ ra của hai lưu chất.

Câu 14. Một bình ngưng tụ NH_3 loại vỏ bọc chùm ống, tổng diện tích trao đổi nhiệt của bình $F = 150\text{m}^2$. Nước giải nhiệt có lưu lượng $G_2 = 21\text{kg/s}$, nhiệt độ nước vào là: $t_2' = 25^\circ\text{C}$, nhiệt độ hơi NH_3 ngưng tụ $t_1 = 45^\circ\text{C}$. Biết hệ số truyền nhiệt của thiết bị $k = 950\text{W}/\text{m}^2\text{độ}$. Biết 2 môi chất lưu động ngược chiều.

Sử dụng phương pháp $\varepsilon - \text{NTU}$, hãy xác định nhiệt độ ra của nước và năng suất giải nhiệt của bình ngưng.

PHỤ LỤC

Đồ thị 1. Đồ thị tra độ đen của H_2O 

Đồ thị 2. Đồ thị tra độ đen của CO_2 

Bảng 3. Độ đen bức xạ toàn phần định mức của vật liệu

Tên vật liệu	Nhiệt độ (°C)	ε_w
Nhôm nhẵn	50 ÷ 500	0,04 ÷ 0,06
Nhôm có bề mặt nhám	20 ÷ 50	0,06 ÷ 0,07
Đồng đỏ nhẵn	50	0,1
Đồng được nhám	50 ÷ 150	0,55
Vonfram	200	0,05
Vonfram	600 ÷ 1000	0,1 ÷ 0,16
Vonfram	1500 ÷ 2200	0,24 ÷ 0,31
Sắt:		
- Điện phân, được đánh bóng cẩn thận	175 ÷ 225	0,025 ÷ 0,064
- Hàn, được đánh bóng cẩn thận	40 ÷ 250	0,28
- Được đánh bóng	425 ÷ 1020	0,144 ÷ 0,377
- Sắt tấm chưa gia công	925 ÷ 1115	0,87 ÷ 0,95
Thép:		
- Thép tấm được mài nhẵn	940 ÷ 1100	0,52 ÷ 0,61
- bị oxy hóa ở 600°C	200 ÷ 600	0,79
- bị oxy hóa bề mặt xù xì	40 ÷ 370	0,94 ÷ 0,97
Gang:		
- được đánh bóng	200	0,21
- được tiện	830 ÷ 990	0,6 ÷ 0,7
- bị oxy hóa ở 600°C	200 ÷ 600	0,64 ÷ 0,78
- xù xì, bị oxy hóa nhiều	40 ÷ 250	0,96
Vàng được đánh bóng cẩn thận	225 ÷ 625	0,018 ÷ 0,035
Đồng thau:		
- được đánh bóng cẩn thận, thành phần khối lượng 73,2% Cu, 26,8% Zn	245 ÷ 355	0,028 ÷ 0,031
- được dát mỏng với bề mặt tự nhiên	22	0,06
- bị mờ đục	50 ÷ 350	0,22
- bị oxy hóa khi đốt nóng dưới 600°C	200 ÷ 600	0,61 ÷ 0,69
Đồng:		
- điện phân, được đánh bóng cẩn thận	80	0,018
- được đánh bóng	115	0,023
- bị đốt nóng liên tục và bị phủ một lớp oxy dày	25	0,78
- bị oxy hóa khi đốt nóng dưới 600°C	200 ÷ 600	0,57 ÷ 0,55
Bạch kim tinh khiết được đánh bóng	225 ÷ 625	0,054 ÷ 0,105
Các chế phẩm từ bạch kim		
- Sợi mảnh	25 ÷ 1230	0,036 ÷ 0,192
- Dây	225 ÷ 1735	0,073 ÷ 0,182
Thủy ngân tinh khiết	0 ÷ 100	0,09 ÷ 0,12

Bảng 4. Thông số vật lý của không khí khô ($H = 760 \text{ mmHg}$)

t °C	ρ kg/m ³	C_p kJ/kg.°C	$\lambda \cdot 10^2$ W/m.°C	$a \cdot 10^6$ m ² /s	$\mu \cdot 10^6$ m ² /s	$\nu \cdot 10^6$ m ² /s	Pr
-50	1,584	1,013	2,04	12,7	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	2,12	13,8	15,2	10,04	0,728
-30	1,453	1,013	2,20	14,9	15,7	10,80	0,723
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	16,2	11,79	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	20,0	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	22,9	18,6	16,00	0,701
40	1,128	1,005	2,76	24,3	19,1	16,96	0,699
50	1,093	1,005	2,83	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,060	1,005	1,90	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	30,2	21,1	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	31,9	21,5	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,009	3,34	36,8	22,8	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26,0	34,85	0,680
250	0,674	1,038	4,27	61,0	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	4,60	71,6	29,7	48,33	0,674
350	0,566	1,059	4,91	81,9	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33,0	63,09	0,678
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	216,2	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	245,9	49,0	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,50	276,2	51,2	199,3	0,722
1200	0,239	1,210	9,15	316,5	53,5	233,7	0,724

Bảng 5. Thông số vật lý của nước trên đường bão hòa

t (°C)	ρ (kg/m ³)	C_p (kJ/kg.°C)	$\lambda.10^2$ (W/m.°C)	$a.10^8$ (m ² /s)	$\mu.10^6$ (N.s/ m ²)	$\nu.10^6$ (m ² /s)	$\beta.10^4$ (1/K)	Pr
0	999,9	4,212	55,1	13,1	1788	1,789	-0,63	13,67
10	999,7	4,191	57,4	13,7	1306	1,306	0,70	9,52
20	998,2	4,183	59,9	14,3	1004	1,006	1,82	7,02
30	995,7	4,174	61,8	14,9	801,5	0,805	3,21	5,42
40	992,2	4,174	63,5	15,3	653,3	0,659	3,87	4,31
50	988,1	4,174	64,8	15,7	549,4	0,556	4,49	3,54
60	983,1	4,179	65,9	16,0	469,9	0,478	5,11	2,98
70	977,8	4,187	66,8	16,3	406,1	0,415	5,70	2,55
80	971,8	4,195	67,4	16,6	355,1	0,365	6,32	2,21
90	965,3	4,208	68,0	16,8	314,9	0,326	6,95	1,95
100	958,4	4,220	68,3	16,9	282,5	0,295	7,52	1,75
110	951,0	4,233	68,5	17,0	259,0	0,272	8,08	1,60
120	943,1	4,250	68,6	17,1	237,4	0,252	8,64	1,47
130	934,8	4,266	68,6	17,2	217,8	0,233	9,19	1,36
140	926,1	4,287	68,5	17,2	201,1	0,217	9,72	1,26
150	917,0	4,313	68,4	17,3	186,4	0,203	10,3	1,17
160	907,0	4,346	68,3	17,3	173,6	0,191	10,7	1,10
170	897,3	4,380	67,9	17,3	162,8	0,181	11,3	1,05
180	886,9	4,417	67,4	17,2	153,0	0,173	11,9	1,00
190	876,0	4,459	67,0	17,1	144,2	0,165	12,6	0,96
200	863,0	4,505	66,3	17,0	136,4	0,158	13,3	0,93
210	852,8	4,555	65,5	16,9	130,5	0,153	14,1	0,91
220	840,3	4,614	64,5	16,6	124,6	0,148	14,8	0,89
230	827,3	4,681	63,7	16,4	119,7	0,145	15,9	0,88
240	813,6	4,756	62,8	16,2	114,8	0,141	16,8	0,87
250	799,0	4,844	61,8	15,9	109,9	0,137	18,1	0,86
260	784,0	4,949	60,5	15,6	105,9	0,135	19,7	0,87
270	767,9	5,070	59,0	15,1	102,0	0,133	21,6	0,88
280	750,7	5,230	57,4	14,6	98,1	0,131	23,7	0,90
290	732,3	5,485	55,8	13,9	94,2	0,129	26,2	0,93
300	712,5	5,736	54,0	13,2	91,2	0,128	29,2	0,97

Bảng 6. Nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ

t (°C)	P (bar)	v' (m³/kg)	v'' (m³/kg)	ρ'' (kg/m³)	h' (kJ/kg)	h'' (kJ/kg)	r (kJ/kg)	s' (kJ/kg K)	s'' (kJ/kg K)
0,01	0,006108	0,001	206,3	0,004847	0	2500,8	2500,8	0	91,644
5	0,008719	0,0010001	147,2	0,006793	21,06	2510	2489	0,0762	90,242
10	0,012271	0,0010004	106,42	0,009398	42,04	2519,2	2477,3	0,1511	88,995
15	0,017041	0,001001	77,97	0,01282	62,97	2528,4	2465,4	0,2244	87,806
20	0,02337	0,001002	57,84	0,01729	83,9	2537,2	2453,4	0,2964	86,663
25	0,03167	0,001003	43,4	0,02304	104,8	2546,4	2441,7	0,3672	8,557
30	0,04241	0,001004	32,93	0,03036	125,69	2555,6	2430	0,4361	84,523
35	0,05622	0,001006	25,25	0,0396	146,58	2564,8	2418,3	0,5049	83,518
40	0,07375	0,001008	19,55	0,05115	167,51	2573,6	2406,1	0,5723	8,256
45	0,09582	0,00101	15,28	0,06345	188,41	2582,4	2394	0,6385	81,638
50	0,12335	0,001012	12,05	0,08302	209,3	2591,6	2382,3	0,7038	80,751
55	0,1574	0,001015	9,578	0,1044	230,19	2600,4	2370,1	0,7679	79,901
60	0,19917	0,001017	7,678	0,1302	251,12	2609,2	2358	0,8311	79,084
65	0,2501	0,00102	6,201	0,1613	272,06	2617,6	2345,4	0,8935	78,297
70	0,3117	0,001023	5,045	0,1982	292,99	2626,4	2333,3	0,955	77,544
80	0,4736	0,001029	3,409	0,2933	334,94	2643,1	2308,2	1,0752	76,116
90	0,7011	0,001036	2,361	0,4235	376,98	2659,5	2282,5	1,1924	74,785
100	1,0132	0,001044	1,673	0,5977	419,1	2675,8	2256,7	1,3071	73,545
110	1,4327	0,001052	1,21	0,8263	416,34	2691,3	2230	1,4185	72,386
120	1,9854	0,00106	0,8917	1,122	503,7	2706,3	2202,7	1,5278	71,289
130	2,7011	0,00107	0,6683	1,496	546,4	2720,6	2174,2	1,6345	70,271
140	3,614	0,00108	0,5087	1,966	589,1	2734	2144,9	1,7392	69,304
150	4,76	0,001091	0,3926	2,547	632,2	2746,5	2114,3	1,8418	68,383
160	6,18	0,001102	0,3068	3,259	675,3	2757,8	2082,5	1,9427	67,508
170	7,92	0,001114	0,2426	4,122	719,3	2768,7	2049,4	2,0419	66,666
180	10,027	0,001128	0,1939	5,157	763,3	2778,4	2015,1	2,1395	65,858
190	12,553	0,001142	0,1564	6,395	807,6	2786,3	1978,7	2,2358	65,075
200	15,55	0,001157	0,1272	7,863	852,4	2793	1940,6	2,3308	64,318
210	19,08	0,001173	0,1044	9,578	897,6	2798	1900,4	2,4246	63,577
220	23,202	0,00119	0,08606	11,62	943,7	2801,4	1857,7	2,5179	62,848
230	27,979	0,001209	0,07147	13,99	990,2	2803,1	1812,7	2,6101	62,132
240	33,48	0,001229	0,05967	16,76	1037,5	2803,1	1765,6	2,7022	61,425
250	39,78	0,001251	0,05005	19,98	1086,1	2801	1714,9	2,7934	60,721
260	46,94	0,001276	0,04215	23,72	1135	2796,4	1661,3	2,8851	60,014
270	55,05	0,001302	0,0356	28,09	1185,3	2789,7	1604,4	2,9764	59,298

Bảng 6 (tiếp theo). Nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ

t (°C)	P (bar)	v' (m³/kg)	v'' (m³/kg)	ρ'' (kg/m³)	h' (kJ/kg)	h'' (kJ/kg)	r (kJ/kg)	s' (kJ/kgK)	s'' (kJ/kgK)
280	64,19	0,001332	0,03013	33,19	1236,8	2779,6	1542,8	30,685	58,573
290	74,45	0,001366	0,02553	39,17	1290	2766,2	1476,3	3,161	57,824
300	85,92	0,001404	0,02164	46,21	1344,8	2749,1	1404,3	32,548	57,049
310	98,69	0,001447	0,01831	54,61	1402,2	2727,3	1325,1	33,507	56,233
320	112,8	0,001499	0,01545	64,74	1462	2699,6	1237,6	34,495	55,354
330	128,64	0,001562	0,01297	77,09	1526,1	2665,7	1139,6	35,521	54,412
340	146,08	0,001639	0,01078	92,77	1594,8	2621,5	1027	36,605	53,361
350	165,37	0,001741	0,008805	113,6	1671,4	2564,4	893	31,786	52,117
360	186,74	0,001894	0,006943	144,1	1761,4	2481,1	719,7	39,163	5,053
370	210,53	0,00222	0,00493	202,4	1892,4	2330,8	438,4	41,135	47,951
374	220,87	0,0028	0,00347	288	2031,9	2147	114,7	43,158	45,029

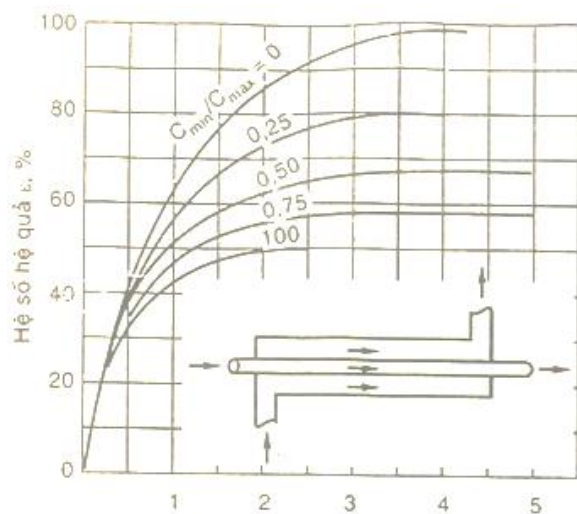
Bảng 7. Thông số vật lý của khí
 ($P = 760\text{mmHg}$; $P_{\text{CO}_2} = 13\%$; $P_{\text{H}_2\text{O}} = 11\%$; $P_N = 76\%$)

t (°C)	ρ (kg/m ³)	C_p (kJ/kg.K)	$\lambda \cdot 10$ (W/m.K)	$a \cdot 10^6$ (m ² /s)	$\mu \cdot 10^6$ (Pa.s)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
0	1,295	1,042	2,28	16,9	15,8	12,2	0,72
100	0,950	1,068	3,13	30,8	20,4	21,54	0,69
200	0,748	1,097	4,01	48,9	24,5	32,80	0,67
300	0,617	1,122	4,84	69,9	28,6	45,81	0,65
400	0,525	1,151	5,70	94,3	31,7	60,38	0,64
500	0,457	1,185	6,56	121,1	34,8	76,30	0,63
600	0,405	1,214	7,42	150,9	37,9	93,61	0,62
700	0,363	1,239	8,27	183,8	40,7	112,1	0,61
800	0,330	1,264	9,15	219,7	43,4	131,8	0,60
900	0,301	1,290	10,0	258,0	45,9	152,5	0,59
1000	0,275	1,306	10,90	303,4	48,4	174,3	0,58
1100	0,257	1,323	11,75	345,5	50,7	197,1	0,57
1200	0,240	1,340	12,62	392,4	53,0	221,0	0,56

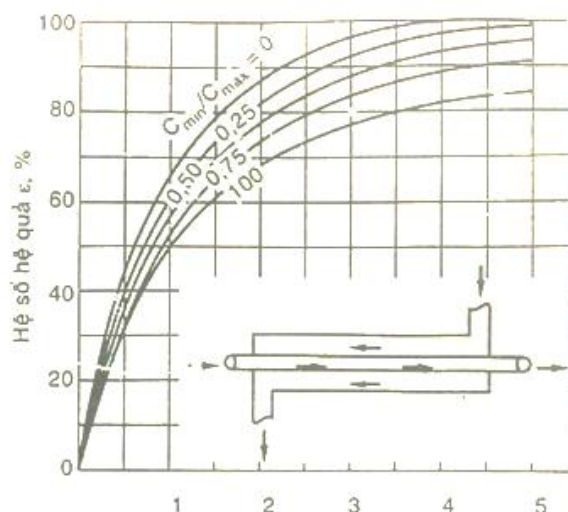
Bảng 8. Thông số vật lý của dầu máy biến áp

t (°C)	ρ (kg/m ³)	C_p (kJ/kg.K)	λ (W/m.K)	$\mu \cdot 10^{-4}$ (Pa.s)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$a \cdot 10^8$ (m ² /s)	$\beta \cdot 10^{-4}$ (1/K)	Pr
0,0	892,5	1,549	0,1123	629,8	70,5	8,14	6,80	866
10	886,4	1,620	0,1115	335,5	37,9	7,83	6,85	484
20	880,3	1,666	0,1106	198,2	22,5	7,56	6,90	298
30	874,2	1,729	0,1098	128,2	14,7	7,28	6,95	202
40	868,2	1,788	0,1090	89,4	10,3	7,03	7,00	145
50	862,1	1,846	0,1082	65,3	7,58	6,8	7,05	111
60	856,0	1,905	0,1072	49,5	5,78	6,58	7,10	87,8
70	850,0	1,964	0,1064	38,6	4,54	6,36	7,15	71,3
80	843,9	2,026	0,1056	30,8	3,66	6,17	7,20	59,3
90	837,8	2,085	0,1047	25,4	3,03	6,00	7,25	50,5
100	831,8	2,144	0,1038	21,3	2,56	5,83	7,30	43,9
110	825,7	2,202	0,1030	18,1	2,20	5,67	7,35	38,8
120	819,6	2,261	0,1022	15,7	1,92	5,50	7,40	34,9

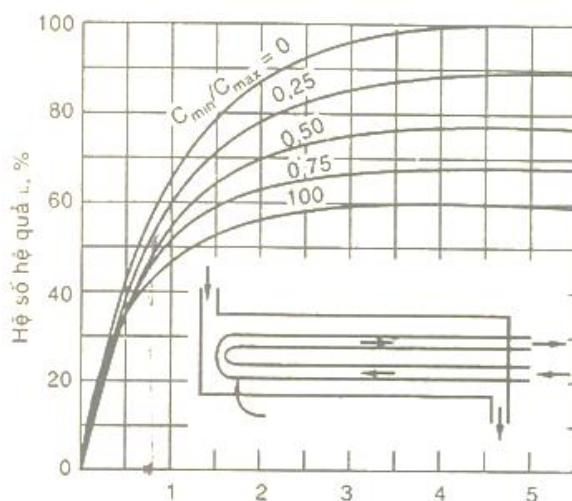
Đồ thị 9. Hiệu suất các dạng thiết bị trao đổi nhiệt



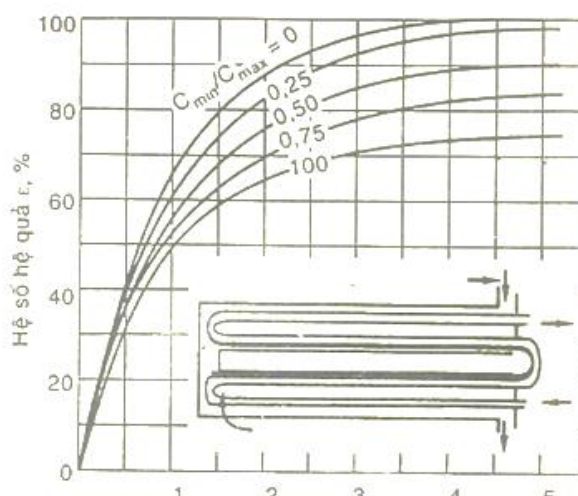
a) Lưu động song song cùng chiều



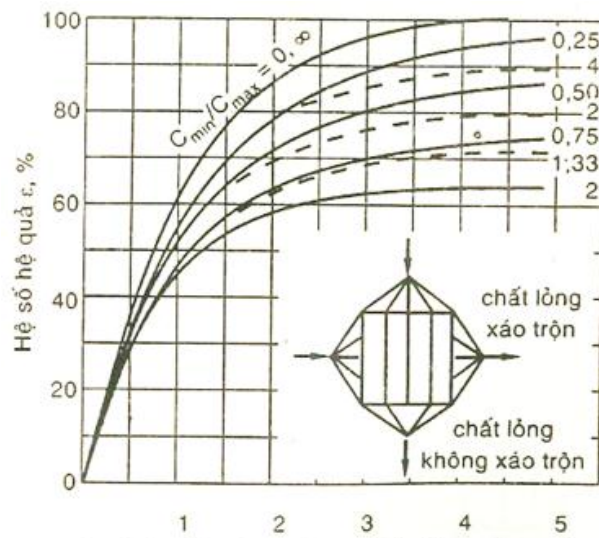
b) Lưu động song song ngược chiều



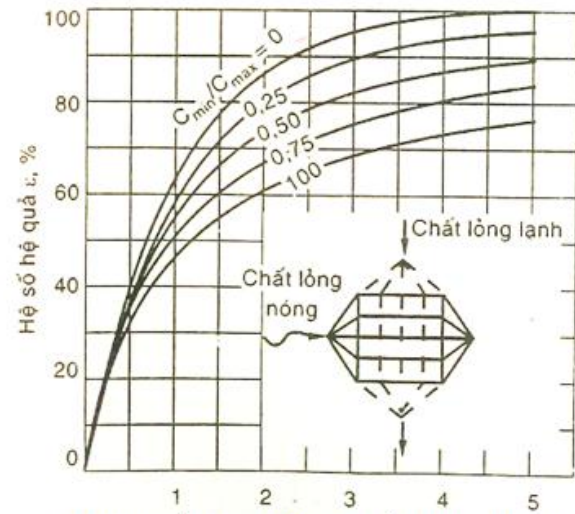
c) 1 vỏ bọc chùm ống 2, 4, 6, ...pass



d) 2 vỏ bọc chùm ống 4, 8, 12, ...pass

Đồ thị 9 (tiếp theo). Hiệu suất các dạng thiết bị trao đổi nhiệt

e) chảy cắt nhau với 2 chất lỏng xáo trộn



f) chảy cắt nhau với 1 chất lỏng xáo trộn và một chất lỏng không xáo trộn

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. *Truyền nhiệt – GS.TS. Đặng Phú Quốc – NXB Giáo dục – 1999*
2. *Truyền nhiệt và tính toán thiết bị trao đổi nhiệt – Hoàng Đình Tín – NXB Khoa học công nghệ - 2001*
3. *Giáo trình Cơ sở truyền nhiệt – PGS.TS. Trịnh Văn Quang – Tp Hồ Chí Minh – 2016*
4. *Bài tập nhiệt động lực học và truyền nhiệt – Hoàng Đình Tín, Bùi Hải – NXB ĐHQG Tp HCM*