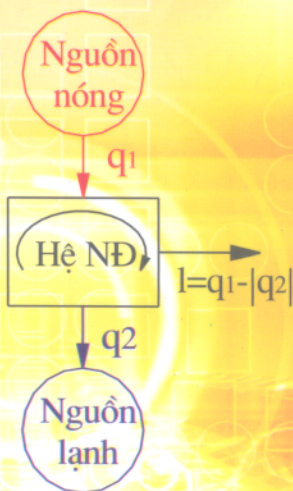


PGS.TS. VÕ CHÍ CHÍNH - TS. HOÀNG DƯƠNG HÙNG
KS. LÊ QUỐC - KS. LÊ HOÀI ANH

Kỹ thuật nhiệt

DÙNG CHO SINH VIÊN CAO ĐẲNG CHUYÊN NGÀNH NHIỆT LẠNH
VÀ SINH VIÊN ĐẠI HỌC CÁC NGÀNH KỸ THUẬT

$$\oint \frac{dq}{T} = 0$$



NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

**PGS. TS. VÕ CHÍ CHÍNH, TS. HOÀNG DƯƠNG HÙNG
KS. LÊ QUỐC, KS. LÊ HOÀI ANH**

KỸ THUẬT NHIỆT

**(Dùng cho sinh viên cao đẳng chuyên ngành Nhiệt lạnh
và sinh viên đại học các ngành kỹ thuật)**



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

LỜI NÓI ĐẦU

Nhiệt năng là dạng năng lượng được sử dụng phổ biến nhất trong công nghiệp và đời sống. Việc nghiên cứu các qui luật biến đổi của nhiệt năng và qui luật truyền nhiệt có ý nghĩa rất lớn nhằm giúp cho các kỹ sư và cử nhân chuyên ngành nhiệt lạnh thiết kế, vận hành và sử dụng một cách có hiệu quả các hệ thống trang thiết bị nhiệt năng.

Cuốn sách này được các tác giả biên soạn theo chương trình môn học đã được duyệt nhằm cung cấp cho học sinh, sinh viên ngành kỹ thuật, sinh viên chuyên ngành nhiệt lạnh các trường đại học và cao đẳng kỹ thuật, các kỹ sư và công nhân kỹ thuật những kiến thức cơ bản về kỹ thuật nhiệt.

Nội dung sách đã được chất lọc một cách hợp lý. Giáo trình gồm có 13 chương, được chia ra làm hai phần: Nhiệt động và truyền nhiệt.

- Phần một: Nhiệt động do PGS.TS. Võ Chí Chính và KS. Lê Quốc biên soạn.

- Phần hai: Truyền nhiệt do TS. Hoàng Dương Hùng và KS. Lê Hoài Anh biên soạn.

Chủ biên: PGS.TS Võ Chí Chính và TS. Hoàng Dương Hùng.

Sách được biên soạn lần đầu nên không tránh khỏi những khiếm khuyết, các tác giả mong nhận được thư góp ý của các đồng nghiệp và bạn đọc gần xa.

Các góp ý xin gửi về:

- Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật - 70 Trần Hưng Đạo Hà Nội
- PGS.TS. Võ Chí Chính, TS. Hoàng Dương Hùng - Trường Đại học Bách khoa Đà Nẵng.
- KS. Lê Quốc, KS. Lê Hoài Anh - Trường Cao đẳng Công nghiệp Huế.

Trong quá trình biên soạn, chúng tôi có tham khảo nhiều tài liệu của các tác giả trong và ngoài nước, nhân đây cho chúng tôi xin gửi lời cảm ơn.

CÁC TÁC GIẢ

PHẦN 1

NHIỆT ĐỘNG

Chương 1

CÁC KHÁI NIỆM VỀ NHIỆT ĐỘNG

1.1. CÁC KHÁI NIỆM CƠ BẢN

1.1.1. Đối tượng và phương pháp nghiên cứu của nhiệt động

- *Đối tượng nghiên cứu*

Nhiệt động là ngành khoa học nghiên cứu những qui luật khách quan có liên quan đến nhiệt năng và những giải pháp ứng dụng có hiệu quả các qui luật đó vào kỹ thuật.

Cụ thể nhiệt động nghiên cứu các qui luật biến đổi nhiệt thành công; các quá trình và chu trình nhiệt động các hệ thống thiết bị nhiệt.

- *Phương pháp nghiên cứu*

Khi nghiên cứu các quá trình nhiệt động của các động cơ và thiết bị nhiệt người ta thường dựa trên các phương pháp nghiên cứu cơ bản sau:

1. *Đứng trên quan điểm vĩ mô để nghiên cứu, đánh giá và xem xét các sự vật, hiện tượng, trong một số trường hợp đứng trên quan điểm vi mô để giải thích một cách sâu sắc hơn.*

Quan điểm vĩ mô là chỉ dựa trên những quan sát đo đạc bên ngoài. Quan điểm vi mô là đi sâu vào cấu tạo vật chất dựa trên thuyết động học phân tử để giải thích.

2. *Thường lý tưởng hoá các điều kiện thực tế với một số giả thiết nhất định để nghiên cứu.*

Các bài toán thực tế thường rất phức tạp và phụ thuộc rất nhiều yếu tố, do đó việc giải các bài toán theo các điều kiện đó trong nhiều trường hợp không thể thực hiện được. Vì vậy để đơn giản bài toán người ta phải loại bỏ một số yếu tố nhất định, lý tưởng hoá điều kiện thực tế. Kết quả bài toán có thể sẽ có sai số nhất định nhưng trong kỹ thuật nó nằm trong giới hạn cho phép có thể chấp nhận được.

3. *Kết hợp nghiên cứu lý thuyết (giải tích) và thực nghiệm để tìm ra công thức thể hiện các qui luật của các hiện tượng và quá trình nhiệt động.*

Phương pháp giải tích là ứng dụng các định luật vật lý với các biến đổi toán học để tìm ra các công thức thể hiện qui luật của các hiện tượng và quá trình nhiệt động.

Phương pháp thực nghiệm là tiến hành nhiều thí nghiệm để xác định các thông số thực nghiệm từ đó tìm ra qui luật thay đổi hoặc các công thức thực nghiệm. Phương pháp thực nghiệm giúp ta giải quyết các bài toán khó không thể giải bằng giải tích.

1.1.2. Hệ nhiệt động và môi trường xung quanh

- **Định nghĩa**

Hệ nhiệt động là vật hay hệ vật được tách ra để nghiên cứu tính chất nhiệt động của chúng.

Tất cả các vật còn lại ngoài hệ nhiệt động gọi là môi trường xung quanh. Ranh giới giữa hệ nhiệt động và môi trường có thể là vật thật, ranh giới thật nhưng cũng có thể là bề mặt tưởng tượng. Có rất nhiều loại hệ nhiệt động, tùy theo tiêu chuẩn phân loại khác nhau.

- **Phân loại hệ nhiệt động**

- *Hệ kín và hở:*

Hệ kín là hệ chỉ trao đổi năng lượng nhưng không có trao đổi chất với môi trường xung quanh.

Ví dụ chất khí trong một bình kín là một hệ kín vì chất khí không thể thoát ra khỏi vỏ bình và khối lượng khí trong bình không đổi.

Hệ thống hở, ngược lại, không trao đổi chất với môi trường xung quanh. Tuy nhiên, trong thực tế khi nói đến hệ hở chủ yếu người ta nói đến hệ mà môi chất có thể thoát ra khỏi ranh giới giữa hệ và môi trường, khối lượng của môi chất thay đổi hoặc cân bằng động.

Đối với một dòng môi chất tùy theo cách chọn bề mặt ranh giới mà có thể coi là kín hay hở, trong một số trường hợp có thể chuyển hệ hở thành hệ kín với một số giả thiết nhất định mà không làm ảnh hưởng nhiều tới kết quả nghiên cứu.

- *Hệ cô lập và đoạn nhiệt:*

Hệ cô lập là hệ không có trao đổi chất và năng lượng với môi trường xung quanh.

Hệ đoạn nhiệt là hệ không có trao đổi nhiệt với môi trường xung quanh. Như vậy hệ đoạn nhiệt có thể trao đổi công với môi trường bên ngoài. Trên thực tế không có hệ đoạn nhiệt và hệ cô lập hoàn toàn mà chỉ gần đúng.

- *Hệ đồng nhất và không đồng nhất:*

Hệ đồng nhất là hệ trong đó môi chất chỉ có một pha, đồng nhất về các tính chất vật lý và hóa học trong toàn bộ thể tích.

Hệ không đồng nhất gồm nhiều pha giữa các pha tồn tại ranh giới rõ rệt, các tính chất vật lý và hóa học có khác nhau giữa các pha.

1.1.3. Chất môi giới, trạng thái và thông số trạng thái

- ***Chất môi giới***

Để biến đổi nhiệt thành công, trong các động cơ và thiết bị nhiệt người ta sử dụng các môi chất trung gian gọi là chất môi giới, môi chất hay chất công tác.

Trên thực tế môi chất thường ở thể lỏng, thể hơi hoặc khí vì chúng dễ dàng nén và giãn nở, rất thuận lợi cho việc trao đổi công. Tiêu chí để chọn chất môi giới là rẻ tiền, dễ kiếm, không độc hại, không ăn mòn hoá học các vật liệu chế tạo máy, có các thông số nhiệt động tốt như dẫn nhiệt tốt, nhiệt dung riêng lớn, độ nhớt nhỏ, hệ số giãn nở nhiệt lớn vv...

Ví dụ: Các môi chất thường hay sử dụng là nước, không khí, sản phẩm cháy, môi chất lạnh (NH_3 , frêon).

- ***Trạng thái và thông số trạng thái***

Trạng thái là một tập hợp các thông số xác định các tính chất nhiệt vật lý của môi chất hay hệ tại một thời điểm nào đó. Nói chung một trạng thái chỉ tồn tại ở một thời điểm nhất định.

Thông số trạng thái là các thông số xác định các tính chất nhiệt vật lý của hệ hoặc môi chất tại một trạng thái nhất định. Thông số trạng thái là hàm đơn trị, có vi phân toàn phần, biến thiên các thông số trạng thái trong một quá trình nào đó chỉ phụ thuộc trạng thái đầu và cuối của chất môi giới mà không phụ thuộc vào diễn biến quá trình đó.

Các thông số như áp suất p , nhiệt độ T , thể tích riêng v (hoặc khối lượng riêng ρ) gọi là các thông số trạng thái cơ bản vì chúng có thể đo trực tiếp được.

Ngoài ra còn có các thông số trạng thái khác như: Nội năng u , entanpi i , entrôpi s , exergie e , anergie a không đo trực tiếp được mà phải xác định thông qua các thông số trạng thái cơ bản nên được gọi là các hàm trạng thái.

Thông số trạng thái có các đặc điểm sau:

- Luôn luôn tồn tại và là hàm đơn trị của các trạng thái.
- Có vi phân toàn phần.

- Biến thiên của thông số trạng thái trong một quá trình nào đó chỉ phụ thuộc vào trạng thái đầu và trạng thái cuối mà không phụ thuộc vào các trạng thái trung gian, nghĩa là không phụ thuộc diễn biến của quá trình. Đối với chu trình (quá trình khép kín) biến thiên của các thông số trạng thái bằng không.

Giả sử X là một thông số trạng thái của môi chất, ta luôn có:

$$\Delta X = X_2 - X_1 \quad (1-1)$$

Dưới đây chúng ta hãy nghiên cứu khái niệm, đơn vị đo và cách xác định các thông số trạng thái cơ bản và các hàm trạng thái của chất môi giới.

1.1.3.1. Thể tích riêng và khối lượng riêng

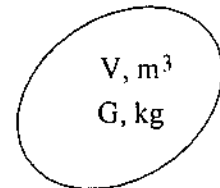
Thể tích riêng là thể tích của một đơn vị khối lượng.

Ký hiệu là v . Đơn vị m^3/kg hoặc l/kg .

Xét một vật có khối lượng là G (kg), thể tích là V (m^3).

Thể tích riêng của nó sẽ là:

$$v = \frac{V}{G}, \text{m}^3/\text{kg} \quad (1-2)$$



Hình 1-1

Đại lượng nghịch đảo của thể tích riêng v gọi là khối lượng riêng, ký hiệu là ρ và được xác định theo công thức:

$$\rho = \frac{G}{V} = \frac{1}{v}, \text{kg}/\text{m}^3 \quad (1-3)$$

Thể tích riêng và khối lượng riêng là hai thông số trạng thái phụ thuộc. Cần lưu ý là thể tích riêng và khối lượng riêng là thông số trạng thái, nhưng thể tích V và khối lượng G không phải là thông số trạng thái.

1.1.3.2. Nhiệt độ tuyệt đối

Nhiệt độ là đại lượng đặc trưng cho mức độ nóng lạnh của vật. Theo thuyết động học phân tử nhiệt độ tuyệt đối T là đại lượng đặc trưng cho mức độ chuyển động tịnh tiến trung bình của các phân tử và nguyên tử trong nội bộ vật chất và được xác định theo công thức:

$$T = \frac{m \cdot \bar{\omega}^2}{3 \cdot k} \quad (1-4)$$

trong đó: T - Nhiệt độ tuyệt đối của vật, $^{\circ}\text{K}$;

m - khối lượng phân tử, kg ;

$\bar{\omega}$ - vận tốc chuyển động tịnh tiến trung bình của các phân tử, m/s ;

k - hằng số Boltzman, $k = 1,3805 \cdot 10^{-23}$, J/độ .

- **Thang đo nhiệt độ**

Trong hệ đơn vị đo SI thường sử dụng hai thang đo:

Thang nhiệt độ Bách phân: Nhiệt độ bách phân còn gọi là nhiệt độ Censius, ký hiệu là t , đơn vị đo là độ C ($^{\circ}\text{C}$). Để xây dựng thang đo nhiệt độ này người ta qui ước nhiệt độ băng tan là 0°C và nhiệt độ nước sôi là 100°C ở điều kiện áp suất khí quyển là 760 mmHg . Dựa vào sự giãn nở của môi chất trong khoảng thay đổi nhiệt độ đó người ta chia ra 100 khoảng bằng nhau, mỗi khoảng là 1°C .

Nhược điểm của thang nhiệt độ bách phân là phụ thuộc vào bản chất của chất làm nhiệt biểu.

Thang nhiệt độ tuyệt đối hay nhiệt độ Kenvin, Ký hiệu T , đơn vị $^{\circ}\text{K}$

Đặc điểm của thang nhiệt độ tuyệt đối là không phụ thuộc vào bản chất của vật chất.

Từ công thức (1-4) ta có $T = 0$ khi $\omega = 0$, đó là trạng thái mà các phân tử trong nội bộ vật chất đứng yên, không chuyển động. Đây là điều không thể có được. Vì vậy 0°K gọi là không độ lý tưởng, nhiệt độ mọi vật luôn luôn lớn hơn 0°K .

Mối quan hệ giữa nhiệt độ tuyệt đối và nhiệt độ bách phân như sau:

$$T = t + 273,15 \quad (1-5)$$

Như vậy nhiệt độ vật chất luôn luôn lớn hơn $-273,15^{\circ}\text{C}$.

Ở các nước Anh, Mỹ người ta còn sử dụng các thang đo nhiệt độ Farenhet ($^{\circ}\text{F}$) và thang nhiệt độ Rankine ($^{\circ}\text{R}$). Mối quan hệ giữa các nhiệt độ như sau:

$$t^{\circ}\text{C} = T^{\circ}\text{K} - 273,15 = \frac{5}{9}(t^{\circ}\text{F} - 32) = \frac{5}{9}.T^{\circ}\text{R} - 273,15 \quad (1-6)$$

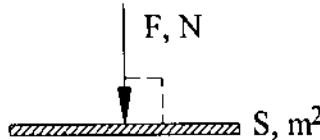
1.1.3.3. Áp suất

Định nghĩa: Áp suất có giá trị bằng lực tác động vuông góc lên một đơn vị diện tích bề mặt tiếp xúc. Ký hiệu là p , đơn vị N/m^2 (còn gọi là Pascal, ký hiệu Pa).

Công thức tính:
$$p = \frac{F}{S} \quad (1-7)$$

F là lực tác động vuông góc lên bề mặt, N;

S là diện tích bề mặt chịu tác động, m^2 .



Hình 1.2.

Trên quan điểm vi mô áp suất tuyệt đối là kết quả tổng hợp sự va đập của các phân tử môi chất lên bề mặt tiếp xúc.

Theo thuyết động học phân tử, áp suất của chất khí tỉ lệ với động năng chuyển động tịnh tiến trung bình của các phân tử và số các phân tử chất khí trong một đơn vị thể tích:

$$p = \alpha.n.\frac{m.\bar{\omega}^2}{3} \quad (1-8)$$

trong đó:

n - số phân tử chất khí trong một đơn vị thể tích;

α - hệ số tỉ lệ phụ thuộc vào kích thước các phân tử và lực tương tác giữa chúng;

m - khối lượng phân tử ;

$\bar{\omega}$ - vận tốc chuyển động tịnh tiến trung bình của các phân tử.

Đơn vị đo áp suất: Người ta sử dụng nhiều đơn vị đo áp suất khác nhau.

$$1 \text{ bar} = 10^5 \text{ N}/\text{m}^2 = 750 \text{ mmHg}.$$

$$1 \text{ at} = 9.81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2 = 10 \text{ mH}_2\text{O} = 735,5 \text{ mmHg} = 1 \text{ kG/cm}^2.$$

Ngoài ra ở các nước Anh, Mỹ người ta còn sử dụng các đơn vị như: Psig, lb_f/ft^2 , Tor (Toricenli)

- Các loại áp suất và dụng cụ đo:

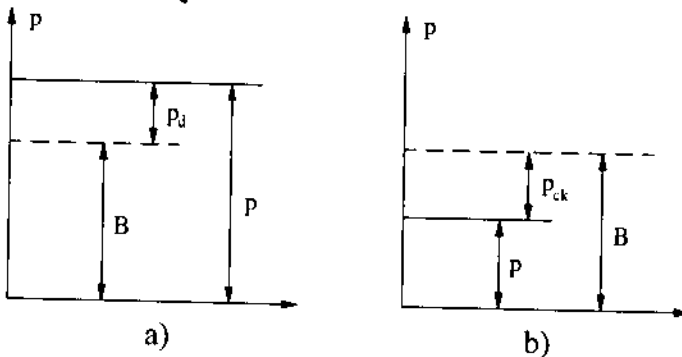
- Áp suất tuyệt đối là áp suất của môi chất so với chân không tuyệt đối, nó là thông số trạng thái, có thể đo trực tiếp nhưng thường được đo gián tiếp qua áp suất khí trời và phần dư của áp suất tuyệt đối so với áp suất khí trời. Áp suất khí trời B được đo bằng Barômet.

- Khi áp suất tuyệt đối của môi chất lớn hơn áp suất khí quyển thì hiệu giữa áp suất tuyệt đối và áp suất khí trời là áp suất dư p_d (hình 1.3a). Áp suất dư được đo bằng manômét.

$$p_d = p - B \quad (1-9)$$

- Khi áp suất tuyệt đối của môi chất nhỏ hơn áp suất khí trời thì hiệu áp suất khí trời B với áp suất tuyệt đối p là độ chân không p_{ck} (hình 1.3b). Độ chân không được đo bằng chân không kế (Vacuummet).

$$P_{ck} = B - p \quad (1-10)$$



Hình 1.3. Quan hệ giữa các loại áp suất.

1.1.3.4. Nội năng

Nội năng là tổng năng lượng bên trong nội bộ vật chất, bao gồm: hoá năng, năng lượng nguyên tử và nội nhiệt năng. Trên thực tế nghiên cứu các chất khí do không có phản ứng hoá học và phản ứng hạt nhân nên chỉ có nội nhiệt năng là thay đổi. Vì vậy khi nói nội năng ta chỉ tính đến phần nội nhiệt năng của môi chất.

Nội năng (nội nhiệt năng) của các chất khí bao gồm năng lượng chuyển động của các phân tử và thế năng tương tác giữa chúng.

Các phân tử của các chất tham gia nhiều chuyển động khác nhau: chuyển động tịnh tiến, chuyển động quay và dao động. Mỗi dạng chuyển động tạo ra một động năng nhất định.

Tổng các động năng chuyển động của các phân tử gọi là *nội động năng*. Nội động năng của một chất là một đại lượng phụ thuộc vào bản chất và nhiệt độ của nó, nhiệt độ càng cao thì động năng chuyển động càng lớn, ta có quan hệ:

$$u_d = f_1(T) \quad (1-11)$$

Mặt khác giữa các phân tử trong nội bộ vật chất có sự tác động tương hỗ lẫn nhau nên chúng có một thế năng nhất định. Tổng năng lượng tương tác giữa các phân tử gọi là *nội thế năng*. Nội thế năng phụ thuộc vào bản chất môi chất và khoảng cách giữa các phân tử và do đó nó phụ thuộc vào thể tích riêng v (hoặc áp suất p). Ta có phương trình:

$$u_i = f_2(v), u = f_3(p) \quad (1-12)$$

Nội năng của môi chất: Tổng nội động năng và nội thế năng gọi là nội năng của môi chất.

$$u = u_d + u_i \quad (1-13)$$

Ở mỗi trạng thái, nhiệt độ T và thể tích riêng v có một giá trị xác định, nên nội năng u cũng có giá trị xác định. Vì vậy u là một hàm trạng thái và được xác định bằng hai thông số độc lập.

$$u = \varphi_1(v, p); u = \varphi_2(p, T); u = \varphi_3(v, T) \quad (1-14)$$

Vì nội năng là hàm trạng thái nên độ biến thiên của nó chỉ phụ thuộc vào trạng thái đầu và trạng thái cuối chứ không phụ thuộc vào quá trình.

Đối với khí lý tưởng do không có lực tương tác giữa các phân tử nên nội thế năng bằng 0 và nội năng chỉ là nội động năng và là hàm số của nhiệt độ. Độ biến thiên nội năng của khí lý tưởng tỉ lệ với độ biến thiên nhiệt độ:

$$du = C_v \cdot dT, \text{ J/kg} \quad (1-15)$$

$$dU = G \cdot C_v \cdot dT, \text{ J} \quad (1-16)$$

Đây là phương trình cơ bản để tính nội năng của khí lý tưởng.

Biến thiên nội năng của khí lý tưởng

$$\Delta u = \int_1^2 du = \int_{T_1}^{T_2} C_v \cdot dT = C_v \cdot (T_2 - T_1), \text{ J/kg} \quad (1-17)$$

$$\Delta U = G \cdot \Delta u = G \cdot C_v \cdot (T_2 - T_1), \text{ J} \quad (1-18)$$

Đơn vị nội năng u: Nội năng u có đơn vị của năng lượng là J/kg.

Trong các quá trình nhiệt động người ta chỉ quan tâm đến biến thiên nội năng mà không cần biết chính xác giá trị nội năng ở từng trạng thái. Vì vậy người ta chọn điểm gốc tại đó nội năng bằng 0 là ở $t = 0,01^\circ\text{C}$ và $p = 0,0062$ at (điểm ba thể của nước).

1.1.3.5. Entanpi

Trong tính toán nhiệt ta thường gặp biểu thức $i = u + pv$ gọi là entanpi của chất môi giới. Vì u, p, v là các thông số trạng thái nên i cũng là thông số trạng thái.

Đối với 1 kg môi chất:

$$i = u + p \cdot v, \text{ J/kg} \quad (1-19)$$

Đối G kg môi chất

$$I = U + p \cdot V, \text{ J} \quad (1-20)$$

Dưới dạng vi phân ta có:

$$di = du + d(pv) = du + p \cdot dv + v \cdot dp \quad (1-21)$$

Đối với khí lý tưởng ta có:

$$di = C_v \cdot dT + R \cdot dT = (C_v + R) \cdot dT \quad (1-22)$$

Vì $C_v + R = C_p$ nên:

$$di = C_p \cdot dT \quad (1-23)$$

hay:

$$\Delta i = C_p \cdot (T_2 - T_1) \quad (1-24)$$

Như vậy đối với khí lý tưởng entanpi chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ.

Đơn vị entanpi i là đơn vị của năng lượng tức là J/kg.

Tương tự như nội năng, trong các quá trình nhiệt động người ta chỉ cần biết biến thiên entanpi mà không cần phải biết giá trị cụ thể của entanpi của các trạng thái. Do đó qui ước giá trị entanpi ở điểm $T = 0^\circ\text{K}$ hoặc điểm ba của nước có giá trị bằng $i = 0$.

1.1.3.6. Entropi

Entropi là thông số trạng thái mà vi phân toàn phần xác định theo công thức sau:

$$ds = \frac{dq}{T}, J/kg.K \quad (1-25)$$

Đối với G kg môi chất:

$$dS = \frac{G.dq}{T} = \frac{dQ}{T}, J/K \quad (1-26)$$

Biến thiên entropi được xác định như sau:

$$\Delta s = s_2 - s_1 = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dq}{T} \quad (1-27)$$

và

$$\Delta S = G.\Delta s = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dQ}{T} \quad (1-28)$$

Giống như nội năng u và entanpi i, người ta lấy điểm gốc ở đó entropi có giá trị $s = 0$ ở điểm bất kỳ.

1.1.3.7. Exergie và anergie

Năng lượng có nhiều dạng và "chất lượng" của chúng khác nhau. Trong nhiệt động yếu tố gọi là "chất lượng" của năng lượng chính là khả năng sinh công của nó. Người ta nhận thấy hầu hết các dạng năng lượng đều có khả năng biến đổi hoàn toàn thành công. Riêng nhiệt năng chỉ có thể biến đổi một phần thành công. Phần năng lượng có khả năng biến đổi thành công của nhiệt gọi là exergie của nó, phần còn lại gọi là anergie. Exergie là thông số trạng thái nó biểu thị năng lượng có ích tối đa có thể nhận được khi môi chất tiến đến trạng thái cân bằng với môi trường bên ngoài.

$$q = e + a, J/kg \quad (1-29)$$

trong đó:

e - exergie, J/kg;

a- anergie, J/kg.

Exergie của nhiệt q phụ thuộc vào nhiệt độ của nguồn nhiệt và nhiệt độ môi trường xung quanh, khi nhiệt độ của nguồn nhiệt càng lớn thì exergie của nó càng lớn.

$$e = \left(1 - \frac{T_o}{T_1}\right).q \quad (1-30)$$

Đối với 1 kg môi chất, exergie của nó được xác định theo công thức

$$e = (i - i_o) - T_o.(s - s_o) \quad (1-31)$$

ở đây: i_o , T_o , s_o - entanpi, Nhiệt độ tuyệt đối và entrôpi của môi chất ở trạng thái cân bằng với môi trường.

i , s - entanpi và entrôpi của môi chất ở trạng thái đang xét.

1.1.4. Quá trình nhiệt động và chu trình nhiệt động

1.1.4.1. Quá trình nhiệt động

Quá trình nhiệt động là quá trình biến đổi liên tục trạng thái của một hệ nhiệt động.

Điều kiện để xảy ra quá trình nhiệt động là có sự trao đổi nhiệt và công với môi trường xung quanh.

Người ta phân quá trình nhiệt động ra các quá trình như sau:

- *Quá trình cân bằng*: Quá trình cân bằng là quá trình mà môi chất biến đổi qua những trạng thái cân bằng. Trạng thái cân bằng là trạng thái trong đó các thông số có giá trị đồng đều trong toàn hệ và không đổi theo thời gian.

- Quá trình không cân bằng là quá trình ngược lại

- Quá trình thuận nghịch là quá trình cân bằng mà môi chất có thể quay trở lại trạng thái cũ qua các trạng thái trung gian mà nó đã trải qua.

- Nếu quá trình biến đổi trạng thái đó diễn ra liên tục và quay trở lại trạng thái cũ thì gọi là chu trình nhiệt động.

1.1.4.2. Chu trình nhiệt động

Một quá trình mà trạng thái đầu và trạng thái cuối trùng nhau thì gọi là chu trình, tức là một quá trình khép kín.

Ngoại trừ các động cơ nhiệt đốt nhiên liệu, các động cơ và máy nhiệt khác thường làm việc theo chu trình. Sở dĩ như vậy là vì để sinh công (hay nhiệt) một cách liên tục cần biến đổi trạng thái chất môi giới một cách liên tục. Nhưng để hạn chế lượng môi chất sử dụng người ta phải tiến hành biến đổi trạng thái chất môi giới trở lại trạng thái ban đầu để tiếp tục sinh công (hay sinh nhiệt), vì thế mà tạo nên chu trình.

Người ta phân biệt chu trình thuận chiều và ngược chiều. Chu trình thuận chiều là chu trình tiến hành theo kim đồng hồ còn chu trình ngược chiều thì tiến hành ngược lại chiều kim đồng hồ. Về mục đích các chu trình này có khác nhau, chu trình thuận chiều là chu trình sinh công còn chu trình ngược chiều là chu trình tiêu thụ công (sinh nhiệt).

Chu trình gồm các quá trình thuận nghịch gọi là chu trình thuận nghịch và ngược lại chu trình có ít nhất một quá trình không thuận nghịch là chu trình không thuận nghịch.

1.2. PHƯƠNG TRÌNH TRẠNG THÁI CỦA CHẤT KHÍ

Phương trình trạng thái là phương trình thể hiện mối quan hệ giữa các thông số trạng thái độc lập, thường là các thông số trạng thái cơ bản của môi chất ở trạng thái cân bằng.

- *Khí lý tưởng và khí thực*

- Khí lý tưởng là chất khí mà thể tích của các phân tử bằng không và giữa các phân tử không có lực tương tác qua lại.

- Khí thực là khí mà giữa các phân tử có lực tương tác và thể tích của nó khác không.

Trên thực tế không thể có khí lý tưởng mà chỉ toàn là khí thực. Tuy nhiên trong những điều kiện nhất định khi ở nhiệt độ cao, thể tích riêng lớn thì thể tích của phân tử chất khí rất bé so với thể tích khối khí và lực tương tác giữa các phân tử rất nhỏ có thể bỏ qua, lúc đó có thể coi là khí lý tưởng.

- *Phương trình trạng thái của chất khí*

Thực nghiệm và lý thuyết cho thấy rằng giữa ba thông số p , v , T của các chất khí có mối quan hệ hàm số:

$$\varphi(p, v, T) = 0 \quad (1-32)$$

Phương trình này gọi là phương trình trạng thái của chất khí. Nó cho phép tìm được thông số thứ ba khi biết hai thông số còn lại, nó là hàm số phụ thuộc vào bản chất của chất môi giới.

1.2.1. Phương trình trạng thái của khí lý tưởng

Theo thuyết động học phân tử, áp suất tuyệt đối của môi chất có thể xác định như sau:

$$p = \alpha \cdot n \cdot \frac{m \cdot \omega^2}{3} \quad (1-33)$$

α - hệ số tỉ lệ phụ thuộc vào kích thước bản thân phân tử và lực tương tác giữa các phân tử ;

n - số phân tử chất khí trong một đơn vị thể tích, kmol/m³ ;

m - khối lượng phân tử , kg/kmol;

ω - vận tốc chuyển động tịnh tiến trung bình của các phân tử, m/s ;

Đối với khí lý tưởng $\alpha = 1$, và mặt khác:

$$n = \frac{N}{V} = \frac{N_\mu}{V_\mu} \quad (1-34)$$

trong đó: N, N_μ - số lượng phân tử trong thể tích V và trong 1 kmol chất khí;

V, V_μ - thể tích của khối khí và của 1 kmol chất khí, m³.

Thay vào ta có:

$$p = \frac{N_\mu}{V_\mu} \cdot \frac{m \cdot \omega^2}{3 \cdot k} \cdot k = \frac{N_\mu}{V_\mu} \cdot k \cdot T \quad (1-35)$$

N_μ - số phân tử trong 1 kmol chất khí $N_\mu = 6,0228 \cdot 10^{26}$ phân tử.

k - hằng số Boltzman: $k = 1,3805 \cdot 10^{-23}$ J/K.

hay:

$$p \cdot V_\mu = N_\mu \cdot k \cdot T \quad (1-36)$$

ký hiệu $R_\mu = N_\mu \cdot k$ gọi là hằng số phổ biến của chất khí.

$$R_\mu = 6,0228 \cdot 10^{26} \times 1,3805 \cdot 10^{-23} = 8314 \text{ J/kmol}$$

Suy ra:

$$p \cdot \frac{V_\mu}{\mu} = R_\mu \cdot T \quad (1-37)$$

hay:

$$p \cdot v = R \cdot T \quad (1-38)$$

trong đó $v = \frac{V_\mu}{\mu}$ thể tích riêng của chất khí, m³/kg;

$$R = \frac{R_\mu}{\mu} = \frac{8314}{\mu}, \text{ J/kg.K - hằng số chất khí.}$$

Như vậy:

- Đối 1 kg chất khí phương trình có dạng:

$$pv = R.T \quad (1-39)$$

- Đối với một khối lượng G bất kỳ của chất khí, phương trình có dạng:

$$pV = GRT \quad (1-40)$$

- Đối với 1 kilômol chất khí thì $G = \mu$, $V = V_\mu$:

$$p.V_\mu = \mu.R.T \quad (1-41)$$

1.2.2. Phương trình trạng thái của khí thực

Khí thực không thể bỏ qua được lực tương tác giữa các phân tử và thể tích của chúng, do đó không thể áp dụng được phương trình của khí lý tưởng. Hàm số φ đối với khí thực rất phức tạp và đến nay vẫn chưa có phương trình lý thuyết nào thỏa mãn.

Để đặc trưng cho sự sai khác của khí thực và khí lý tưởng người ta dùng hệ số nén Z:

$$Z = \frac{p.v}{R.T} \quad (1-42)$$

Như vậy đối với khí lý tưởng $Z = 1$ và khí thực thì $Z \neq 1$.

Vì vậy đối với khí thực, dựa trên phương trình trạng thái của khí lý tưởng người ta đưa ra các hệ số hiệu chỉnh, tính đến các yếu tố ảnh hưởng ở trên.

Phương trình Van der Waals:

$$\left(p + \frac{a}{v^2}\right).(v - b) = R.T \quad (1-43)$$

trong đó: $\frac{a}{v^2}$ là hệ số hiệu chỉnh về áp suất khi có lực hút giữa các phân tử;

b là hệ số tính đến thể tích của các phân tử.

Các hệ số a và b được xác định qua trạng thái tới hạn của chất khí và tính theo công thức:

$$a = \frac{27}{64} \cdot \frac{R^2.T_k}{p_k}, b = \frac{1}{8} \cdot \frac{R.T_k}{p_k} \quad (1-44)$$

T_k và p_k là nhiệt độ và áp suất của môi chất ở trạng thái tới hạn.

Khi chú ý tới hiện tượng kết hợp mạnh mẽ giữa các phân tử khí thực dưới ảnh hưởng của lực tương tác của các phân tử, Vukalovich và Nôvikôv đã đưa ra phương trình có độ chính xác cao hơn, đặc biệt phù hợp với hơi nước:

$$\left(p + \frac{a}{v^2}\right) \cdot (v - b) = R \cdot T \cdot \left(1 - \frac{C}{T^{\frac{3+2m}{2}}}\right) \quad (1-45)$$

trong đó: c, m là các hằng số xác định bằng thực nghiệm.

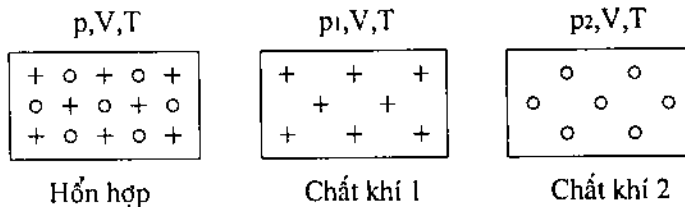
1.3. HỖN HỢP KHÍ LÝ TƯỞNG

1.3.1. Khái niệm

Hỗn hợp khí lý tưởng là một khí lý tưởng tương đương trong đó không xảy ra các phản ứng hoá học, mà chỉ là hỗn hợp cơ học của nhiều chất khí.

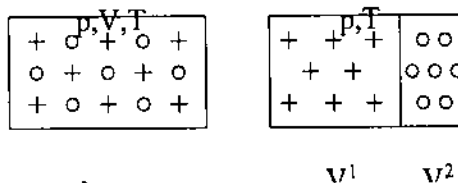
Áp suất riêng phần (phân áp suất): Áp suất riêng phần của một chất khí trong hỗn hợp là áp suất của chất khí đó khi tách nó ra nhưng giữ nguyên nhiệt độ và thể tích của hỗn hợp.

Trên hình 1.4 cho ta thấy khái niệm về áp suất riêng phần của các thành phần trong hỗn hợp. Hỗn hợp gồm hai chất khí đựng trong bình thể tích V, nhiệt độ T, khi tách hai chất khí ra và đựng trong hai bình có thể tích tương đương và nhiệt độ như nhau, thì áp suất trong mỗi bình là phân áp suất của mỗi chất khí trong hỗn hợp.



Hình 1.4. Khái niệm phân áp suất.

- Thể tích riêng phần (phân thể tích): Thể tích riêng phần của một chất khí trong hỗn hợp là thể tích của chất khí đó khi tách nó ra khỏi hỗn hợp nhưng giữ nguyên áp suất và nhiệt độ của hỗn hợp.



Hình 1.5. Khái niệm phân thể tích.

Định luật Dalton: Trong điều kiện không có phản ứng hoá học thì áp suất của hỗn hợp khí bằng tổng phân áp suất của các chất khí tạo nên hỗn hợp.

$$p = p_1 + p_2 + \dots + p_n = \sum_{i=1}^n p_i \quad (1-46)$$

trong đó:

p - áp suất của hỗn hợp, N/m²;

p_i - phân áp suất của các chất khí, N/m².

1.3.2. Các thành phần của hỗn hợp

1.3.2.1. Thành phần khối lượng

Thành phần khối lượng của chất khí trong một hỗn hợp là tỉ số giữa khối lượng chất khí đó với khối lượng hỗn hợp:

$$g_i = \frac{G_i}{\sum_{i=1}^n G_i} = \frac{G_i}{G} \quad (1-47)$$

trong đó:

g_i - thành phần khối lượng của chất khí thứ i ;

G_i - khối lượng của chất khí thứ i trong hỗn hợp, kg;

G - khối lượng của hỗn hợp, kg.

1.3.2.2. Thành phần thể tích

Thành phần thể tích của chất khí trong một hỗn hợp là tỉ số giữa thể tích riêng phần chất khí đó với thể tích của hỗn hợp:

$$r_i = \frac{V_i}{\sum_{i=1}^n V_i} = \frac{V_i}{V} \quad (1-48)$$

trong đó:

r_i - thành phần thể tích của chất khí thứ i ;

V_i - thể tích riêng phần của chất khí thứ i trong hỗn hợp, m³;

V - thể tích của hỗn hợp, m³.

1.3.2.3. Thành phần mol

Thành phần mol của chất khí trong một hỗn hợp là tỉ số giữa số kmol của chất khí đó với số kmol của hỗn hợp:

$$r_i = \frac{m_i}{\sum_{i=1}^n m_i} = \frac{m_i}{m} \quad (1-49)$$

trong đó:

- r_i - thành phần mol của chất khí thứ i ;
- m_i - số kmol của chất khí thứ i trong hỗn hợp;
- m - số kmol của hỗn hợp.

Theo định luật Avôgadrô: Trong cùng điều kiện nhiệt độ và áp suất thì thể tích của 1 kmol của tất cả các chất khí đều bằng nhau, nghĩa là:

$$\frac{V_i}{m_i} = \frac{V}{m} \text{ hay } \frac{V_i}{V} = \frac{m_i}{m} = r_i \quad (1-50)$$

Như vậy thành phần mol bằng thành phần thể tích.

1.3.2.4. Quan hệ giữa các thành phần

- Tính thành phần khối lượng theo thành phần thể tích

$$g_j = \frac{G_j}{G} = \frac{G_j}{\sum_{i=1}^n G_i} = \frac{m_i \cdot \mu_i}{\sum_{i=1}^n m_i \cdot \mu_i} = \frac{\frac{m_i}{m} \cdot \mu_i}{\sum_{i=1}^n \frac{m_i}{m} \cdot \mu_i} = \frac{r_i \cdot \mu_i}{\sum_{i=1}^n r_i \cdot \mu_i} \quad (1-51)$$

- Tính thành phần thể tích theo thành phần khối lượng:

$$r_i = \frac{m_i}{\sum_{i=1}^n m_i} = \frac{\frac{G_i}{\mu_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{G_i}{\mu_i}} = \frac{G_i \cdot \mu_j}{\sum_{i=1}^n G_i \cdot \mu_i} = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^n \frac{g_i}{\mu_i}} \quad (1-52)$$

1.3.3. Phương trình trạng thái của hỗn hợp

Vì hỗn hợp khí lý tưởng là một khí lý tưởng nên có thể áp dụng phương trình trạng thái của khí lý tưởng cho hỗn hợp khí lý tưởng. Vấn đề là phải xác định các thông số trạng thái của hỗn hợp.

$$p \cdot V = G \cdot R \cdot T \quad (1-53)$$

trong công thức trên các thông số đều là thông số của hỗn hợp.

1. Khối lượng của hỗn hợp

Khối lượng của hỗn hợp bằng tổng khối lượng của các thành phần

$$G = \sum_{i=1}^n G_i \quad (1-54)$$

2. Thể tích của hỗn hợp

Thể tích của hỗn hợp trong điều kiện không có phản ứng hoá học theo định luật Amagat-Leduc bằng tổng của các phân thể tích của các thành phần tạo nên hỗn hợp:

$$V = \sum_{i=1}^n V_i \quad (1-55)$$

3. Số kilômol của hỗn hợp trong điều kiện không có phản ứng hoá học bằng tổng các số kilômol của các thành phần:

$$m = \sum_{i=1}^n m_i \quad (1-56)$$

4. Nhiệt độ của hỗn hợp

Nhiệt độ của hỗn hợp bằng nhiệt độ của các thành phần:

$$T = T_i \quad (1-57)$$

5. Áp suất của hỗn hợp

Áp suất của hỗn hợp bằng tổng phân áp suất của các thành phần

$$p = \sum_{i=1}^n p_i \quad (1-58)$$

6. Khối lượng của một kmol hỗn hợp

Ta có $G = \sum_{i=1}^n G_i$ hay $m \cdot \mu = \mu \cdot \sum_{i=1}^n m_i$ hay:

$$\mu = \sum_{i=1}^n \mu_i \cdot r_i \quad (1-59)$$

hay:

$$\mu = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{g_i}{\mu_i}} \quad (1-60)$$

7. Hằng số chất khí của hỗn hợp

$$R = \frac{8314}{\mu} = \frac{8314}{\sum_{i=1}^n r_i \cdot \mu_i} = 8314 \cdot \sum_{i=1}^n \frac{g_i}{\mu_i} \quad (1-61)$$

8. Thể tích riêng và khối lượng riêng của hỗn hợp

- Thể tích riêng:

$$v = \frac{V}{G} = \frac{\sum_{i=1}^n V_i}{G} = \frac{\sum_{i=1}^n G_i \cdot v_i}{G} = \sum_{i=1}^n g_i \cdot v_i \quad (1-62)$$

- Khối lượng riêng:

$$\rho = \frac{G}{V} = \frac{\sum_{i=1}^n G_i}{V} = \frac{\sum_{i=1}^n \rho_i \cdot V_i}{V} = \sum_{i=1}^n \rho_i \cdot r_i = \frac{1}{v} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n g_i \cdot v_i} \quad (1-63)$$

BÀI TẬP CHƯƠNG 1

1.1. Một bình có thể tích 0,625 m³ chứa ôxi với p = 23 bar, nhiệt độ 280°C. Hãy xác định:

- Khối lượng ôxi trong bình, kg ;
- Thể tích riêng và khối lượng riêng của ôxi trong bình ở trạng thái đó và trạng thái tiêu chuẩn (p = 760 mmHg, t = 0°C).
- Thể tích ôxi chứa trong bình qui ra điều kiện tiêu chuẩn.

Đáp số: G = 10 kg; v = 0,0625 m³/kg; ρ = 16 kg/m³,
v₀ = 0,7m³/kg; ρ₀ = 1,43 kg/m³; V₀ = 7 m³.tc

1.2. Một bình kín chứa không khí có thể tích không đổi 2 m³ áp suất ban đầu p₁ = 30 bar, nhiệt độ t₁ = 27°C. Sau khi lấy một ít ra khỏi bình để sử dụng, áp suất trong bình còn 12 bar, nhiệt độ không đổi. Cho biết không khí có μ = 29 kg/kmol. Hãy xác định khối lượng không khí đã lấy ra, thể tích riêng không khí trong bình trước và sau khi lấy ra sử dụng.

Đáp số: G₁ = 70 kg; G₂ = 28 kg; ΔG = 42kg,
v₁ = 0,029 m³/kg; v₂ = 0,0714 m³/kg

1.3. Một bình kín chứa $0,5 \text{ m}^3$ không khí ở $p_1 = 2 \text{ bar}$, $t_1 = 20^\circ\text{C}$. Sau khi lấy một ít, trong bình có độ chân không $p_{\text{ck}} = 420 \text{ mmHg}$ mà nhiệt độ không đổi, biết áp suất khí quyển 768 mmHg . Xác định lượng không khí trong bình trước và sau khi lấy ra, lượng khí đã lấy.

Đáp số: $G_1 = 1,19 \text{ kg}$; $G_2 = 0,28 \text{ kg}$; $\Delta G = 0,91 \text{ kg}$

1.4. Một khinh khí cầu có thể tích 1000 m^3 chứa H_2 thả vào khí quyển. Tính lực nâng khinh khí cầu tại mặt đất nếu biết áp suất và nhiệt độ không khí và khí H_2 trong khinh khí cầu bằng nhau $p = 1 \text{ bar}$ và nhiệt độ $t = 27^\circ\text{C}$. Biết gia tốc trọng trường $g = 9,81 \text{ m/s}^2$, coi khối lượng vỏ khinh khí cầu không đáng kể.

Khi biết qui luật thay đổi khối lượng riêng không khí theo độ cao tính từ mặt đất h như sau:

$$\rho = \rho_0 - 0,0005 \cdot h \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

ρ_0 là khối lượng riêng của không khí tại mặt đất (tính theo các thông số đã cho), kg/m^3 ;

Tính chiều cao mà khinh khí cầu có thể đạt được.

Đáp số: $F = 10.607 \text{ N}$; $h = 2163 \text{ m}$

1.5. Trong xi lanh có chứa một chất khí lý tưởng áp suất dư $0,2 \text{ at}$ và ở một nhiệt độ T_1 nào đó. Sau khi di chuyển pittông, trong bình có độ chân không 600 mmHg . Xác định tỷ số thể tích không khí trong bình khi nhiệt độ tuyệt đối cuối quá trình giãn nở T_2 không đổi hoặc giảm xuống còn một nửa so với nhiệt độ ban đầu T_1 . Biết áp suất khí quyển là 780 mmHg .

Đáp số: a) $V_2/V_1 = 5,0$; b) $V_2/V_1 = 2,5$

1.6. Trong xi lanh kín ở giữa có pittông chuyển động không ma sát một bên chứa 01 kg H_2 bên kia chứa 01 kg CO_2 . Khi cả hai bên cân bằng áp suất và nhiệt độ thì tỷ lệ thể tích của hai chất khí là bao nhiêu ?

Đáp số: $V_{\text{H}_2} / V_{\text{CO}_2} = 22$

1.7. Một kg không khí khô có thành phần khối lượng $g_{\text{N}_2} = 76,8\%$ và $g_{\text{O}_2} = 23,2\%$

- Xác định thành phần thể tích r_{O_2} và r_{N_2} , hằng số chất khí R, phân tử lượng μ của hỗn hợp.

- Tính phân áp suất của các chất khí biết áp suất hỗn hợp $p = 760 \text{ mmHg}$

- Tính phân thể tích nếu biết nhiệt độ hỗn hợp là 27°C

Đáp số: $r_{O_2} = 21\%$; $r_{N_2} = 79\%$; $R = 287 \text{ J/kg.K}$; $\mu = 29 \text{ kg/kmol}$

$p_{O_2} = 160 \text{ mmHg}$ và $p_{N_2} = 600 \text{ mmHg}$.

$V_{O_2} = 0,179 \text{ m}^3$; $V_{N_2} = 0,671 \text{ m}^3$

1.8. Thành phần thể tích của sản phẩm cháy $r_{CO_2} = 12,3$, $r_{O_2} = 7,2\%$; $r_{N_2} = 80,5\%$. Xác định khối lượng một kmol, hằng số chất khí, thể tích riêng và khối lượng riêng của hỗn hợp ở áp suất 1 bar và nhiệt độ 800°C .

Đáp số: $\mu = 30,3 \text{ kg/kmol}$; $R = 274 \text{ J/kg.K}$

$v = 2,94 \text{ m}^3/\text{kg}$; $\rho = 0,34 \text{ kg/m}^3$.

1.9. Một bình chứa hỗn hợp khí có thể tích $V = 1,23 \text{ m}^3$, $p_1 = 5 \text{ bar}$, $t_1 = 18^\circ\text{C}$. Thành phần thể tích của các chất khí như sau: H_2 là 46%, CH_4 là 32%, của CO là 15% và N_2 là 7%. Sau khi sử dụng áp suất trong bình còn $p_2 = 3,2 \text{ bar}$, nhiệt độ $t_2 = 12^\circ\text{C}$. Hỏi khối lượng của 1 kmol hỗn hợp μ , hằng số chất khí R, khối lượng hỗn hợp ban đầu, còn lại và lượng đã lấy ra.

Đáp số: $\mu = 12,2 \text{ kg/kmol}$; $R = 681 \text{ J/kg.K}$

$G_1 = 3,10 \text{ kg}$; $G_2 = 2,03 \text{ kg}$; $\Delta G = 1,07 \text{ kg}$

1.10. Một bóng đèn điện chứa khí N_2 khi chưa sáng có nhiệt độ 25°C và độ chân không là 200 mmHg, áp suất khí trời 760 mmHg. Khi cháy sáng phần cầu có $V_1 = 90 \text{ cm}^3$, $t_1 = 160^\circ\text{C}$, phần trụ $V_2 = 15 \text{ cm}^3$ và $t_2 = 70^\circ\text{C}$. Xác định áp suất trong đèn khi sáng.

Đáp số: $P = 785 \text{ mmHg}$.

1.11. Một bình hình trụ, phần trên là không khí cao 1 m, áp suất bằng áp suất khí quyển 1 bar, phần dưới là nước có chiều cao 2,24 m. Cho nước chảy ra khỏi bình qua một lỗ nhỏ phía đáy. Khi nước không thể chảy, tính chiều cao nước trong bình.

Đáp số: 1,6 m.

Chương 2

NHIỆT DUNG RIÊNG, CÔNG VÀ ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG I

2.1. KHÁI NIỆM NHIỆT VÀ CÔNG

2.1.1. Nhiệt lượng

Nhiệt là hình thức thể hiện sự truyền năng lượng giữa các phần tử khi chuyển động hỗn loạn bên trong nội bộ vật chất, đó là sự truyền năng lượng khi có chuyển động vi mô.

Khi hai vật tiếp xúc với nhau, các phần tử bên trong vật có nhiệt độ cao chúng sẽ có động năng lớn và truyền năng lượng cho các phần tử có động năng nhỏ ở vật có nhiệt độ thấp. Kết quả sau một thời gian nhất định vật nóng đã truyền cho vật lạnh hơn một nhiệt lượng.

Quá trình truyền nhiệt chỉ thực hiện khi có độ chênh nhiệt độ.

Người ta qui ước nhiệt do vật nhận được là dương, ngược lại nhiệt do vật nhả ra là âm. Nhiệt lượng trao đổi được ký hiệu như sau: nhiệt lượng trao đổi đối với 1 kg môi chất, ký hiệu q , đơn vị J/kg; đối với G kg môi chất, ký hiệu Q , đơn vị J.

2.1.2. Công

Công là đại lượng đặc trưng cho sự trao đổi năng lượng giữa môi chất với môi trường khi có sự chuyển động vĩ mô.

Khi thực hiện một quá trình, nếu có sự thay đổi áp suất, thay đổi thể tích hoặc dịch chuyển trọng tâm của vật thì ta đã thực hiện được một công, tức một phần năng lượng đã chuyển hoá thành công. Năng lượng chuyển hoá đó gọi là công của quá trình.

Công do một kg môi chất thực hiện, ký hiệu là l , đơn vị J/kg; đối với G kg môi chất, ký hiệu L , đơn vị J.

Công do vật sinh ra qui ước là dương và do vật nhận được là âm.

Như vậy công và nhiệt là những dạng tồn tại của năng lượng, chúng chỉ

khác nhau ở chỗ công là lượng năng lượng truyền tải liên quan tới chuyển động vĩ mô của hệ còn nhiệt là lượng năng lượng truyền tải liên quan đến chuyển động vi mô của các phân tử.

2.2. NHIỆT DUNG RIÊNG

2.2.1. Định nghĩa và phân loại nhiệt dung riêng

- **Định nghĩa**

Nhiệt dung riêng của một chất là nhiệt lượng cần phải cung cấp cho một đơn vị đo lường chất đó để nhiệt độ của nó tăng lên một độ trong quá trình nào đó.

Nói chung nhiệt dung riêng của một chất khí phụ thuộc vào bản chất, áp suất và nhiệt độ của chất môi giới. Về ý nghĩa vật lý thì nhiệt dung riêng là đại lượng đặc trưng cho khả năng trữ nhiệt của vật. Khi vật có nhiệt dung riêng lớn thì nó có khả năng trữ nhiệt lớn và có tính ổn định về nhiệt cao, ít bị tác động của môi trường. Ngược lại vật có nhiệt dung bé thì dao động nhiệt của nó sẽ lớn hơn, ít ổn định, nhiệt lượng tích trữ trong nó bé, tuy nhiên để thay đổi nhiệt độ của nó ta chỉ cần một nhiệt lượng nhỏ.

- **Phân loại**

Nhiệt dung riêng được phân ra nhiều loại tùy thuộc vào đơn vị đo, quá trình thực hiện và trạng thái của chất môi giới.

- *Theo đơn vị đo:* Đơn vị đo có thể là khối lượng, thể tích tiêu chuẩn và kmol, căn cứ vào đó mà ta có thể chia nhiệt dung riêng ra các loại như sau:

Khi đơn vị đo là 1 kg thì ta có nhiệt dung riêng khối lượng, ký hiệu c , đơn vị đo $J/kg.K$.

Khi đơn vị đo là $1 m^3$ tiêu chuẩn ta có nhiệt dung riêng thể tích, ký hiệu c' , đơn vị $J/m^3tc.K$.

Mét khối tiêu chuẩn là $1 m^3$ chất môi giới ở điều kiện tiêu chuẩn $t = 0^\circ C$, $p = 1,013 \text{ bar}$ (760 mmHg). Sở dĩ người ta chỉ tính cho $1 m^3$ ở điều kiện tiêu chuẩn vì thể tích thay đổi tùy theo trạng thái.

Khi đơn vị đo là 1 kmol ta có nhiệt dung riêng kilômol, ký hiệu c_μ , đơn vị đo $J/kmol.K$.

- *Theo quá trình*

Nếu quá trình thay đổi trạng thái của chất môi giới là quá trình đẳng tích ($v = \text{const}$) thì ta có nhiệt dung riêng đẳng tích, ký hiệu C_v , C'_v và $C_{\mu v}$

Nếu quá trình thay đổi trạng thái của chất môi giới là quá trình đẳng áp ($p = \text{const}$) thì ta có nhiệt dung riêng đẳng áp, ký hiệu C_p , C'_p và $C_{\mu p}$

Nếu quá trình thay đổi trạng thái của chất môi giới là quá trình đa biến ta có nhiệt dung riêng đa biến, ký hiệu C_n , C'_n và $C_{\mu n}$

- Theo nhiệt độ

Vì nhiệt dung riêng phụ thuộc vào nhiệt độ nên người ta phân ra nhiệt dung riêng thực và nhiệt dung riêng trung bình.

Nhiệt dung riêng thực là nhiệt dung riêng ở một nhiệt độ nào đó. Ta có biểu thức:

$$C = C(t) = \frac{dq}{dt} \quad (2-1)$$

Nhiệt dung riêng trung bình trong một khoảng nhiệt độ từ t_1 đến t_2 được xác định như sau:

$$C_{tb}|_{t_1}^{t_2} = \frac{\int_{t_1}^{t_2} C(t).dt}{t_2 - t_1} = \frac{q}{\Delta t} \quad (2-2)$$

Đối với nhiều môi chất người ta thường cho biết nhiệt dung riêng trung bình từ 0 đến t :

$$C_{tb}|_0^t = \frac{\int_0^t C(t).dt}{t - 0} = \psi(t) \quad (2-3)$$

Như vậy nhiệt dung riêng trung bình từ 0 đến t cũng là hàm số của nhiệt độ t . Trong trường hợp này xác định nhiệt dung riêng trung bình từ t_1 đến t_2 theo nhiệt dung riêng trung bình từ 0 đến t như sau:

$$C_{tb}|_{t_1}^{t_2} = \frac{C_{tb}|_0^{t_2} \cdot t_2 - C_{tb}|_0^{t_1} \cdot t_1}{t_2 - t_1} = \frac{C_{tb}|_0^{t_2} \cdot t_2 - C_{tb}|_0^{t_1} \cdot t_1}{\Delta t} \quad (2-4)$$

Ví dụ nhiệt dung riêng trung bình khối lượng đẳng áp của ôxi là:

$$C_{pb} = 0,6603 + 0,0001065 \cdot t, \text{ kJ/kg.K}$$

Xác định nhiệt dung riêng trung bình của nó từ 40°C đến 100°C . Ta có:

$$C_{ptb}|_0^{40} = 0,6603 + 0,0001065 \times 40 = 0,66456 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_{ptb}|_0^{100} = 0,6603 + 0,0001065 \times 100 = 0,67095 \text{ kJ/kg.K}$$

Nhiệt dung riêng trung bình từ 40°C đến 100°C được xác định:

$$C_{ptb}|_{40}^{100} = \frac{0,67095 * 100 - 0,66456 \times 40}{100 - 40} = 0,67521 \text{ kJ/kg.K}$$

2.2.2. Quan hệ giữa các nhiệt dung riêng và với nhiệt độ

2.2.2.1. Quan hệ giữa các nhiệt dung riêng

- **Trong cùng một quá trình**

Không phải quá trình nào nhiệt dung riêng cũng không thay đổi, trong phần này ta chỉ xét trường hợp ở đó nhiệt dung riêng của môi chất không đổi. Với điều kiện đó ta có thể xác định nhiệt dung của toàn bộ khối khí như sau:

$$W = G.C = V_{tc}.C' = m.C_{\mu}, \text{ J/K} \quad (2-5)$$

Trong đó G , V_{tc} và m lần lượt là khối lượng, thể tích ở điều kiện tiêu chuẩn và số kilômol của khối khí đang xét.

Từ đó suy ra, trong cùng một quá trình giữa các nhiệt dung riêng có mối quan hệ sau:

$$C = \frac{V_{tc}}{G}.C' = \frac{C_{\mu}}{\frac{G}{m}} \quad (2-6)$$

từ đó suy ra:

$$C = C'.v_{tc} = \frac{C_{\mu}}{\mu} \quad (2-7)$$

trong đó:

v_{tc} (m^3_{tc}/kg) là thể tích riêng của chất khí ở điều kiện tiêu chuẩn: $t = 0^{\circ}\text{C}$, $P = 1,013 \text{ bar}$;

μ khối lượng của 1 kilômol chất khí (bằng phân tử lượng của chất khí tính bằng kg), $kg/kmol$.

- **Quan hệ giữa nhiệt dung riêng đẳng áp C_p , nhiệt dung riêng đẳng tích C_v và nhiệt dung riêng đa biến**

- a) **Quan hệ giữa C_p và C_v .**

Đối với khí lý tưởng ta có các quan hệ sau:

$$C_p - C_v = R \text{ và } \frac{C_p}{C_v} = k \quad (2-8)$$

Ở đây: - R là hằng số chất khí, J/kg.K;

- k là số mũ đoạn nhiệt, phụ thuộc chỉ vào bản chất của chất khí.

Kết hợp 2 phương trình trên ta có:

$$C_v = \frac{1}{k-1} \cdot R \text{ và } C_p = \frac{k}{k-1} \cdot R \quad (2-9)$$

Đối với khí thực ta có quan hệ phức tạp hơn:

$$C_p - C_v = T \cdot \left(\frac{\partial T}{\partial v}\right)_v \cdot \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p \quad (2-10)$$

Đối với khí thực hệ số k phụ thuộc vào bản chất của chất khí và nhiệt độ của nó.

a) Quan hệ giữa C_n và C_p , C_v .

Mối quan hệ này sẽ được xác định trong chương 3, cụ thể như sau:

- Quan hệ giữa C_n với C_p

$$C_n = C_p \cdot \frac{n-k}{k(n-1)}$$

- Quan hệ giữa C_n với C_v

$$C_n = C_v \cdot \frac{n-k}{n-1}$$

trong đó n, k lần lượt là chỉ số đa biến và chỉ số đoạn nhiệt của môi chất.

2.2.2.2. Quan hệ nhiệt dung riêng với nhiệt độ

- Đối với khí lý tưởng nhiệt dung riêng không phụ thuộc vào nhiệt độ mà chỉ phụ thuộc vào bản chất của chất khí.

Ta có thể tính nhiệt dung riêng các chất như sau:

Bảng 2.1. Nhiệt dung riêng khí lý tưởng

Loại khí	Trị số k	Nhiệt dung riêng, kcal/kmol.K		Nhiệt dung riêng, kJ/kmol.K	
		$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$	$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$
- Một nguyên tử	1,67	3	5	12,6	20,9
- 02 nguyên tử	1,4	5	7	20,9	29,3
- 03 và nhiều nguyên tử	1,3	7	9	29,3	37,7

- Đối với khí thực, nhiệt dung riêng thực phụ thuộc vào nhiệt độ.

- Khi khoảng nhiệt độ thay đổi không lớn, nhiệt dung riêng thực phụ thuộc nhiệt độ dưới dạng tuyến tính: $C = a + b.t$

Khi đó nhiệt dung riêng trung bình từ 0 đến t xác định theo biểu thức:

$$C_{tb}|_0^t = a + \frac{b}{2}.t$$

Trong trường hợp này nhiệt dung riêng trung bình từ t_1 đến t_2 được xác định như sau:

$$C_{tb} = \frac{\int_{t_1}^{t_2} C(t).dt}{t_2 - t_1} = \frac{\int_{t_1}^{t_2} (a + bt).dt}{t_2 - t_1} = a + b. \frac{t_1 + t_2}{2} \quad (2-11)$$

- Trường hợp tổng quát nhiệt dung riêng thực có dạng đường cong bậc 2 như sau:

$$C = a + b.t + e.t^2$$

trong đó a, b, e là các hằng số đối với mỗi chất khí và được xác định bằng thực nghiệm. Ta cũng xác định được nhiệt dung riêng trung bình từ 0 đến t như sau:

$$C_{tb}|_0^t = a + \frac{b}{2}.t + \frac{e}{3}.t^2 \quad (2-12)$$

Trong trường hợp này nhiệt dung riêng trung bình từ t_1 đến t_2 được xác định theo biểu thức:

$$C_{tb} = \frac{\int_{t_1}^{t_2} C(t).dt}{t_2 - t_1} = \frac{\int_{t_1}^{t_2} (a + bt + e.t^2).dt}{t_2 - t_1} = a + b. \frac{t_1 + t_2}{2} + e. \frac{t_1^2 + t_1.t_2 + t_2^2}{3} \quad (2-13)$$

- Trong rất nhiều tài liệu kỹ thuật người ta thường cho nhiệt dung riêng trung bình trong khoảng từ 0 đến nhiệt độ t nào đó. Trong trường hợp này ta có thể xác định nhiệt dung riêng trung bình trong khoảng từ t_1 đến t_2 theo giá trị nhiệt dung riêng, trung bình từ 0 đến t như sau như sau:

$$C_{tb} = \frac{\int_{t_1}^{t_2} C(t).dt}{t_2 - t_1} = \frac{1}{\Delta t} \left(\int_0^{t_2} C.dt - \int_0^{t_1} C.dt \right) = \frac{1}{\Delta t} [C|_0^{t_2}.t_2 - C|_0^{t_1}.t_1] \quad (2-14)$$

2.2.2.3. Tính nhiệt lượng theo nhiệt dung riêng

Từ biểu thức tính nhiệt dung riêng ta có thể suy ra công thức xác định nhiệt lượng như sau:

$$\begin{aligned} dq &= c \cdot dt \\ \text{hay} \quad q &= \int_{t_1}^{t_2} C(t) \cdot dt \end{aligned} \quad (2-15)$$

- Trường hợp $C = \text{const}$ ta có $q = C \cdot (t_2 - t_1) = C \cdot \Delta t$, kJ/kg;
Đối với G, kg chất khí ta có: $Q = G \cdot C \cdot \Delta t$, kJ
- Trường hợp C phụ thuộc vào nhiệt độ

- Khi $C = a + b \cdot t$

$$q = \int_{t_1}^{t_2} (a + b \cdot t) \cdot dt = a + \frac{b}{2} (t_1 + t_2) = C_{tb} \cdot (t_2 - t_1) \quad (2-16)$$

- Khi $C = a + b \cdot t + e \cdot t^2$

$$q = \int_{t_1}^{t_2} (a + b \cdot t + e \cdot t^2) \cdot dt = a + \frac{b}{2} (t_1 + t_2) + \frac{e}{3} (t_1^2 + t_1 \cdot t_2 + t_2^2) = C_{tb} \cdot (t_2 - t_1) \quad (2-17)$$

Khi biết nhiệt dung trung bình từ 0 tới t thì xác định q như sau:

$$q = C_{tb} \cdot (t_2 - t_1) = C|_0^{t_2} \cdot t_2 - C|_0^{t_1} \cdot t_1 \quad (2-18)$$

2.3. CÁC LOẠI CÔNG

2.3.1. Công thay đổi thể tích

Khái niệm: Công thay đổi thể tích là công do môi chất sinh ra khi thay đổi thể tích.

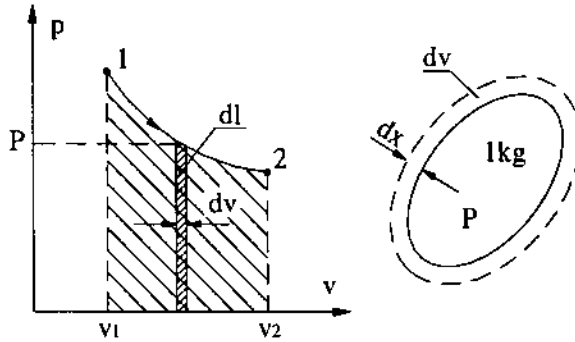
Giả sử có 1 kg chất khí ở áp suất p, thể tích v. Khi chất khí giãn nở thể tích tăng một lượng dv, bề mặt biên khối khí dịch chuyển một đoạn dx. Gọi S là diện tích bề mặt của khối khí, ta có công mà chất khí thực hiện là:

$$dl = F \cdot dx = p \cdot S \cdot dx \quad (2-19)$$

F - tổng lực tác động lên bề mặt giới hạn S của khối khí, N ;
dx là khoảng dịch chuyển của bề mặt giới hạn.

Mặt khác do khoảng dịch chuyển dx rất bé nên:

$$dv = S \cdot dx \quad (2-20)$$



Hình 2.1. Công thay đổi thể tích.

Từ đó suy ra phương trình xác định công thay đổi thể tích trong một quá trình phân tố:

$$dl = p \cdot dv \quad (2-21)$$

Đối với một quá trình 1 → 2:

$$l = \int_{v_1}^{v_2} p \cdot dv = \text{diện tích (1.2.v}_2\text{.v}_1\text{.1)} \quad (2-22)$$

Từ đó ta thấy, khi giãn nở công thay đổi thể tích là dương và ngược lại khi bị nén là công âm.

Trên đồ thị p-v hình 2.1, công thay đổi thể tích 1 kg chất môi giới từ trạng thái 1 đến trạng thái 2 được biểu diễn bằng diện tích 1.2.v₂.v₁.1. Từ đồ thị ta thấy công thay đổi thể tích không những phụ thuộc trạng thái đầu và cuối quá trình mà còn phụ thuộc diễn biến quá trình 12, nó là một hàm quá trình.

2.3.2. Công kỹ thuật

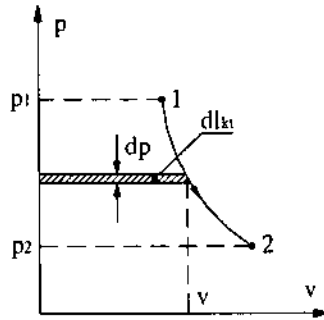
Khái niệm: Công kỹ thuật là công do môi chất thực hiện khi thay đổi áp suất, ký hiệu là l_{kt} (J/kg) hay L_{kt} (J).

Đối với một quá trình phân tố, công kỹ thuật được xác định theo công thức:

$$dl_{kt} = -v \cdot dp \quad (2-23)$$

Đối với một quá trình thay đổi trạng thái từ 1 → 2 ta có:

$$l_{kt} = \int_{p_1}^{p_2} -v \cdot dp = \text{diện tích (1.2.p}_2\text{.p}_1\text{.1)} \quad (2-24)$$



Hình 2.2. Công kỹ thuật.

Công kỹ thuật mang dấu dương khi áp suất giảm ($p_2 < p_1$) và ngược lại mang dấu âm khi áp suất tăng ($p_2 > p_1$).

Trên đồ thị p-v giá trị của công kỹ thuật được biểu diễn bằng diện tích $\int p_2 p_1 v$, nó phụ thuộc vào quá trình 1-2, tức là một hàm của quá trình.

2.3.3. Công lưu động (năng lượng đẩy)

Khái niệm: Đối với hệ thống hở môi chất bắt buộc phải thay đổi vị trí nên cần tiêu hao một công gọi là công lưu động. Giá trị công lưu động được xác định theo công thức:

$$dl_{ld} = d(pv) \quad (2-25)$$

Biểu thức này cho thấy công lưu động là một thông số trạng thái. Công lưu động còn được gọi là công đẩy. Biến đổi biểu thức xác định công lưu động ta có:

$$d(pv) = pdv + vdp \text{ hay } pdv = d(pv) - vdp = dl_{ld} + dl_{kt} \quad (2-26)$$

Do vậy công giãn nở bằng tổng công kỹ thuật và công lưu động.

2.3.4. Công ngoài

Khái niệm: Công ngoài ký hiệu l_n (J/kg) hoặc L_n (J) là công mà hệ trao đổi với môi trường trong các quá trình nhiệt động. Đây là công có ích mà hệ nhận được từ bên ngoài.

Khi tác động với môi trường môi chất trong hệ sẽ sinh ngoại công khi xảy ra một trong các trường hợp: Thể tích của môi chất nó tăng, ngoại động năng giảm, ngoại thế năng giảm hoặc năng lượng đẩy giảm. Như vậy:

$$dl_n = dl - d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) - gdh - dl_{ld} \quad (2-27)$$

Nếu bỏ qua ngoại thế năng thì:

$$dl_n = dl - d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) - dl_{ld} \quad (2-28)$$

Đó là biểu thức tổng quát xác định ngoại công. Bây giờ ta hãy xét công ngoài cụ thể đối với hệ kín và hệ hở:

• **Đối với hệ kín**

Trong hệ kín không có ngoại động năng, năng lượng đẩy và biến thiên ngoại thế năng bằng không nên:

$$dl_n = dl \quad (2-29)$$

tức công ngoài của hệ kín chính là công giãn nở, hệ chỉ có thể tác động lên môi trường bên ngoài thông qua giãn nở.

• **Đối với hệ hở**

Biến đổi biểu thức xác định năng lượng đẩy $dl_{ld} = d(d) = d(pv) = pdv + vdp$ sau đó thay vào biểu thức (2-27) ta có

$$dl_n = -v.dp - d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) - g.dh \quad (2-30)$$

Biểu thức (2-30) cho thấy công ngoài bằng tổng công kỹ thuật, công do giảm ngoại động năng và giảm ngoại thế năng.

2.4. ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG 1

2.4.1. Năng lượng toàn phần của hệ

Năng lượng toàn phần của một hệ nhiệt động gồm:

- Nội năng u ;
- Năng lượng đẩy d : Chỉ có trong hệ hở, đó là năng lượng làm chuyển động dòng môi chất;
- Ngoại thế năng: năng lượng do chênh lệch độ cao;
- Ngoại động năng.

Xét cho cho 1 kg chất môi giới, năng lượng toàn phần xác định theo công thức:

$$w = u + d + gh + \frac{\omega^2}{2} \quad (2-31)$$

$$w = u + pv + gh + \frac{\omega^2}{2} \quad (2-32)$$

Đối với G kg môi chất:

$$W = U + p.V + G.gh + G.\frac{\omega^2}{2} \quad (2-33)$$

Nếu bỏ qua ngoại thế năng thì:

$$w = u + pv + \frac{\omega^2}{2} = i + \frac{\omega^2}{2} \quad (2-34)$$

$$W = U + p.V + G.\frac{\omega^2}{2} = I + G.\frac{\omega^2}{2} \quad (2-35)$$

Đối với hệ kín, môi chất không di chuyển nên năng lượng đẩy, ngoại thế năng và ngoại động năng bằng không, khi đó:

$$w = u \text{ hay } w = U$$

2.4.2. Nội dung và ý nghĩa của định luật nhiệt động 1

2.4.2.1. Nội dung và ý nghĩa của định luật nhiệt động 1

Định luật nhiệt động thứ nhất thực chất là định luật bảo toàn năng lượng ứng dụng trong phạm vi nhiệt. Nội dung của định luật được phát biểu như sau:

Giữa nhiệt năng và các dạng năng lượng khác có thể biến hóa lẫn nhau, khi một lượng nhiệt năng tiêu hao tất sẽ sinh ra một lượng năng lượng khác tương ứng và tổng năng lượng của môi chất là không đổi.

Nội dung của định luật nhiệt động 1 là duy nhất, tuy nhiên tùy theo trường hợp mà có cách phát biểu khác nhau:

" Nhiệt có thể biến đổi thành công và ngược lại công có thể biến đổi thành nhiệt"

Định luật nhiệt động 1 là cơ sở để phân tích, tính toán và lập cân bằng về mặt số lượng của năng lượng trong các quá trình nhiệt động. Trên cơ sở các phương trình cân bằng có thể đánh giá mức độ hoàn thiện của hệ thống và thiết bị nhiệt, đồng thời xác định các khâu có các tổn thất năng lượng lớn nhất để có các biện pháp cải tạo hợp lý.

2.4.2.2. Biểu thức định luật nhiệt động 1

- **Dạng tổng quát**



Hình 2.3. Cân bằng nhiệt các hệ nhiệt động.

Giả sử cung cấp cho hệ nhiệt động một nhiệt lượng Q , năng lượng toàn phần của hệ biến đổi một lượng $\Delta W = W_2 - W_1$ và hệ sinh một ngoại công L_{n12} tác động lên môi trường.

Ta có phương trình tổng quát của định luật nhiệt động 1.

$$Q = \Delta W + L_n \quad (2-36)$$

Đối với 1kg môi chất ta có:

$$q = \Delta w + l_n \quad (2-37)$$

Phương trình định luật nhiệt động 1 đối với các hệ khác nhau được thể hiện ở các dạng khác nhau:

- **Các trường hợp đặc biệt**

- a. Hệ kín**

Đối với hệ kín ngoại động năng, ngoại thế năng và năng lượng đẩy không có nên:

$$\Delta w = \Delta u \text{ và } l_n = l \quad (2-38)$$

Phương trình định luật nhiệt động 1 có dạng:

$$q = \Delta u + l_{12} \quad (2-39)$$

hay:

$$dq = du + p.dv \quad (2-40)$$

Thay $i = u + pv$ ta có:

$$dq = di - v.dp \quad (2-41)$$

Hai phương trình (2-40) và (2-41) ở trên là phương trình cơ bản của định luật nhiệt động 1 dùng cho hệ kín.

- b. Hệ hở**

Đối với hệ hở ta có:

$$\Delta w = \Delta u + \Delta(pv) + \frac{\Delta\omega^2}{2} + g.\Delta h = \Delta i + \frac{\Delta\omega^2}{2} + g.\Delta h \quad (2-42)$$

nên

$$q = \Delta i + \frac{\Delta\omega^2}{2} + g.\Delta h + l_n \quad (2-43)$$

hay:

$$dq = di + d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) + g.dh + dl_n \quad (2-44)$$

Thay giá trị của ngoại công đối với hệ hở xác định theo công thức (2-30) ta có:

$$dq = di - vdp = di + dl_{kt} \quad (2-45)$$

c. Khí lý tưởng

Đối với khí lý tưởng thay các giá trị $du = C_v.dT$ và $di = C_p.dT$ ta có:

$$dq = C_v.dT + pdv \quad (2-46)$$

$$dq = C_p.dT - vdp \quad (2-47)$$

d. Dòng khí chuyển động

Đối với dòng lưu động, đó là một hệ hở không thực hiện ngoại công thì $l_n = 0$ và coi $\Delta h = 0$ nên:

$$q = \Delta i + \frac{\Delta\omega^2}{2} \quad (2-48)$$

hay:

$$dq = di + d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) \quad (2-49)$$

BÀI TẬP CHƯƠNG 2

2.1. Cho biết nhiệt dung riêng trung bình đẳng áp của không khí từ 0°C đến $t^\circ\text{C}$ phụ thuộc nhiệt độ như sau:

$$C_p = 0,9956 + 0,00009299 t, \text{ kJ/kg.K}$$

Gia nhiệt đẳng áp dòng không khí có $V_1 = 0,473 \text{ m}^3/\text{h}$ ở $p_1 = 8,314 \text{ bar}$ và $t_1 = 200^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 800^\circ\text{C}$

- Tính nhiệt dung riêng khối lượng trung bình trong khoảng nhiệt độ trên;

- Tính nhiệt lượng cần cung cấp trong 1 giờ.

Đáp số: $C_{ptb} \Big|_{200}^{800} = 1,09 \text{ kJ/kg.K}$; $Q = 1.895 \text{ kJ/h}$

2.2. Xác định nhiệt dung riêng đẳng áp và đẳng tích trung bình của khí nitơ trong khoảng nhiệt độ 200°C đến 800°C.

Biết nhiệt dung riêng trung bình từ 0°C đến t của nitơ như sau:

$$C_{pth} = 1,024 + 0,00008855t, \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_{vth} = 0,7272 + 0,00008855t, \text{ kJ/kg.K}$$

Đáp số: $C_{ptb} \Big|_{200}^{800} = 1,11 \text{ kJ/kg.K}$; $C_{vth} \Big|_{200}^{800} = 1,025 \text{ kJ/kg.K}$

2.3. Cho nhiệt dung riêng thực của một chất khí $C = 1,02344 + 0,0000548.t$, kJ/kg.K. Xác định nhiệt dung riêng trung bình chất khí đó trong khoảng từ 400 ÷ 1600°C.

Đáp số: $C_{tb} \Big|_{400}^{1600} = 1,078 \text{ kJ/kg.K}$

2.4. Trong quá trình đẳng áp của không khí trong hệ kín $p = 2 \text{ bar}$, nhiệt độ ban đầu $t_1 = 27^\circ\text{C}$, nhiệt độ cuối quá trình là 327°C . Lập phương trình cân bằng nhiệt và xác định nhiệt lượng cần cung cấp q , công giãn nở l , công kỹ thuật l_{kt} , biến thiên nội năng Δu và biến thiên entanpi Δi .

Đáp số: $q = \Delta i = 301350 \text{ J/kg}$; $\Delta u = 215250 \text{ J/kg}$; $l = 86100 \text{ J/kg}$; $l_{kt} = 0$

2.5. Dòng không khí lưu lượng $G = 1,5 \text{ kg/s}$ chuyển động qua một đoạn ống. Cung cấp nhiệt lượng $Q = 152 \text{ kW}$. Xác định biến thiên entanpi ΔI và tốc độ đầu ra của dòng môi chất khi bỏ qua tốc độ đầu vào, biết độ chênh nhiệt độ của môi chất $\Delta t = 100^\circ\text{K}$.

Đáp số: $\Delta I = 150675 \text{ W}$; $\omega_2 = 42 \text{ m/s}$.

Chương 3

CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CƠ BẢN CỦA KHÍ LÝ TƯỞNG

3.1. CƠ SỞ LÝ THUYẾT VÀ CÁC BƯỚC KHẢO SÁT

Trong nhiệt động có rất nhiều quá trình khác nhau. Trong phần này chúng ta nghiên cứu một số quá trình đặc biệt thường gặp trong thực tế kỹ thuật, các kết quả khảo sát là cơ sở để tính toán một số chu trình nhiệt động trong các chương sau. Các quá trình đặc biệt này luôn có một thông số không đổi người ta gọi là quá trình nhiệt động cơ bản.

- *Cơ sở lý thuyết để khảo sát các quá trình nhiệt động*

Khi khảo sát các quá trình nhiệt động cơ bản của khí lý tưởng người ta dựa trên các cơ sở sau đây:

- Phương trình trạng thái của các chất khí:

$$p.v = R.T \quad (3-1)$$

- Phương trình định luật nhiệt động thứ nhất:

$$dq = du + p.dv = du + dl \quad (3-2)$$

$$dq = di - v.dp = di + dl_{kt} \quad (3-3)$$

- Dựa vào đặc điểm của các quá trình.

- *Các bước khảo sát một quá trình nhiệt động*

- Nêu định nghĩa và ví dụ về quá trình;
- Viết phương trình của quá trình;
- Biểu thị quá trình trên đồ thị p-v và T-s;
- Thiết lập mối quan hệ giữa các thông số ở trạng thái đầu và cuối của quá trình;
- Xác định độ biến thiên nội năng Δu , biến thiên entanpi Δi ;
- Xác định công do môi chất thực hiện l, l_{kt} ;
- Xác định biến thiên entropi Δs ;
- Xác định lượng nhiệt cung cấp cho chất môi giới trong quá trình q;

- Xác định hệ số biến hóa năng lượng $\alpha = \Delta u/q$ và nhận xét các đặc điểm của quá trình qua α .

Hệ số α cho ta biết có bao nhiêu phần trăm nhiệt lượng q cung cấp cho chất môi giới biến thành nội năng của nó, phần còn lại chất môi giới sinh công tác động lên môi trường.

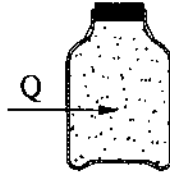
3.2. CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CƠ BẢN CỦA KHÍ LÝ TƯỞNG

3.2.1. Quá trình đẳng tích

* Định nghĩa: Quá trình đẳng tích là quá trình xảy ra trong điều kiện thể tích không đổi:

$$v = \text{const}, dv = 0 \quad (3-4)$$

Ví dụ: Quá trình đốt nóng hay làm lạnh một khối khí trong một bình kín (coi bình không giãn nở vì nhiệt).



Hình 3.1. Quá trình gia nhiệt đẳng tích.

* Phương trình của quá trình đẳng tích:

$$\frac{p}{T} = \text{const} \quad (3-5)$$

* Biểu diễn trên đồ thị $p-v$ và $T-s$:

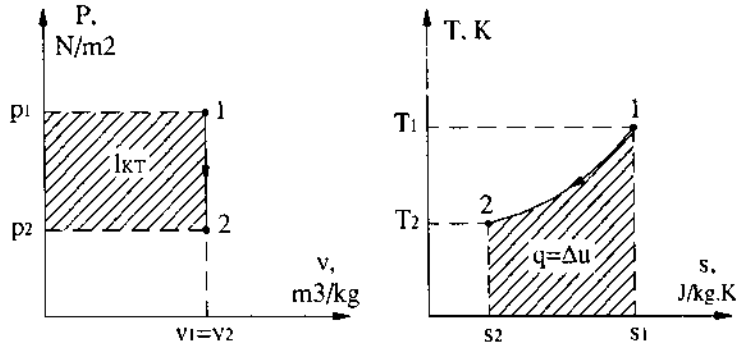
Trên đồ thị $p-v$ quá trình đẳng tích được biểu thị bằng đoạn thẳng song song trục tung 1-2 còn trên đồ thị $T-s$ có dạng hàm mũ $T = T_1 \cdot e^{\frac{s-s_1}{c_v}}$ (hình 3.2).

* Quan hệ giữa các thông số của trạng thái đầu và cuối quá trình:

Từ phương trình trạng thái suy ra:

$$v_2 = v_1 \text{ và } \frac{p_2}{p_1} = \frac{T_2}{T_1} \quad (3-6)$$

Các mối quan hệ này là cơ sở để tính toán các thông số cuối khi biết các thông số trạng thái đầu.



Hình 3.2. Quá trình đẳng tích.

* *Biến thiên nội năng:*

Đối với khí lý tưởng ta luôn luôn có: $du = C_v \cdot dT$ nên:

$$\Delta u = C_v \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-7)$$

* *Biến thiên entanpi:*

Tương tự biến thiên nội năng, đối với khí lý tưởng ta luôn luôn có:

$di = C_p \cdot dT$ nên:

$$\Delta i = C_p \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-8)$$

* *Công thay đổi thể tích:* Do thể tích riêng không đổi nên công thay đổi thể tích bằng 0.

$$l = \int_{v1}^{v2} p \cdot dv = 0 \quad (3-9)$$

* *Công kỹ thuật:*

$$l_{kt} = \int_{p1}^{p2} -v \cdot dp = -v \cdot \int_{p1}^{p2} dp = v \cdot (p_1 - p_2) = R(T_1 - T_2) \quad (3-10)$$

* *Biến thiên entropi:*

$$\Delta s = \int_1^2 \frac{dq}{T} = \int_{T1}^{T2} \frac{C_v \cdot dT}{T} = C_v \cdot \ln \frac{T_2}{T_1} = C_v \cdot \ln \frac{P_2}{P_1} \quad (3-11)$$

* *Nhiệt lượng chất môi giới nhận được trong quá trình:*

$$q = \Delta u + l_{12} = \Delta u = C_v \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-12)$$

* *Tính hệ số biến đổi năng lượng $\alpha = \frac{\Delta u}{q} = 1$*

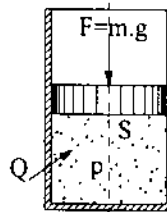
Hệ số $\alpha = 1$ điều đó chứng tỏ trong quá trình đẳng tích toàn bộ nhiệt năng cung cấp cho chất môi giới đều biến thành nội năng mà không hề sinh công.

3.2.2. Quá trình đẳng áp

* Định nghĩa: Quá trình đẳng áp là quá trình xảy ra trong điều kiện áp suất không đổi, $p = \text{const}$.

Ví dụ: Quá trình gia nhiệt hoặc làm lạnh khối khí trong một xi lanh như hình 3.3. Áp suất trong xi lanh được duy trì không đổi nhờ vật nặng khối lượng m .

$$p = \frac{F}{S} = \frac{m \cdot g}{S} = \text{const}, \text{ N/m}^2$$



Hình 3.3. Ví dụ về quá trình đẳng áp.

* Phương trình của quá trình đẳng áp: Từ phương trình trạng thái $pV/T = \text{const}$, suy ra:

$$\frac{V}{T} = \text{const} \quad (3-13)$$

* Biểu diễn trên đồ thị $p-v$ và $T-s$:

Trên đồ thị $p-v$ quá trình đẳng áp được biểu thị bằng đoạn thẳng song song trục hoành 1-2 còn trên đồ thị $T-s$ có dạng hàm mũ $T = T_1 \cdot e^{\frac{s-s_1}{C_p}}$.

* Quan hệ giữa các thông số của trạng thái đầu và cuối quá trình:

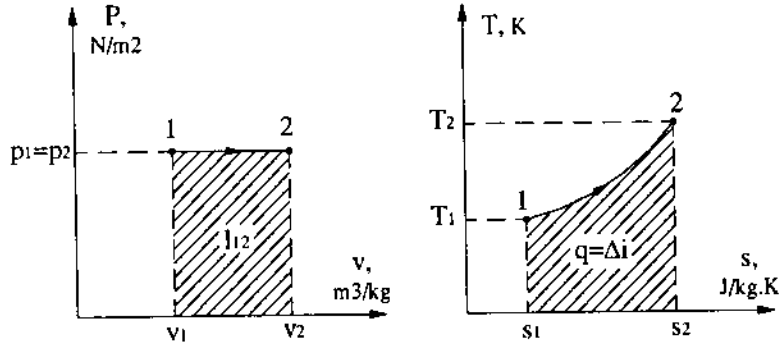
Theo phương trình trạng thái của khí lý tưởng ta có mối quan hệ giữa các thông số trạng thái

$$P_2 = P_1 \text{ và } \frac{V_2}{V_1} = \frac{T_2}{T_1} \quad (3-14)$$

* Biến thiên nội năng:

Với khí lý tưởng ta luôn luôn có: $du = C_v \cdot dT$ nên:

$$\Delta u = C_v \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-15)$$



Hình 3.4. Quá trình đẳng áp.

* *Biến thiên entanpi:*

Tương tự nội năng, biến thiên entanpi của khí lý tưởng được xác định: $di = C_p \cdot dT$, nên:

$$\Delta i = C_p \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-16)$$

* *Công thay đổi thể tích:*

$$l = \int_{v_1}^{v_2} p \cdot dv = p(v_2 - v_1) = R \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-17)$$

* *Công kỹ thuật:*

$$l_{kt} = \int_{p_1}^{p_2} -v \cdot dp = 0 \quad (3-18)$$

* *Biến thiên entropi:*

$$\Delta s = \int_1^2 \frac{dq}{T} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{C_p \cdot dT}{T} = C_p \cdot \ln \frac{T_2}{T_1} = C_p \cdot \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (3-19)$$

* *Nhiệt lượng chất môi giới nhận được trong quá trình:*

$$q = \Delta i + l_{kt} = \Delta i = C_p \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-20)$$

* *Hệ số biến đổi năng lượng $\alpha = \frac{\Delta u}{q} = \frac{C_v}{C_p} = \frac{1}{k} < 1$* (3-21)

Hệ số $\alpha < 1$, điều đó chứng tỏ trong quá trình đẳng áp nhiệt lượng cung cấp cho chất môi giới một phần biến thành nội năng phần còn lại sinh công tác động lên môi trường.

3.2.3. Quá trình đẳng nhiệt

* *Định nghĩa:* Quá trình đẳng nhiệt là quá trình xảy ra trong điều kiện nhiệt độ không đổi $T = \text{const}$.

Thực tế, đối với các chất khí quá trình đẳng nhiệt là quá trình nén hoặc giãn nở khối khí bất kỳ với tốc độ rất chậm. Trong quá trình đó chất môi giới luôn luôn trao đổi nhiệt với môi trường và giữ nguyên nhiệt độ.

* *Phương trình của quá trình đẳng nhiệt:*

$$pv = \text{const} \quad (3-22)$$

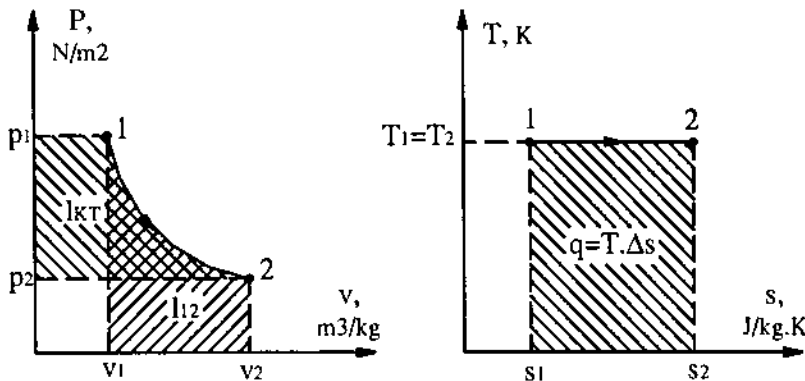
viết lại ta có:

$$p = \frac{A}{v}$$

Đây là phương trình đường hypecbôn, nằm ở góc phần tư thứ nhất của đồ thị $p-v$, nó tiệm cận 2 trục tọa độ p và v .

* *Biểu diễn trên đồ thị $p-v$ và $T-s$*

Trên đồ thị $p-v$ quá trình đẳng nhiệt là một đường hypecbôn và trên đồ thị $T-s$ là đường thẳng nằm ngang.



Hình 3.5. Quá trình đẳng nhiệt.

* *Quan hệ giữa các thông số của trạng thái đầu và cuối quá trình:*

Theo phương trình:

$$T_2 = T_1 \text{ và } \frac{p_2}{p_1} = \frac{v_1}{v_2} \quad (3-23)$$

* *Biến thiên nội năng:*

Đối với khí lý tưởng ta luôn luôn có: $du = C_v \cdot dT$, nên:

$$\Delta u = C_v \cdot (T_2 - T_1) = 0 \quad (3-24)$$

* *Biến thiên entanpi:*

Đối với khí lý tưởng ta luôn luôn có: $di = C_p \cdot dT$, nên:

$$\Delta i = C_p \cdot (T_2 - T_1) = 0 \quad (3-25)$$

* *Công thay đổi thể tích:*

$$l = \int_{v_1}^{v_2} p \cdot dv = RT \cdot \int_{v_1}^{v_2} \frac{dv}{v} = RT \cdot \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (3-26)$$

* *Công kỹ thuật:*

$$l_{kt} = \int_{p_1}^{p_2} -v \cdot dp = -RT \cdot \int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{p} = RT \cdot \ln \frac{p_1}{p_2} = l \quad (3-27)$$

* *Biến thiên entropi:*

$$\Delta s = \int_1^2 \frac{dq}{T} = R \cdot \int_{v_1}^{v_2} \frac{dv}{v} = R \cdot \ln \frac{v_2}{v_1} = R \cdot \ln \frac{p_1}{p_2} \quad (3-28)$$

* *Nhiệt lượng chất môi giới nhận được trong quá trình:*

$$q = l = l_{kt} \quad (3-29)$$

* *Tính hệ số biến đổi năng lượng $\alpha = \frac{\Delta u}{q} = 0$* (3-30)

Điều đó chứng tỏ trong quá trình đẳng nhiệt, nhiệt năng cung cấp cho chất môi giới biến đổi hoàn toàn thành công tác động lên môi trường.

3.2.4. Quá trình đoạn nhiệt

* *Định nghĩa:*

Quá trình đoạn nhiệt là quá trình xảy ra trong điều kiện không có trao đổi nhiệt giữa môi chất và môi trường bên ngoài.

$$dq = 0 \quad (3-31)$$

Ví dụ: Quá trình nén và giãn nở của các động cơ trên thực tế có thể coi là đoạn nhiệt vì diễn ra rất nhanh môi chất không kịp trao đổi nhiệt với môi trường.

* *Phương trình của quá trình đoạn nhiệt:*

Theo phương trình định luật thứ nhất ta có:

$$dq = du + pdv = 0$$

$$dq = di - v.dp \approx 0$$

hay:

$$C_v.dT = -p.dv \quad (3-32)$$

$$C_p.dT = v.dp \quad (3-33)$$

Chia 2 vế của các phương trình cho nhau ta có:

$$\frac{C_p}{C_v} = -\frac{v.dp}{p.dv} = k \quad (3-34)$$

Từ đó suy ra:

$$\frac{dp}{p} + k.\frac{dv}{v} = 0 \quad (3-35)$$

Tích phân 2 vế ta có:

$$\ln(p.v^k) = \text{Const} \quad (3-36)$$

Hay:

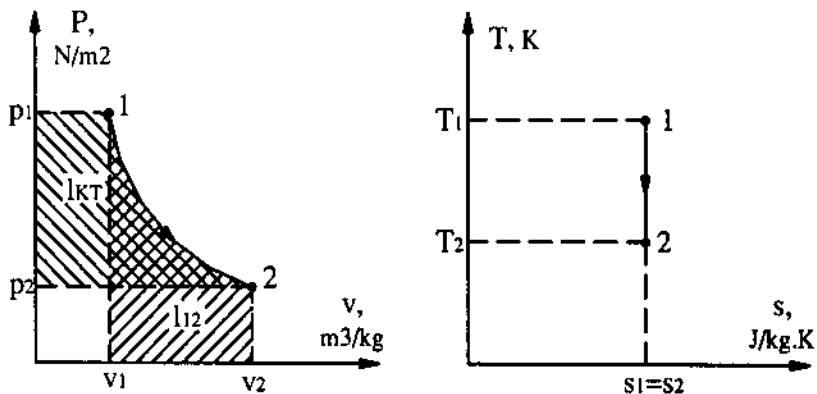
$$p.v^k = \text{const} \quad (3-37)$$

Đây là phương trình của quá trình đoạn nhiệt, từ đây có thể suy ra:

$$p = \frac{A}{v^k}$$

Phương trình có dạng hàm mũ âm, tiện cận hai trục tọa độ p và v.

* Biểu diễn trên đồ thị p-v và T-s



Hình 3.6. Quá trình đoạn nhiệt.

Trên đồ thị p-v quá trình diễn ra theo dạng hàm mũ âm, tiệm cận hai trục tọa độ còn trên đồ thị T-s có dạng đoạn thẳng đứng. Như vậy quá trình đoạn nhiệt thực chất là quá trình đẳng entrôpi, $s = \text{const}$.

* *Quan hệ giữa các thông số của trạng thái đầu và cuối quá trình:*

Từ phương trình trạng thái và phương trình biểu diễn quá trình ta có:

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^k = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (3-38)$$

* *Biến thiên nội năng:*

Đối với khí lý tưởng ta luôn luôn có: $du = C_v \cdot dT$ nên:

$$\Delta u = C_v \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-39)$$

* *Biến thiên entanpi:*

Đối với khí lý tưởng ta luôn luôn có: $di = C_p \cdot dT$ nên:

$$\Delta i = C_p \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-40)$$

* *Công thay đổi thể tích:*

Do $q = 0$ nên:

$$l = -\Delta u = C_v \cdot (T_1 - T_2) \quad (3-41)$$

* *Công kỹ thuật:*

Do $q = 0$ nên:

$$l_{KT} = -\Delta i = C_p \cdot (T_1 - T_2) \quad (3-42)$$

* *Biến thiên entrôpi:* $\Delta s = 0$ (3-43)

* *Nhiệt lượng chất môi giới nhận được trong quá trình:*

$$q = 0$$

* *Hệ số biến đổi năng lượng:* $\alpha = \frac{\Delta u}{q} = \infty$ (3-44)

Do $q = 0$ nên $l_{12} = -\Delta u$ từ đó suy ra, công trong quá trình đoạn nhiệt được sinh ra do biến đổi nội năng chất môi giới.

3.2.5. Quá trình đa biến

* *Định nghĩa:*

Quá trình đa biến là quá trình mà nhiệt dung riêng của môi chất trong quá trình đó không thay đổi: $C_n = \text{const}$.

* Phương trình của quá trình:

Gọi C_n là nhiệt dung riêng của môi chất trong quá trình đa biến. Ta có phương trình:

$$dq = C_v dT + p.dv = C_n.dT \quad (3-45)$$

$$dq = C_p.dT - v.dp = C_n.dT \quad (3-46)$$

Biến đổi ta có:

$$(C_n - C_v).dT = p.dv \quad (3-47)$$

$$(C_n - C_p).dT = -v.dp \quad (3-48)$$

suy ra:

$$\frac{C_n - C_p}{C_n - C_v} = -\frac{v.dp}{p.dv} \quad (3-49)$$

Đặt $n = \frac{C_n - C_p}{C_n - C_v}$ gọi là chỉ số đa biến của quá trình và biến đổi ta có:

$$\frac{dp}{p} + n.\frac{dv}{v} = 0 \quad (3-50)$$

Tích phân 2 vế ta có:

$$\ln(p.v^n) = \text{const} \quad (3-51)$$

Hay:

$$p.v^n = \text{const} \quad (3-52)$$

Đây là phương trình của quá trình đa biến.

* Quan hệ giữa các thông số của trạng thái đầu và cuối quá trình:

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^n = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{\frac{n}{n-1}} \quad (3-53)$$

* Biến thiên nội năng:

Đối với khí lý tưởng ta luôn luôn có: $du = C_v.dT$, nên:

$$\Delta u = C_v.(T_2 - T_1) \quad (3-54)$$

* Biến thiên entanpi:

Đối với khí lý tưởng ta luôn luôn có: $di = C_p.dT$, nên:

$$\Delta i = C_p.(T_2 - T_1) \quad (3-55)$$

* Tính công thay đổi thể tích:

$$l = q - \Delta u = C_n.(T_2 - T_1) - C_v.(T_2 - T_1) = (C_n - C_v).(T_2 - T_1) \quad (3-56)$$

Thay $C_n = C_v \cdot \frac{n-k}{n-1}$ vào ta có:

$$l = C_v \cdot \frac{1-k}{n-1} \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-57)$$

* Công kỹ thuật:

$$l_{KT} = (C_n - C_p) \cdot (T_2 - T_1) = C_v \cdot \frac{n(1-k)}{n-1} \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-58)$$

* Biến thiên entropi:

$$\Delta s = \int_1^2 \frac{dq}{T} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{C_n \cdot dT}{T} = C_n \cdot \ln \frac{T_2}{T_1} = C_v \cdot \frac{n-k}{n-1} \cdot \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (3-59)$$

* Nhiệt lượng chất môi giới nhận được trong quá trình:

$$q = C_n \cdot (T_2 - T_1) = C_v \cdot \frac{n-k}{n-1} \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-60)$$

* Xác định hệ số biến đổi năng lượng:

$$\alpha = \frac{\Delta u}{q} = \frac{C_v \cdot (T_2 - T_1)}{C_n \cdot (T_2 - T_1)} = \frac{C_v}{C_n} = \frac{n-1}{n-k} \quad (3-61)$$

* Xác định chỉ số n

- Xác định chỉ số đa biến theo các thông số trạng thái

Từ phương trình quá trình đa biến suy ra:

$$n = \frac{\ln \frac{p_2}{p_1}}{\ln \frac{v_1}{v_2}} \quad (3-62)$$

Tương tự có thể xác định n theo tỷ số giữa các nhiệt độ và tỷ số p_2/p_1 hoặc v_2/v_1 .

- Xác định theo q, l_{12} và k

$$\text{Công thay đổi thể tích} : l = C_v \cdot \frac{k-1}{1-n} \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-63)$$

$$\text{Nhiệt lượng} : q = C_v \cdot \frac{n-k}{n-1} \cdot (T_2 - T_1) \quad (3-64)$$

Suy ra:

$$n = \frac{q}{l} (1-k) + k \quad (3-65)$$

*** Tính tổng quát của quá trình đa biến**

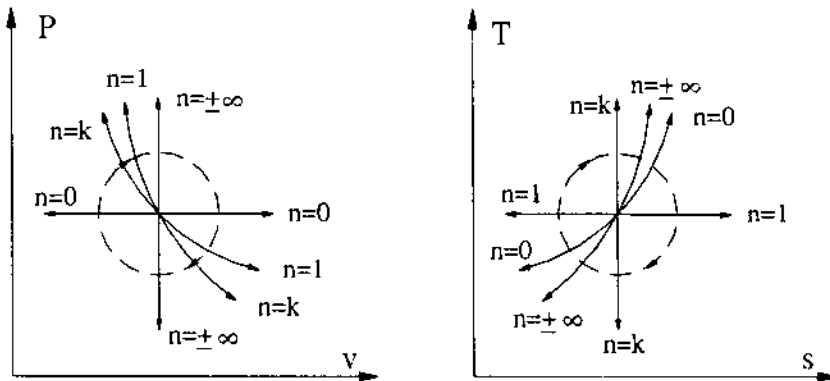
Theo phương trình quá trình đa biến $p.v^n = \text{const}$ hay $p^{1/n}.v = \text{const}$

Vi vậy ta có:

- Khi $n = +\infty$; ta có $v = \text{const}$, đó là quá trình đẳng tích.
- Khi $n = 0$: ta có $p = \text{const}$, đây là phương trình quá trình đẳng áp.
- Khi $n = 1$; $p.v = \text{const}$ hay $T = \text{const}$, quá trình đẳng nhiệt.
- Khi $n = k$; $p.v^k = \text{const}$, quá trình đoạn nhiệt.

Như vậy quá trình đa biến là trường hợp tổng quát của các quá trình trên.

- *Đồ thị các quá trình: p-v, T-s.*



Hình 3.7. Các quá trình trên đồ thị p-v và T-s.

Bây giờ ta xét nhiệt lượng của quá trình đa biến và độ biến thiên Δu .

- Lấy vị trí đường đoạn nhiệt làm chuẩn ($q = 0$, $n = k$). Tất cả các quá trình xuất phát từ tâm A nằm bên phải đường đoạn nhiệt đều có $q > 0$ (khí nhận nhiệt) và ngược lại nằm bên trái đường đoạn nhiệt có $q < 0$ (chất khí nhả nhiệt)

- Đối với nội năng lấy đường đẳng nhiệt làm chuẩn ($\Delta u = 0$, $n = 1$). Bất cứ quá trình nào xuất phát từ tâm A mà nằm bên phải đường đẳng nhiệt đều có $\Delta u > 0$ và ngược lại bất kỳ quá trình nào nằm bên trái đường đẳng nhiệt đều có $\Delta u < 0$.

BÀI TẬP CHƯƠNG 3

3.1. Cho một chất khí lý tưởng có hằng số $R = 200 \text{ J/kg.K}$ và số mũ đoạn nhiệt $k = 1,4$, đựng trong một bình kín với thể tích $0,3 \text{ m}^3$. Ở nhiệt độ $t_1 = 27^\circ\text{C}$, áp suất khối khí $p_1 = 3 \text{ bar}$. Đốt nóng khối khí đến áp suất $p_2 = 6 \text{ bar}$.

- Biểu thị quá trình thay đổi trạng thái trên đồ thị p - v và T - S ;
- Xác định khối lượng môi chất trong bình, G (kg);
- Nhiệt độ cuối quá trình t_2 ($^\circ\text{C}$);
- Nhiệt lượng cung cấp cho khối khí Q ;
- Xác định độ biến thiên ΔU , ΔI , L_{kt}

Đáp số: $G = 1,5 \text{ kg}$; $t_2 = 327^\circ\text{C}$; $Q = 225.000 \text{ J}$

$$\Delta U = Q = 225.000 \text{ J}; \Delta I = 315.000 \text{ J}; L_{kt} = -90.000 \text{ J}$$

3.2. Một bình kín thể tích $V = 0,015 \text{ m}^3$ chứa không khí, áp suất $p_1 = 2 \text{ bar}$, $t_1 = 30^\circ\text{C}$. Cung cấp nhiệt lượng $Q = 16 \text{ kJ}$. Xác định thông số trạng thái cuối quá trình, biến thiên entropi.

Đáp số: $t_2 = 676^\circ\text{C}$; $v_2 = 0,435 \text{ m}^3/\text{kg}$; $p_2 = 6,27 \text{ bar}$

$$\Delta S = 28,2 \text{ J/K}$$

3.3. Một bình kín thể tích $0,12 \text{ m}^3$ chứa O_2 áp suất $p_1 = 10 \text{ bar}$, nhiệt độ $t_1 = 50^\circ\text{C}$. Gia nhiệt để nhiệt độ tăng lên $t_2 = 150^\circ\text{C}$.

- Xác định khối lượng ôxi trong bình, áp suất p_2 ?

- Tính ΔU , ΔI , ΔS , Q , L , L_{kt}

Đáp số:

$$G = 1,43 \text{ kg}; p_2 = 13 \text{ bar}; Q = \Delta U = 92.883 \text{ J}; \Delta I = 130.036 \text{ J};$$

$$L = 0; L_{kt} = -37.153 \text{ J}; \Delta S = 251 \text{ J/K}.$$

3.4. Đốt nóng 02 kg khí O_2 ($\mu = 32 \text{ kg/kmol}$, $k = 1,4$) trong điều kiện áp suất không đổi $p = 5 \text{ bar}$ từ nhiệt độ $t_1 = 27^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 127^\circ\text{C}$.

- Biểu thị quá trình trên đồ thị p - v và T - S
- Xác định thể tích của O_2 ở trạng thái đầu và cuối
- Xác định Q , ΔI , ΔU , L_{kt} , L

Đáp số: $V_1 = 0,312 \text{ m}^3$; $V_2 = 0,416 \text{ m}^3$

$$Q = \Delta I = 182\,000 \text{ J}; \Delta U = 130\,000 \text{ J}; L_{kt} = 0; L = 52\,000 \text{ J}.$$

3.5. Một kg không khí được gia nhiệt đẳng áp $p = 2 \text{ bar}$ từ nhiệt độ 20°C đến 110°C

- Tính thể tích riêng trạng thái đầu và cuối

- Tính Δu , Δi , Δs , q , l_{12} , l_{kt}

Đáp số:

$$v_1 = 0,42 \text{ m}^3/\text{kg}; v_2 = 0,55 \text{ m}^3/\text{kg}; \Delta u = 64\,575 \text{ J/kg}; q = \Delta i = 90\,405 \text{ J/kg}; \\ l = 25\,830 \text{ J/kg}; l_{kt} = 0; \Delta s = 269 \text{ J/kg.K}$$

3.6. Cung cấp nhiệt lượng 100kCal cho 01 kg không khí trong điều kiện áp suất không đổi 1 bar với thể tích riêng ban đầu $v_1 = 0,8 \text{ m}^3/\text{kg}$. Xác định các thông số cuối quá trình.

Đáp số:

$$v_2 = 2,202 \text{ m}^3/\text{kg}, t_2 = 416^\circ\text{C}, t_1 = 0^\circ\text{C}$$

3.7. Có 12 kg không khí ở nhiệt độ 27°C , áp suất tuyệt đối $p = 6\text{bar}$, giãn nở đẳng nhiệt để thể tích tăng 4 lần.

a. Biểu thị quá trình trên đồ thị $p-v$ và $T-S$

b. Xác định các thông số trạng thái cuối

c. Xác định Q , ΔI , ΔU , L_{kt} , L , ΔS

Đáp số:

$$v_2 = 0,574 \text{ m}^3/\text{kg}; p_2 = 1,5 \text{ bar}; T_2 = 300^\circ\text{K}$$

$$Q = L = L_{kt} = 1.432.319 \text{ J}; \Delta U = \Delta I = 0; \Delta S = 4774 \text{ J/K}$$

3.8. Giãn nở đoạn nhiệt 2kg không khí từ $t_1 = 327^\circ\text{C}$, $p_1 = 10 \text{ bar}$ đến $p_2 = 1 \text{ bar}$.

a. Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$ và $T-S$

b. Xác định các thông số trạng thái cơ bản trạng thái cuối

c. Xác định Q , ΔI , ΔU , L_{kt} , L , ΔS

Đáp số:

$$v_2 = 0,9 \text{ m}^3/\text{kg}; T_2 = 313^\circ\text{K}; Q = 0, \Delta S = 0$$

$$L = -\Delta U = 411.845 \text{ J}$$

$$L_{kt} = -\Delta I = 576.583 \text{ J}$$

3.9. Nén đa biến 01 kg không khí $n = 1,2$ từ $t_1 = 20^\circ\text{C}$, $p_1 = 0,981 \text{ bar}$ đến $p_2 = 7,845 \text{ bar}$

a. Biểu diễn quá trình trên đồ thị p - v và T - S

b. Xác định các thông số trạng thái cơ bản trạng thái cuối

c. Xác định Q , ΔI , ΔU , L_{kt} , L

Đáp số:

$$v_2 = 0,15 \text{ m}^3/\text{kg}; T_2 = 414^\circ\text{K}; Q = -87 \text{ kJ}$$

$$L = -174 \text{ kJ}; \Delta U = 87 \text{ kJ}$$

$$L_{kt} = -208,8 \text{ kJ}; \Delta I = 121,8 \text{ kJ}.$$

Chương 4

ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG 2

Định luật nhiệt động 1 là trường hợp riêng của định luật bảo toàn và chuyển hoá năng lượng áp dụng trong lĩnh vực nhiệt.

Định luật nhiệt động 2 cho biết với điều kiện nào thì xảy ra quá trình, chiều hướng xảy ra quá trình và mức độ chuyển hoá năng lượng. Định luật nhiệt động 2 là tiền đề để xây dựng lý thuyết về động cơ và thiết bị nhiệt.

Theo định luật nhiệt động 2 mọi quá trình xảy ra trong tự nhiên đều diễn ra theo một chiều nhất định. Ví dụ nhiệt chỉ truyền từ nơi có nhiệt độ cao sang nơi có nhiệt độ thấp, môi chất giãn nở từ áp suất cao xuống áp suất thấp. Muốn cho quá trình xảy ra theo chiều ngược lại thì phải tiêu tốn năng lượng. Mặt khác định luật nhiệt động hai cũng cho biết mức độ biến đổi nhiệt thành công, quá trình biến đổi nhiệt thành công bị hạn chế bởi các điều kiện nào.

4.1. CÁC LOẠI CHU TRÌNH VÀ HIỆU QUẢ LÀM VIỆC CỦA NÓ

Trong các máy nhiệt để biến đổi nhiệt thành công, người ta thường tiến hành giãn nở các chất môi giới. Để sinh công liên tục đòi hỏi phải giãn nở liên tục chất môi giới. Tuy nhiên, do kích thước máy và lượng môi chất có hạn, nên để có thể giãn nở liên tục người ta cần phải đưa môi chất trở lại trạng thái ban đầu để thực hiện quá trình giãn nở tiếp theo.

Quá trình môi chất thay đổi trạng thái liên tục biến đổi qua rất nhiều trạng thái trung gian và trở lại trạng thái ban đầu là một quá trình khép kín hay một chu trình.

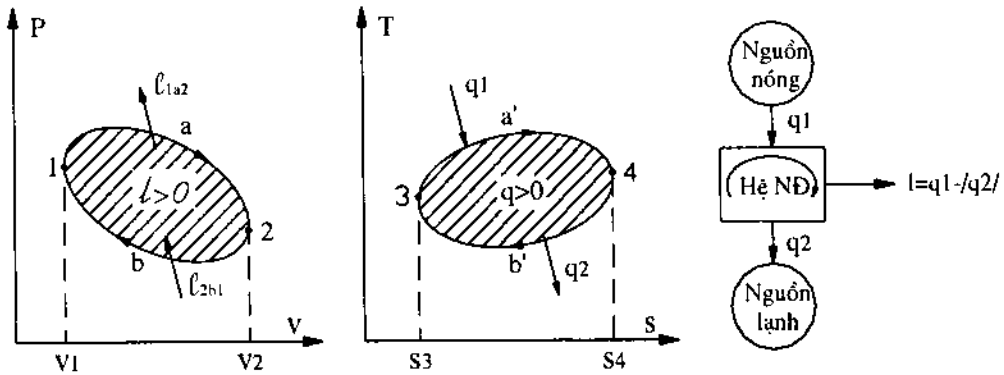
Chu trình thuận nghịch là chu trình gồm các quá trình thuận nghịch, tức là quá trình mà ta có thể tiến hành theo chiều ngược lại qua tất cả các trạng thái trung gian đã trải qua, mà môi chất và môi trường không có gì thay đổi.

4.1.1. Chu trình thuận chiều

Chu trình thuận chiều là chu trình trong đó sự thay đổi trạng thái của chất

môi giới diễn ra theo chiều kim đồng hồ trên các đồ thị trạng thái (p-v hoặc T-s). Trong chu trình này môi chất nhận nhiệt của nguồn nóng, nhả một phần nhiệt năng cho nguồn lạnh và phần còn lại sinh công.

Giả sử trên p-v ta có một chu trình thuận chiều. Ta chia chu trình thành 2 quá trình: Quá giãn nở 1a2 và quá trình nén 2b1. Đặc điểm của chu trình thuận chiều là quá trình giãn nở môi chất nằm trên quá trình nén môi chất.



Hình 4.1. Chu trình thuận chiều.

Ta có phương trình định luật nhiệt động 1:

$$dq = du + dl \quad (4-1)$$

Tích phân theo đường cong khép kín:

$$q = \oint dq = \oint du + \oint dl = \oint dl = \Delta u + l = l \quad (4-2)$$

Do thực hiện quá trình khép kín nên $\Delta u = 0$ do đó $q = l$, nhiệt mà môi chất nhận được trong toàn chu trình bằng tổng công do nó thực hiện trong toàn bộ chu trình đó. Bây giờ ta hãy xét riêng các quá trình giãn nở và nén.

- *Quá trình giãn nở 1a2:*

Trong quá trình này môi chất sinh công:

$$l_{1a2} = \int_{1a2} p \cdot dv = + \text{Diện tích } (1a2v_2v_1) > 0 \quad (4-3)$$

- *Quá trình nén 2b1:*

Môi chất tiêu thụ công:

$$l_{2b1} = \int_{2b1} p \cdot dv = - \text{Diện tích } (2b1v_1v_2) < 0 \quad (4-4)$$

Mặt khác trên đồ thị T-s ta cũng có

- *Quá trình 3a'4*: Môi chất nhận nhiệt lượng q_1 từ nguồn nóng và có giá trị:

$$q_1 = \int_{3a'4} T.ds = + \text{Diện tích } (3a'4S_4S_33) > 0 \quad (4-5)$$

- *Quá trình 4b'3*: Môi chất nhả nhiệt lượng q_2 cho nguồn lạnh và có giá trị:

$$q_2 = \int_{4b'3} T.ds = - \text{Diện tích } (4b'3S_3S_44) < 0 \quad (4-6)$$

- *Đối với chu trình*:

Công do môi chất thực hiện trên cả chu trình:

$$l = l_{1a2} + l_{2b1} = \text{Diện tích } (1a2b1) > 0 \quad (4-7)$$

Nhiệt mà môi chất nhận được trong quá trình

$$q = q_1 + q_2 = q_1 - |q_2| > 0 \quad (4-8)$$

Ta có phương trình cân bằng năng lượng

$$q_1 - |q_2| = l \quad (4-9)$$

Để đánh giá hiệu quả của chu trình thuận chiều người ta dựa vào đại lượng gọi là hiệu suất nhiệt:

$$\eta_t = \frac{\text{Năng lượng hữu ích}}{\text{Năng lượng chi phí}} = \frac{l}{q_1} = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} \quad (4-10)$$

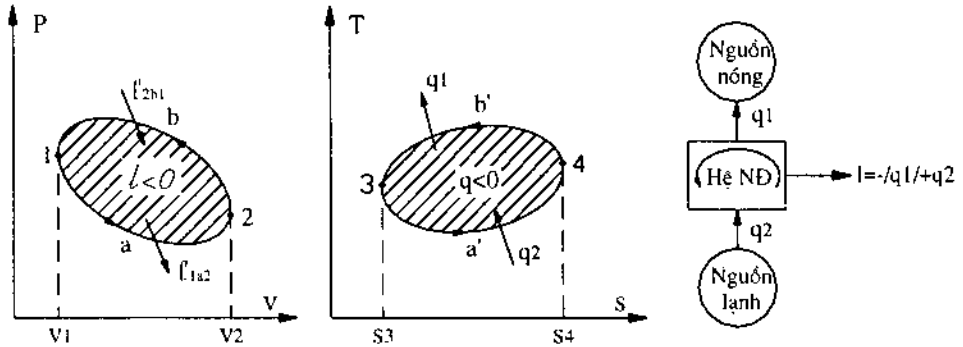
Trong chu trình thuận chiều, năng lượng hữu ích là công mà chất môi giới đã thực hiện, năng lượng chi phí là nhiệt lượng mà môi chất nhận từ nguồn nóng q_1 . Nhiệt lượng q_2 nhả cho nguồn lạnh là năng lượng vô ích, đó là tổn thất bắt buộc trong quá trình thực hiện.

4.1.2. Chu trình ngược chiều

Chu trình ngược chiều là chu trình mà sự thay đổi trạng thái của chất môi giới diễn ra theo chiều ngược chiều kim đồng hồ trên các đồ thị trạng thái. Trong chu trình này môi chất tiêu thụ công để lấy nhiệt từ nguồn lạnh nhả cho nguồn nóng.

Giả sử trên đồ thị p-v ta có một chu trình ngược chiều. Ta chia chu trình thành 2 quá trình: Quá giãn nở 1a2 và quá trình nén 2b1. Đặc điểm của chu

trình này là quá trình giãn nở 1a2 nằm dưới quá trình nén 2b1.



Hình 4.2. Chu trình ngược chiều

Tương tự như trường hợp chu trình thuận chiều, ta xét từng quá trình trên các đồ thị:

Trên đồ thị p-v ta có:

- Quá trình giãn nở 1a2:

Chất môi giới sinh công:

$$l_{1a2} = \int_{1a2} p \cdot dv = + \text{Diện tích } (1a2.v_2.v_1.1) > 0 \quad (4-11)$$

- Quá trình nén 2b1:

Chất môi giới tiêu thụ công:

$$l_{2b1} = \int_{2b1} p \cdot dv = - \text{Diện tích } (2b1.v_1.v_2.2) < 0 \quad (4-12)$$

Mặt khác trên đồ thị T-s ta cũng có:

- Quá trình 3a'4 entropi tăng và môi chất nhận nhiệt:

$$q_2 = \int_{3a'4} T \cdot ds = + \text{Diện tích } (3a'4S_4S_3.3) > 0 \quad (4-13)$$

- Quá trình 4b'3 entropi giảm và môi chất nhả nhiệt:

$$q_1 = \int_{4b'3} T \cdot ds = - \text{Diện tích } (4b'3S_3S_4.4) < 0 \quad (4-14)$$

- Đối với chu trình:

Công của chu trình

$$I = l_{1a2} + l_{2b1} = - \text{Diện tích } (1a2b1) < 0 \quad (4-15)$$

Nhiệt mà môi chất nhận được trong quá trình

$$q = q_1 + q_2 = -|q_1| + q_2 < 0 \quad (4-16)$$

Ta có phương trình cân bằng năng lượng

$$-|q_1| + q_2 = l < 0 \text{ hay } |q_1| - q_2 = |l| \quad (4-17)$$

- Để đánh giá hiệu quả của chu trình thuận chiều người ta dựa vào đại lượng:

$$\text{Hiệu quả} = \frac{\text{Năng lượng hữu ích}}{\text{Năng lượng chi phí}} \quad (4-18)$$

Đối với chu trình ngược chiều, năng lượng chi phí là công tiêu thụ l của chu trình, còn năng lượng hữu ích có thể là q_1 hoặc q_2 tùy thuộc vào mục đích sử dụng của hệ thống:

- Đối với máy lạnh, năng lượng hữu ích là q_2 tức là nhiệt lượng mà môi chất nhận được từ nguồn lạnh và đại lượng đánh giá hiệu quả của thiết bị gọi là hệ số lạnh ε :

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} \quad (4-19)$$

- Đối với bơm nhiệt, năng lượng hữu ích là q_1 tức nhiệt lượng mà môi chất nhả cho nguồn nóng và đại lượng đánh giá hiệu quả của thiết bị gọi là hệ số nhiệt φ :

$$\varphi = \frac{|q_1|}{|l|} = \frac{|q_1|}{|q_1| - q_2} \quad (4-20)$$

4.2. CHU TRÌNH CARNOT

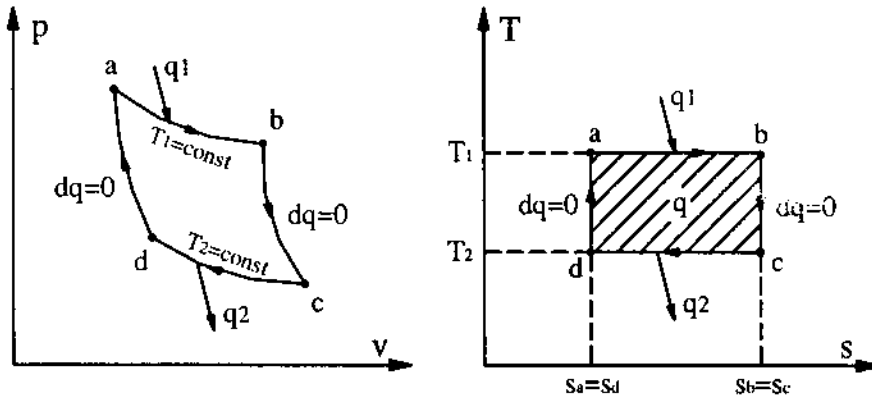
4.2.1. Chu trình Carnot thuận chiều

Để nghiên cứu khả năng biến đổi nhiệt thành công của các nguồn nhiệt, Carnot đã tiến hành nghiên cứu một chu trình đơn giản gồm hai quá trình đẳng nhiệt và hai quá trình đoạn nhiệt xen kẽ nhau thực hiện giữa hai nguồn nhiệt có nhiệt độ T_1 và T_2 .

Để khi chất môi giới nhận nhiệt và nhả nhiệt không làm ảnh hưởng đến nhiệt độ của các nguồn nhiệt người ta giả thiết là các nguồn nhiệt là vô cùng

lớn và quá trình trao đổi nhiệt là lý tưởng tức là nhiệt độ của môi chất đạt bằng nhiệt độ của các nguồn nóng và lạnh.

Trên hình 4.3 trình bày chu trình Carnot thuận chiều, các quá trình cụ thể như sau:



Hình 4.3. Chu trình Carnot thuận chiều.

ab- Quá trình giãn nở đẳng nhiệt $T = T_1 = \text{const}$, trong quá trình này chất môi giới tiếp xúc nguồn nóng và nhận từ nguồn nóng có nhiệt độ T_1 một nhiệt lượng q_1 .

bc- Quá trình giãn nở đoạn nhiệt, áp suất và nhiệt độ chất môi giới giảm từ T_1 xuống T_2 .

cd- Quá trình nén đẳng nhiệt $T = T_2 = \text{const}$, trong quá trình này chất môi giới tiếp xúc với nguồn lạnh có nhiệt độ T_2 và nhả cho nguồn lạnh một nhiệt lượng q_2 .

da- Quá trình nén đoạn nhiệt, áp suất và nhiệt độ chất môi giới tăng từ T_2 lên T_1 .

Ta viết phương trình định luật nhiệt động 1 cho chu trình Carnot như sau:

$$q = q_1 - |q_2| = \Delta u + l = l \quad (4-21)$$

$q, l, \Delta u$ - Nhiệt lượng, công và biến thiên nội năng của chất môi giới trong chu trình, J/kg.

Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận chiều là:

$$\eta_C = \frac{l}{q_1} = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} \quad (4-22)$$

Mặt khác, theo quá trình đẳng nhiệt ab ta có:

$$q_1 = R \cdot T_1 \cdot \ln \frac{v_b}{v_a} = T_1 \cdot (s_b - s_a) \quad (4-23)$$

Theo quá trình đẳng nhiệt cd ta có:

$$|q_2| = R \cdot T_2 \cdot \ln \frac{v_c}{v_d} = T_2 \cdot (s_c - s_d) \quad (4-24)$$

Do $s_b - s_a = s_c - s_d$ nên:

$$\eta_C = 1 - \frac{T_2}{T_1} \quad (4-25)$$

Từ biểu thức (4-25) ta rút ra một số nhận xét như sau:

- Hiệu suất chu trình Carnot thuận chiều chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ của nguồn nóng và nguồn lạnh mà không phụ thuộc vào bản chất của chất môi giới.

- Khi nhiệt độ nguồn nóng tăng hoặc khi nhiệt độ nguồn lạnh giảm thì hiệu suất nhiệt tăng.

- Hiệu suất nhiệt chu trình Carnot thuận chiều luôn luôn nhỏ hơn 1, vì nhiệt độ nguồn lạnh T_2 không thể bằng 0 và nguồn nóng T_1 không thể bằng vô cùng, vì vậy có thể suy ra:

$$\eta_C = \frac{l}{q_1} = 1 - \frac{T_2}{T_1} < 1 \text{ hay } l < q_1$$

nghĩa là nhiệt lượng q_1 cung cấp cho chất môi giới không thể biến đổi hoàn toàn thành công ngay cả trong điều kiện lý tưởng. Như vậy hiệu suất chu trình Carnot cho ta biết mức độ biến đổi nhiệt thành công trong các động cơ và thiết bị nhiệt.

- Khi $T_1 = T_2$ thì hiệu suất nhiệt chu trình Carnot bằng không, điều đó chứng tỏ không thể sinh công chỉ bằng một nguồn nhiệt duy nhất hay không thể tồn tại động cơ vĩnh cửu loại hai.

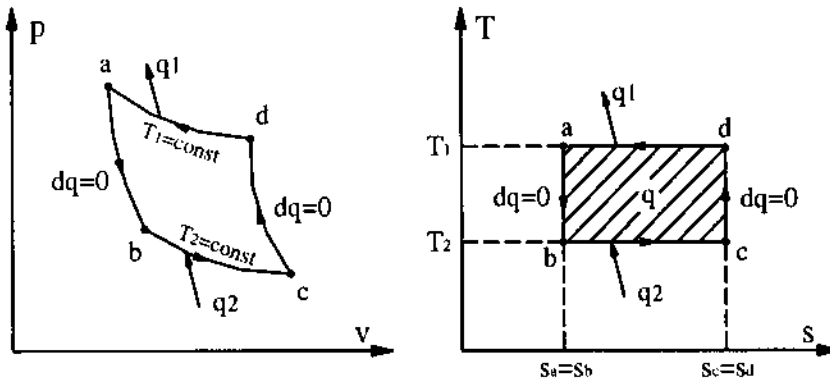
- Chu trình Carnot có hiệu suất nhiệt lớn nhất so với tất cả các chu trình

khi có cùng nhiệt độ nguồn nóng và nguồn lạnh. Điều này có thể thấy rõ trên đồ thị T-s, vì quá trình bất kỳ trong phạm vi nhiệt độ T_1 và T_2 sẽ có nhiệt độ trung bình quá trình cấp nhiệt nhỏ hơn $T_{1tb} < T_1$ và nhiệt độ trung bình quá trình nhả nhiệt lớn hơn $T_{2tb} > T_2$. Do đó:

$$\eta_c = 1 - \frac{T_2}{T_1} > 1 - \frac{T_{2tb}}{T_{1tb}} = \eta$$

4.2.2. Chu trình Carnot ngược chiều

Chu trình ngược chiều cũng có các quá trình tương tự như chu trình Carnot thuận chiều nhưng tiến hành theo chiều ngược lại.



Hình 4.4. Chu trình Carnot ngược chiều.

ab- Quá trình giãn nở đoạn nhiệt, nhiệt độ môi chất giảm từ T_1 xuống T_2
 bc- Quá trình giãn nở đẳng nhiệt, môi chất tiếp xúc với nguồn lạnh và nhận nhiệt từ nguồn lạnh nhiệt lượng q_2 .

cd- Quá trình nén đoạn nhiệt, nhiệt độ môi chất tăng từ T_2 đến T_1

da- Quá trình nén đẳng nhiệt, môi chất nhả nhiệt cho nguồn nóng một lượng q_1 .

Hệ số lạnh của chu trình:

$$\epsilon = \frac{q_2}{|l|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} \quad (4-26)$$

Mặt khác:

$$|q_1| = T_1 \cdot (s_d - s_a)$$

$$q_2 = T_2 \cdot (s_c - s_b)$$

và $s_d - s_a = s_c - s_b$. Thay các thông số vào ta có:

$$\varepsilon = \frac{T_2}{T_1 - T_2} \quad (4-27)$$

Từ biểu thức tính hệ số lạnh ta có nhận xét sau:

- Hệ số lạnh của chu trình Carnot chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ nguồn nóng và nhiệt độ nguồn lạnh mà không phụ thuộc vào bản chất của chất môi giới.

- Hệ số lạnh chu trình Carnot ngược chiều có giá trị lớn nhất trong các chu trình có cùng phạm vi nhiệt độ làm việc.

- Hệ số lạnh ε tăng khi giảm nhiệt độ nguồn nóng T_1 và tăng nhiệt độ nguồn lạnh T_2 .

- Hệ số lạnh chu trình Carnot thông thường có giá trị lớn hơn một.

4.3. ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG 2

4.3.1. Nội dung định luật nhiệt động 2

Trên cơ sở nghiên cứu chu trình Carnot thuận chiều có thể rút ra nội dung định luật nhiệt động 2.

Có nhiều cách phát biểu định luật nhiệt động 2, sau đây là 2 cách phát biểu thông dụng nhất:

a. Phát biểu của Carnot - Clausius (1850): *Nhiệt lượng chỉ truyền từ vật có nhiệt độ cao sang vật có nhiệt độ thấp, chứ không thể tiến hành ngược lại. Muốn truyền từ vật có nhiệt độ thấp sang vật có nhiệt độ cao phải tiêu tốn công.*

Cách phát biểu của Carnot - Clausius cho biết chiều hướng diễn ra quá trình truyền nhiệt. Khi các vật có nhiệt độ khác nhau, tiếp xúc với nhau thì nhiệt sẽ truyền từ vật có nhiệt độ cao sang vật có nhiệt độ thấp. Muốn lấy nhiệt từ vật có nhiệt độ thấp nhả cho vật có nhiệt độ cao phải tiêu tốn năng lượng, ví dụ như ở máy lạnh, máy điều hoà. Quá trình này tương tự nước chảy, nó luôn có xu hướng chảy từ cao xuống thấp, muốn đưa nước lên cao phải bơm, tức tiêu thụ công.

b. Phát biểu của Thomson - Planck (1851): Không thể sinh công một cách liên tục bằng động cơ nhiệt làm việc theo chu trình với chỉ với một nguồn nhiệt.

Cách phát biểu này tương đương với cách phát biểu là không có động cơ vĩnh cửu loại hai, đó là động cơ làm việc chỉ với một nguồn nhiệt.

4.3.2. Biểu thức định luật nhiệt động 2 (biểu thức Clausius)

Để thành lập biểu thức định luật nhiệt động 2, ta hãy xem xét hiệu suất chu trình Carnot thuận chiều thuận nghịch:

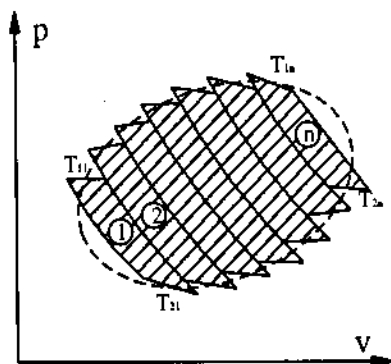
$$\eta_c = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} = 1 - \frac{T_2}{T_1} \quad (4-28)$$

Suy ra:
$$\frac{|q_2|}{q_1} = \frac{T_2}{T_1}$$

Nếu để ý đến dấu của nhiệt lượng và lưu ý là q_2 có giá trị âm ta có:

$$\frac{q_1}{T_1} + \frac{q_2}{T_2} = 0 \quad (4-29)$$

Bây giờ ta sử dụng công thức trên để nghiên cứu chu trình thuận nghịch bất kỳ. Giả sử có chu trình thuận nghịch bất kỳ. Trên đồ thị p-v (hình 4.5) ta có thể chia chu trình đó thành n chu trình Carnot thuận nghịch bằng các đường đoạn nhiệt và đẳng nhiệt (hình 4.5).



Hình 4.5.

Theo biểu thức (4-29), ta viết cho các chu trình Carnot nhỏ như sau:

$$\left(\frac{q_{11}}{T_{11}} + \frac{q_{21}}{T_{21}}\right) + \left(\frac{q_{12}}{T_{12}} + \frac{q_{22}}{T_{22}}\right) + \dots + \left(\frac{q_{1n}}{T_{1n}} + \frac{q_{2n}}{T_{2n}}\right) = \sum_{i=1}^n \left(\frac{q_{1i}}{T_{1i}} + \frac{q_{2i}}{T_{2i}}\right) = 0 \quad (4-30)$$

Khi số lượng $n \rightarrow \infty$ thì các quá trình đẳng nhiệt của các chu trình Carnot trở thành một điểm tức ta có phương trình:

$$\lim_{n \rightarrow \infty} \sum_{i=1}^n \left(\frac{q_{1i}}{T_{1i}} + \frac{q_{2i}}{T_{2i}}\right) = \oint \frac{dq}{T} = 0,$$

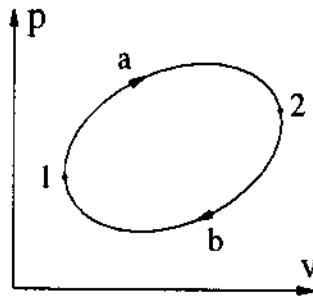
ta có biểu thức định luật nhiệt động 2 như sau:

$$\oint \frac{dq}{T} = 0 \quad (4-31)$$

Biểu thức (4-31) trên đây gọi là tích phân Clausius biểu thức này còn gọi là phương trình của định luật nhiệt động thứ 2.

4.3.3. Khái niệm entropi và nguyên lý tăng entropi.

Từ biểu thức định luật Nhiệt động 2 ta có thể rút ra khái niệm về entropi và xác định biểu thức của nó, bằng cách xét 1 chu trình khép kín đi qua hai điểm 1 và 2.



Hình 4.6. Chu trình thuận nghịch bất kỳ.

Từ biểu thức định luật nhiệt động 2 cho chu trình khép kín đó:

$$\oint_{1a2b1} \frac{dq}{T} = 0 \quad (4-32)$$

hay:

$$\int_{1a2} \frac{dq}{T} + \int_{2b1} \frac{dq}{T} = 0 \quad (4-33)$$

hay

$$\int_{1a2} \frac{dq}{T} = \int_{1b2} \frac{dq}{T} \quad (4-34)$$

Công thức trên cho thấy $\int_{12} \frac{dq}{T}$ chỉ phụ thuộc vào trạng thái đầu và trạng

thái cuối mà không phụ thuộc vào đường đi của quá trình, chứng tỏ $\frac{dq}{T}$ là vi phân toàn phần của một hàm trạng thái s nào đó, được gọi là entropi, đơn vị kJ/kg.K

Trong tính toán nhiệt người ta không cần tìm giá trị tuyệt đối của entropi mà chỉ cần xác định độ biến thiên entropi của chất môi giới. Vì thế người ta qui ước ở điều kiện tiêu chuẩn trị số của entropi bằng không.

Như vậy độ biến thiên entropi từ trạng thái 1 đến trạng thái 2 là:

$$\Delta s = s_2 - s_1 = \int_1^2 \frac{dq}{T} \quad (4-35)$$

Trong quá trình không thuận nghịch do có ma sát và các tổn thất nhiệt khác nên:

$$ds = \frac{dq_{tt}}{T} + \frac{dq}{T} \quad (4-36)$$

hay

$$\Delta s = \Delta s_{tt} + \int_1^2 \frac{dq}{T} \quad (4-37)$$

Kết hợp cả 2 phương trình trên ta có trong trường hợp tổng quát:

$$\Delta s \geq \int_1^2 \frac{dq}{T} \quad (4-38)$$

Dấu bằng trong trường hợp quá trình là thuận nghịch. Đối với quá trình đoạn nhiệt $dq = 0$ nên $\Delta s \geq 0$. Tóm lại:

- Quá trình đoạn nhiệt thuận nghịch:

$$ds = 0; s_2 = s_1 \quad (4-39)$$

- Quá trình đoạn nhiệt không thuận nghịch:

$$ds > 0; s_2 > s_1 \quad (4-40)$$

Entrôpi của hệ cô lập

Đối với hệ cô lập ta có $dq = 0$, do đó ta luôn có $ds \geq 0$. Từ đây ta thấy rằng *entrôpi của hệ cô lập không giảm*. Đây là nội dung của nguyên lý tăng entrôpi của hệ cô lập.

Ý nghĩa của entrôpi:

- Trong các quá trình không thuận nghịch entrôpi của hệ nhiệt động tăng. Đến trạng thái cân bằng entrôpi của hệ có trị số lớn nhất. Mức độ không thuận nghịch càng lớn thì entrôpi của hệ tăng càng nhiều, nói cách khác entrôpi đặc trưng cho mức độ không thuận nghịch của quá trình.

- Entrôpi là hàm đặc trưng cho xác suất tồn tại trạng thái của vật. Trạng thái của vật càng bền vững hơn nếu entrôpi của vật càng lớn và ngược lại.

Theo độ biến thiên entrôpi ta có thể xác định được nhiệt lượng mà môi chất nhận được:

$$dq = T.ds \quad (4-41)$$

hay
$$q = \int_{s_1}^{s_2} T.ds \quad (4-42)$$

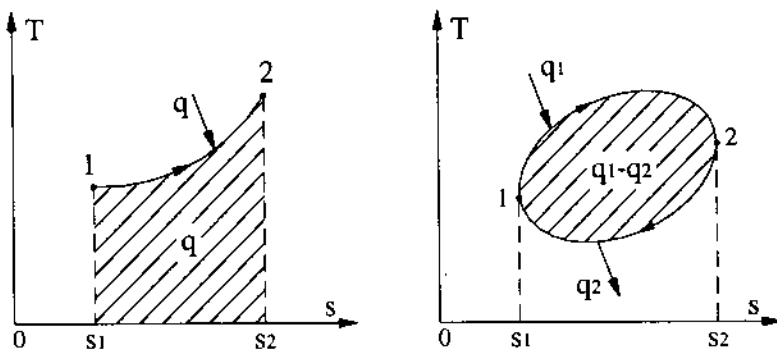
đối với quá trình đẳng nhiệt:
$$q = T.(s_2 - s_1) \quad (4-43)$$

4.3.4. Đồ thị T-s của các quá trình nhiệt động

Trong nhiệt động, ngoài việc sử dụng đồ thị p-v người ta còn dùng đồ thị T-s (hình 4.7) để biểu diễn sự thay đổi trạng thái của môi chất. Trên đồ thị này hoành độ là entrôpi của 1 kg môi chất, còn tung độ là nhiệt độ tuyệt đối.

Tương tự như trên đồ thị p-v, trạng thái cân bằng được biểu thị bằng một điểm, một quá trình thuận nghịch 12 được biểu diễn bằng đường cong đi qua hai điểm 1 và 2. Nhiệt cung cấp cho quá trình 12 là diện tích 1-2-s₂-s₁-1. Các quá trình làm tăng entrôpi môi chất nhận nhiệt và giảm entrôpi thì môi chất nhả nhiệt.

Đối với các chu trình trên đồ thị T-s ta cũng có thể biểu diễn tương tự như trên đồ thị p-v.



Hình 4.7. Quá trình và chu trình thuận nghịch trên đồ thị T-s.

BÀI TẬP CHƯƠNG 4

4.1. Chu trình Carnot thuận chiều dùng không khí được tiến hành trong phạm vi $T_{\max} = 900^{\circ}\text{K}$ và $T_{\min} = 300^{\circ}\text{C}$, $p_{\max} = 60\text{bar}$, $p_{\min} = 1\text{bar}$

- Biểu thị quá trình trên đồ thị p-v và T-s
- Xác định các thông số cơ bản tại các điểm nút
- Xác định: q_1 và q_2
- Xác định công chu trình và hiệu suất

Đáp số:

- Điểm a: $p_a = 60\text{bar}$; $T_a = 900\text{K}$; $v_a = 0,043\text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm b: $p_b = 46,8\text{bar}$; $T_a = 900\text{K}$; $v_a = 0,055\text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm c: $p_c = 1\text{bar}$; $T_c = 300\text{K}$; $v_c = 0,8613\text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm d: $p_d = 1,283\text{bar}$; $T_d = 300\text{K}$; $v_d = 0,67\text{ m}^3/\text{kg}$
- Nhiệt lượng $q_1 = 64\text{kJ}$; $q_2 = -22\text{kJ}$; $l = 42\text{kJ}$ và $\eta = 66\%$

4.2. Một kilôgam không khí thực hiện chu trình ngược chiều trong phạm vi nhiệt độ $t_{\max} = 250^{\circ}\text{C}$, $t_{\min} = 30^{\circ}\text{C}$ và $p_{\max} = 10\text{bar}$, $p_{\min} = 1,2\text{bar}$.

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị
- Xác định nhiệt lượng q_1 , q_2 và công l .
- Xác định hệ số lạnh ε và hệ số nhiệt φ của chu trình.

Đáp số:

$$q_1 = -32,3\text{kJ/kg}; q_2 = 18,6\text{kJ/kg}; l = -13,7\text{kJ/kg}$$

$$\varepsilon = 1,36; \varphi = 2,36.$$

Chương 5

HƠI NƯỚC VÀ CÁC QUÁ TRÌNH CỦA NÓ

5.1. KHÁI NIỆM CHUNG

5.1.1. Nước và hơi nước

Trong công nghiệp, hơi nước được sử dụng rất rộng rãi vì nó có nhiều ưu điểm như: rẻ tiền, dễ kiếm, không độc hại với con người và môi trường, ít ăn mòn và có các tính chất nhiệt động tốt. Hiện nay nước được sử dụng rộng rãi trong kỹ thuật như ở nhà máy nhiệt điện, máy hơi nước, trong kỹ thuật lạnh, điều hoà không khí và trong rất nhiều lĩnh vực khác.

Hơi nước được sử dụng trong thực tế rất gần trạng thái bão hoà nên không thể sử dụng phương trình trạng thái của khí lý tưởng để tính toán, phương trình được dùng nhiều nhất hiện nay là phương trình Vukalovich-Nôvikôv, có dạng như sau:

$$\left(p + \frac{a}{v^2}\right) \cdot (v - b) = RT \cdot \left(1 - \frac{C}{T^{3+2m}}\right) \quad (5-1)$$

a, b, c, m là các hằng số thực nghiệm.

5.1.2. Quá trình bay hơi, sôi và ngưng tụ của nước và hơi nước

Quá trình chuyển hoá từ trạng thái lỏng sang trạng thái hơi của nước được thực hiện dưới hai phương thức rất khác nhau.

- **Quá trình bay hơi nước**

Ở một nhiệt độ bất kỳ trên bề mặt các chất lỏng luôn luôn xảy ra hiện tượng một số phân tử có động năng lớn khắc phục được lực hút giữa các phân tử và thoát khỏi khối chất lỏng. Hiện tượng này gọi là bay hơi. Cường độ bay hơi phụ thuộc vào bản chất và nhiệt độ của chất lỏng.

Như vậy quá trình bay hơi có đặc điểm:

- Xảy ra ở mọi nhiệt độ;
- Chỉ diễn ra trên bề mặt thoáng của khối chất lỏng;

- Cường độ bay hơi phụ thuộc nhiệt độ của chất lỏng và bản chất của nó. Nhiệt độ càng cao thì cường độ bay hơi càng lớn.

• **Quá trình sôi**

Khi tiếp tục cung cấp nhiệt cho chất lỏng thì nhiệt độ và cường độ bay hơi tăng. Khi nhiệt độ tăng đến một giá trị xác định nào đó, tùy thuộc vào bản chất và áp suất của chất lỏng, việc tạo thành hơi nước không những diễn ra trên bề mặt mà cả bên trong toàn bộ thể tích của khối chất lỏng. Khi đó trên bề mặt nhận nhiệt của chất lỏng và cả bên trong lòng của nó xuất hiện những bọt hơi. Hiện tượng đó gọi là hiện tượng *sôi*.

Nhiệt độ ứng với trạng thái lúc chất lỏng sôi gọi là nhiệt độ sôi. Người ta nhận thấy rằng nhiệt độ sôi phụ thuộc áp suất của chất lỏng. Nói cách khác nhiệt độ sôi là một hàm của áp suất $T_s = f(p)$. Khi áp suất tăng thì nhiệt độ sôi tăng.

Quá trình ngược lại với quá trình sôi (biến đổi hơi thành lỏng) gọi là quá trình ngưng tụ. Quá trình ngưng tụ cũng diễn ra ở nhiệt độ không đổi nếu giữ nguyên áp suất.

Như vậy quá trình sôi có đặc điểm:

- Chỉ diễn ra ở một nhiệt độ nhất định phụ thuộc vào áp suất và bản chất chất lỏng;
- Diễn ra không những trên bề mặt thoáng mà cả bên trong toàn bộ thể tích của chất lỏng.

Khi chất lỏng bay hơi ở một không gian nào đó, thì đồng thời với quá trình bay hơi là quá trình ngưng tụ. Nếu tốc độ bay hơi bằng tốc độ ngưng tụ, thì hỗn hợp hai pha (lỏng và hơi) đó sẽ ở trạng thái cân bằng động. Hơi ở trạng thái đó gọi là hơi bão hòa. Đặc điểm của hơi bão hòa là nhiệt độ của nó là một hàm của áp suất. Vì vậy nhiệt độ sôi của chất lỏng cũng còn được gọi là nhiệt độ bão hòa, áp suất tương ứng với nhiệt độ bão hòa gọi là áp suất bão hòa, ký hiệu là p_s .

Người ta còn phân biệt hơi bão hòa khô và hơi bão hòa ẩm:

- *Hơi bão hòa khô* là trạng thái ở đó toàn bộ pha lỏng đã chuyển thành hơi, nhưng nhiệt độ và áp suất vẫn còn ở nhiệt độ và áp suất bão hòa. Để xác định trạng thái của hơi bão hòa khô ta chỉ cần biết một trong hai thông số

hiệu suất.

- *Hơi bão hòa ẩm* là trạng thái ở đó vẫn còn lẫn những hạt lỏng chưa kịp bay hơi và ta có thể xem trạng thái đó là hỗn hợp của hơi bão hòa khô và nước sôi. Để đặc trưng cho hơi bão hòa ẩm ngoài nhiệt độ hoặc áp suất, còn phải thêm một thông số phản ánh số lượng các hạt lỏng chưa bay hơi. Đại lượng đó gọi là độ ẩm y , nó bằng thành phần khối lượng của các hạt ẩm trong hỗn hợp hơi bão hòa. Đại lượng $x = 1 - y$ gọi là độ khô của hơi bão hòa ẩm, tính bằng thành phần khối lượng của hơi bão hòa khô trong hỗn hợp. Như vậy:

$$x + y = 1$$

Hơi bão hòa ẩm có tính năng kỹ thuật không cao, dễ ăn mòn gây hư hỏng các thiết bị nên trong thực tế người ta thường sử dụng hơi quá nhiệt. *Hơi quá nhiệt* là hơi có cùng áp suất với hơi bão hòa nhưng nhiệt độ cao hơn. Hiệu số giữa nhiệt độ hơi quá nhiệt và hơi bão hòa ở cùng áp suất gọi là *độ quá nhiệt*, ký hiệu là $\Delta t_{qn} = t - t_s$. Độ quá nhiệt càng cao thì thể tích riêng của hơi càng lớn, trạng thái của nó càng gần với trạng thái lý tưởng. Trạng thái của hơi quá nhiệt có thể được đặc trưng bởi hai thông số bất kỳ

- *Nước bão hòa*: Là trạng thái nước bắt đầu sôi nhưng chưa hoá hơi, nhiệt độ bằng nhiệt độ sôi t_s . Như vậy nước bão hòa là trạng thái có $x = 0$ hay $y = 1$.

- *Quá trình ngưng tụ*

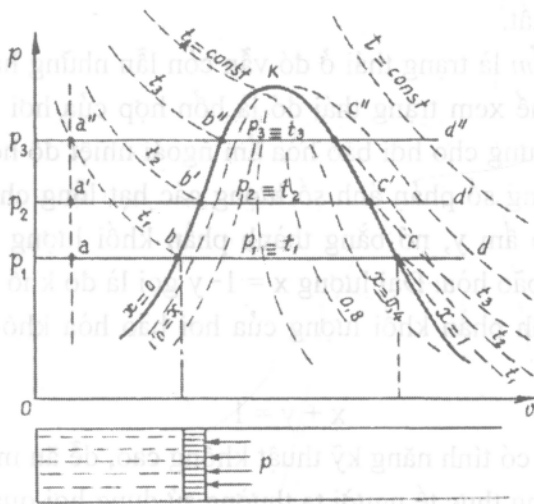
Quá trình ngưng tụ là quá trình ngược lại với quá trình sôi, trong đó hơi nước hạ nhiệt và ngưng tụ lại thành lỏng. Trong quá trình ngưng tụ nếu duy trì áp suất không đổi thì nhiệt độ môi chất cũng không thay đổi.

5.2. QUÁ TRÌNH HÓA HƠI ĐẲNG ÁP

5.2.1. Mô tả quá trình

Để thấy rõ các trạng thái biến đổi của nước khi gia nhiệt, ta hãy nghiên cứu quá trình hoá hơi của nó trong điều kiện đẳng áp.

Giả sử trong một xi lanh có 1 kg nước ở áp suất p_1 , nhiệt độ t_0 . Pittông có thể di chuyển dễ dàng khi thể tích thay đổi, áp suất hơi nước được duy trì không đổi nhờ áp lực tác động lên pittông không đổi. Trên đồ thị $p-v$ trạng thái ban đầu của nước được biểu diễn bằng điểm a, ứng với v_0 .



Hình 5.1. Quá trình hóa hơi đẳng áp trên đồ thị p-v.

Cung cấp cho nước một nhiệt lượng và giữ cho áp suất $p = p_1 = \text{const}$ thì nhiệt độ của nước tăng lên. Khi nhiệt độ của nước đạt nhiệt độ t_1 (nhiệt độ sôi ứng với p_1) thì nước bắt đầu sôi, trạng thái này được biểu thị bằng điểm b. Trong quá trình này thể tích riêng của nước tăng, nên khối nước đẩy pittông chuyển động một đoạn ab. Như vậy đoạn ab biểu thị quá trình gia nhiệt cho nước từ nhiệt độ t_0 đến t_1 .

Tiếp tục cung cấp nhiệt cho nước thì nó sẽ bay hơi và đến trạng thái c toàn bộ nước đã chuyển thành hơi bão hòa khô. Quá trình hóa hơi đẳng áp được biểu diễn bằng đoạn bc. Thực nghiệm cho thấy rằng trong quá trình hóa hơi đẳng áp, nhiệt độ của hơi không thay đổi và luôn bằng t_1 . Các điểm nằm trên đoạn bc đặc trưng cho trạng thái bão hòa ẩm.

Tiếp tục cung cấp nhiệt cho hơi bão hòa khô, nhưng vẫn duy trì áp suất không đổi thì nhiệt độ của hơi tăng lên, thể tích riêng tăng, khi đó ta nhận được hơi quá nhiệt. Như vậy các điểm nằm bên phải điểm c trên đường $p = \text{const}$ biểu diễn trạng thái quá nhiệt.

Như vậy quá trình biến đổi trạng thái từ nước đến hơi quá nhiệt trải qua 3 giai đoạn:

1. Gia nhiệt cho nước đến trạng thái bão hòa - quá trình ab

2. Hóa hơi ở nhiệt độ không đổi $t_1 = \text{const}$ - quá trình bc

3. Quá nhiệt cho hơi ($t > t_1$) - quá trình cd

Ngược lại, nếu ta lấy nhiệt từ trong xi lanh ra nhưng vẫn giữ nguyên $p = \text{const}$ thì các trạng thái cũ sẽ lặp lại. Trên đồ thị p-v quá trình đó biểu thị là dcba.

Trên đây là quá trình hóa hơi ở áp suất p_1 . Nếu ta thực hiện quá trình hóa hơi ở các áp suất khác p_2, p_3, \dots vv tương ứng nhận được các trạng thái a'b'c'd', a''b''c''d''...vv.

Nối các điểm aa'a''..., bb'b''..., cc'c''... ta có:

1. Đường cong aa'a''.. là đường đẳng nhiệt của nước ở t_0 . Đường này gần như song song với trục tung trên đồ thị p-v vì nước hầu như không chịu nén.

2. Đường bb'b''.. là đường đặc trưng cho các trạng thái nước ở nhiệt độ sôi với các áp suất khác nhau gọi là *đường giới hạn dưới*. Các điểm trên đường này có độ khô $x = 0$

Các thông số trạng thái ký hiệu là i', u', v', s'

3. Đường cc'c''.. đặc trưng cho trạng thái hơi bão hòa khô ở những áp suất khác nhau gọi là *đường giới hạn trên*. Trên đường này ta luôn có độ khô $x = 1$.

Các thông số trạng thái ký hiệu là i'', u'', v'', s''

Các đường giới hạn dưới và giới hạn trên chia đồ thị ra 3 vùng: Vùng nước chưa sôi, vùng bão hòa ẩm (đang sôi) và vùng quá nhiệt.

5.2.2. Xác định các thông số của nước và hơi nước

- Nhiệt lượng cần cung cấp cho 1 kg hơi nước từ trạng thái sôi để bay hơi hoàn toàn gọi là nhiệt ẩn hoá hơi r (kJ/kg):

$$r = i'' - i', \text{ kJ/kg} \quad (5-2)$$

- Trạng thái bão hòa ẩm trong khoảng bc là hỗn hợp của nước sôi và hơi bão hòa khô. Trong khoảng này nhiệt độ và áp suất không đổi, do đó để đặc trưng cho một trạng thái nào đó trong khoảng này người ta dựa vào độ khô và xác định như sau:

$$x = \frac{G_h}{G} = \frac{G_h}{G_h + G_n} \quad (5-3)$$

G_n, G_h, G - khối lượng nước sôi, hơi nước và hỗn hợp, kg.

- Ngược lại với độ khô x là độ ẩm y :

$$y = 1 - x = \frac{G_n}{G} = \frac{G_n}{G_n + G_h} \quad (5-4)$$

- Xác định các thông số của hơi bão hoà ẩm thông qua độ khô. Tất cả các thông số nhiệt động khác của hơi bão hoà ẩm đều có thể xác định dựa vào độ khô x và các thông số tương ứng trên đường giới hạn dưới và giới hạn trên, cụ thể:

Nội năng

$$u_x = u' + x.(u''-u') \quad (5-5)$$

Entanpi

$$i_x = i' + x.(i''-i') = i' + x.r \quad (5-6)$$

Entrôpi

$$s_x = s' + x.(s''-s') = s' + \frac{r.x}{T_s} \quad (5-7)$$

Thể tích riêng

$$v_x = v' + x.(v''-v') \quad (5-8)$$

- *Trạng thái tới hạn và đồ thị pha của hơi nước*

Các đường giới hạn trên và giới hạn dưới gặp nhau tại điểm K gọi là điểm tới hạn. Các thông số ứng với trạng thái đó gọi là thông số tới hạn, ký hiệu là p_{th} , t_{th} , v_{th} .

Đối với hơi nước: $p_{th} = 221 \text{ bar}$; $t_{th} = 374 \text{ }^\circ\text{C}$; $v_{th} = 0,00326 \text{ m}^3/\text{kg}$

Ở trạng thái K chất lỏng và hơi chỉ khác nhau đơn thuần về mật độ lượng. Ở nhiệt độ cao hơn t_{th} và áp suất cao hơn p_{th} thì vật chất không tồn tại những pha khác nhau nữa mà chúng là đồng nhất.

5.3. XÁC ĐỊNH CÁC THÔNG SỐ TRẠNG THÁI CỦA NƯỚC VÀ HƠI NƯỚC BẰNG BẢNG VÀ ĐỒ THỊ

Để xác định các thông số trạng thái của hơi nước nếu dựa vào các công thức thì gặp nhiều phức tạp. Trong tính toán kỹ thuật người ta thường dùng bảng hơi nước hoặc các đồ thị có chính xác cao.

5.3.1. Các bảng và cách xác định thông số trạng thái

Đối với nước và hơi nước người ta sử dụng 2 loại bảng sau đây:

* *Bảng nước chưa sôi và hơi quá nhiệt*

Bảng nước chưa sôi và hơi quá nhiệt cho phép tra cứu các thông số v, i, s theo áp suất và nhiệt độ. Các bảng hơi nước có thể tham khảo ở phần phụ lục sách này.

* *Bảng nước sôi và hơi bão hòa khô*

Bảng hơi bão hòa cho phép chúng ta xác định các thông số của nước sôi và hơi bão hòa khô nghĩa là các trạng thái nằm trên đường giới hạn dưới và trên. Tuy nhiên do các thông số ở các trạng thái này chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ và áp suất nên người ta lập hai bảng, một bảng phụ thuộc vào nhiệt độ và một bảng phụ thuộc vào áp suất.

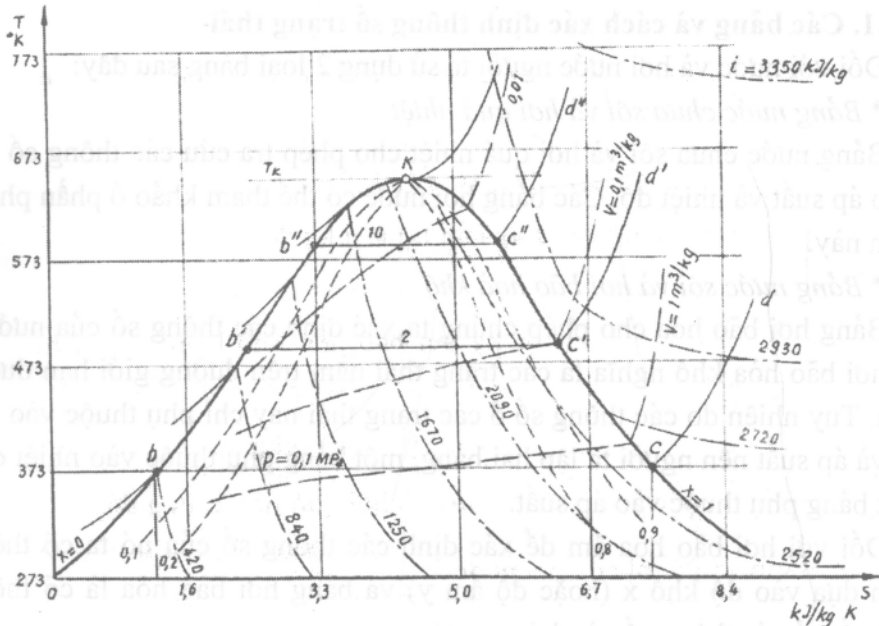
Đối với hơi bão hòa ẩm để xác định các thông số của nó ta có thể xác định dựa vào độ khô x (hoặc độ ẩm y) và bảng hơi bão hòa là có thể xác định tất cả các thông số còn lại.

5.3.2. Xác định các thông số của hơi nước bằng đồ thị

Phương pháp đồ thị có ưu điểm là không những cho phép xác định nhanh các thông số trạng thái mà còn cho phép ta có thể biết các thông số trung gian. Ngoài ra phương pháp đồ thị cho phép ta có thể phân tích định tính các quá trình từ đó có biện pháp nâng cao hiệu quả làm việc của hệ thống.

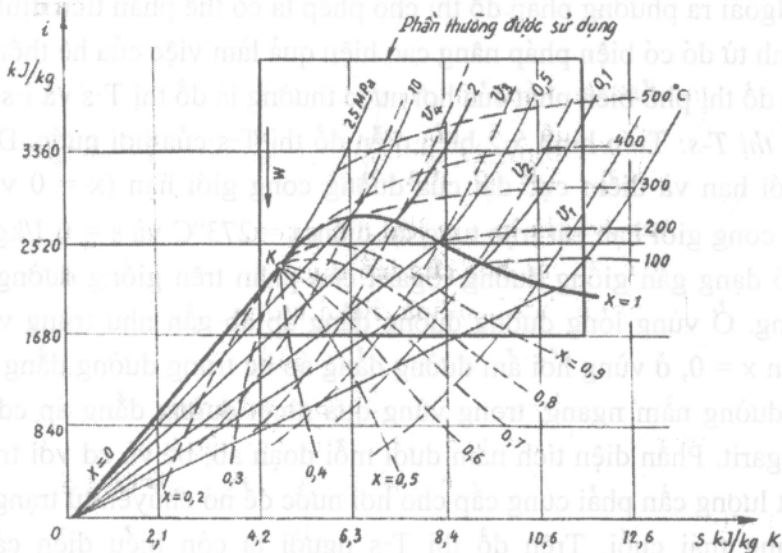
Các đồ thị phổ biến nhất của hơi nước thường là đồ thị $T-s$ và $i-s$.

Đồ thị $T-s$: Trên hình 5-2 biểu diễn đồ thị $T-s$ của hơi nước. Điểm K là điểm tới hạn và điểm cực đại của đường cong giới hạn ($x = 0$ và $x = 1$). Đường cong giới hạn cắt trục tung tại điểm $t = 273^\circ\text{C}$ và $s = 0 \text{ J/kg.K}$, phần dưới có dạng gần giống đường lôgarit còn phần trên giống đường parabol đối xứng. Ở vùng lỏng đường đẳng áp ab gần như trùng với đường giới hạn $x = 0$, ở vùng hơi ẩm đường đẳng áp bc trùng đường đẳng nhiệt, đó là các đường nằm ngang, trong vùng quá nhiệt đường đẳng áp cd có dạng hàm lôgarit. Phần diện tích nằm dưới mỗi đoạn ab, bc và cd với trục hoành là nhiệt lượng cần phải cung cấp cho hơi nước để nó chuyển từ trạng thái đầu đến trạng thái cuối. Trên đồ thị $T-s$ người ta còn biểu diễn các đường $i = \text{const}, v = \text{const}, x = \text{const}$.



Hình 5.2. Đồ thị T-s của hơi nước.

Đồ thị i-s: Đồ thị i-s có ưu điểm là nhiệt lượng cung cấp cho các quá trình đẳng áp là các đoạn thẳng, về trị số bằng hiệu entanpi trạng thái cuối với trạng thái đầu.



Hình 5.3. Đồ thị i-s của hơi nước.

Trên đồ thị i - s đường giới hạn đi qua gốc tọa độ vì ở 0°C : $i' = 0$ và $s' = 0$. Ở điểm tới hạn $\frac{di_k}{ds_k} = T_k$. Trị số T_k luôn luôn dương nên điểm tới hạn nằm trên phần đi lên của đường cong giới hạn, nghĩa là điểm K trên đồ thị i - s không phải là điểm cực đại.

Đường đẳng áp trong vùng nước, có thể xem trùng đường giới hạn dưới; trong vùng ẩm các đường đẳng áp cũng trùng đường đẳng nhiệt và có dạng đường thẳng đi lên từ trái sang phải; trong vùng quá nhiệt đường đẳng áp tiếp tục đi lên và có dạng đường cong mà phần lồi về phía trục hoành. Đường đẳng nhiệt có bề lồi về phía trên.

Trên đồ thị i - s các đường đẳng tích $v = \text{const}$ có dạng hình cong và có độ dốc cao hơn đường đẳng áp. Ngoài các đường kể trên người ta còn vẽ các đường $x = \text{const}$, $p = \text{const}$, $v = \text{const}$.

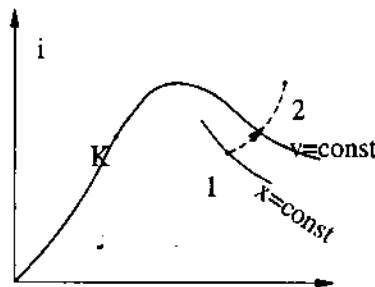
5.4. CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CỦA HƠI NƯỚC

5.4.1. Quá trình đẳng tích

Giả sử hơi nước biến thiên trạng thái từ trạng thái 1 đến trạng thái 2 theo quá trình đẳng tích $v_1 = v_2$. Trạng thái đầu có thể xác định dựa vào áp suất p_1 (hoặc nhiệt độ t_1) và độ khô, trạng thái cuối có thể xác định dựa vào áp suất p_2 và đường đẳng tích đi qua điểm 1. Các thông số còn lại như nội năng u , entanpi i , thể tích riêng v của các điểm xác định ngay trên đồ thị i - s .

- Công của quá trình

$$dl = p \cdot dv = 0 \text{ nên } l = 0 \quad (5-9)$$



Hình 5.4. Quá trình đẳng tích trên đồ thị i - s .

- Biến thiên nội năng:

$$\Delta u = u_2 - u_1 = (i_2 - p_2 \cdot v_2) - (i_1 - p_1 \cdot v_1) = i_2 - i_1 - v(p_2 - p_1) \quad (5-10)$$

- Nhiệt trao đổi trong quá trình

$$q = \Delta u + l = \Delta u \quad (5-11)$$

5.4.2. Quá trình đẳng áp

Quá trình đẳng áp của hơi nước được biểu diễn trên đồ thị i - s hình 5.5. Trạng thái ban đầu 1 được xác định dựa vào thông số áp suất p_1 (hoặc nhiệt độ t_1) và độ khô x , trạng thái cuối 2 được xác định dựa vào nhiệt độ t_2 và đường đẳng áp đi qua điểm 1. Các thông số còn lại như nội năng u , entanpi, thể tích riêng v của các điểm xác định ngay trên đồ thị i - s .

- Công của quá trình

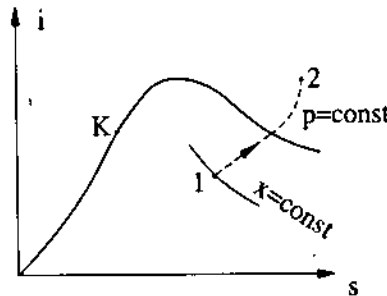
$$l = \int_{v_1}^{v_2} p \cdot dv = p(v_2 - v_1) \quad (5-12)$$

- Biến thiên nội năng:

$$\Delta u = u_2 - u_1 = (i_2 - p_2 \cdot v_2) - (i_1 - p_1 \cdot v_1) = i_2 - i_1 - p(v_2 - v_1) \quad (5-13)$$

- Nhiệt trao đổi trong quá trình

$$q = \Delta u + l = i_2 - i_1 = \Delta i \quad (5-14)$$



Hình 5.5. Quá trình đẳng áp trên đồ thị i - s .

5.4.3. Quá trình đẳng nhiệt

Quá trình đẳng nhiệt trên đồ thị i - s được biểu diễn trên đồ thị i - s hình 5.6. Trạng thái ban đầu 1 được xác định theo nhiệt độ t_1 và độ khô x_1 . Trạng thái cuối xác định theo áp suất p_2 và đường đẳng nhiệt qua điểm 1.

- Biến thiên nội năng:

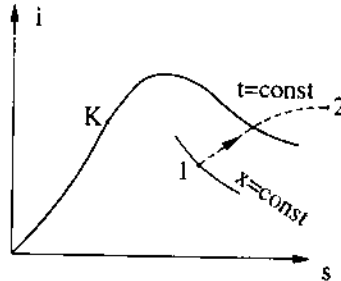
$$\Delta u = u_2 - u_1 = (i_2 - p_2 \cdot v_2) - (i_1 - p_1 \cdot v_1) = i_2 - i_1 - (p_2 v_2 - p_1 v_1) \quad (5-15)$$

- Nhiệt trao đổi trong quá trình

$$q = \int_{s_1}^{s_2} T.ds = T.(s_2 - s_1) \quad (5-16)$$

- Công của quá trình

$$l = q - \Delta u = T.(s_2 - s_1) - (i_2 - i_1) + (p_2 v_2 - p_1 v_1) \quad (5-17)$$



Hình 5.6. Quá trình đẳng nhiệt trên đồ thị i-s

5.4.4. Quá trình đoạn nhiệt

Quá trình đoạn nhiệt biểu diễn trên đồ thị i-s hình 5.7. Trạng thái ban đầu 1 được xác định dựa vào áp suất p_1 và nhiệt độ t_1 và trạng thái cuối được xác định dựa vào độ khô x_2 và đường thẳng đứng ($s = \text{const}$) đi qua điểm 1.

- Nhiệt trao đổi trong quá trình

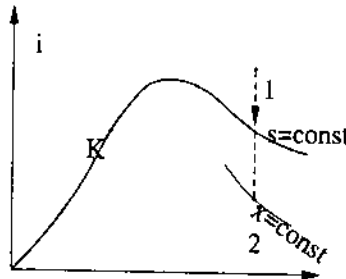
$$dq = 0 \text{ nên } q = 0 \quad (5-18)$$

- Biến thiên nội năng:

$$\Delta u = u_2 - u_1 = (i_2 - p_2 \cdot v_2) - (i_1 - p_1 \cdot v_1) = i_2 - i_1 - (p_2 v_2 - p_1 v_1) \quad (5-19)$$

- Công của quá trình

$$q = \Delta u + l \text{ nên } l = -\Delta u = (p_2 v_2 - p_1 v_1) - (i_2 - i_1) \quad (5-20)$$



Hình 5.7. Quá trình đoạn nhiệt trên đồ thị i-s.

BÀI TẬP CHƯƠNG 5

5.1. Một kilôgam hơi nước ở áp suất 20 bar, độ khô $x = 0,85$ tiến hành quá trình đẳng áp đến nhiệt độ 300°C .

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p = v$, T - s và i - s .
- Bảng bảng và đồ thị xác định các thông số v, i, s, u ở trạng thái đầu và cuối.
- Xác định: Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt} .

Đáp số:

$$\begin{aligned}i_1 &= 2515 \text{ kJ/kg}; v_1 = 0,085 \text{ m}^3/\text{kg}; s_1 = 5,576 \text{ kJ/kg.độ}; u_1 = 2345 \text{ kJ/kg}; \\i_2 &= 3019 \text{ kJ/kg}; v_2 = 0,12555 \text{ m}^3/\text{kg}; s_2 = 6,757 \text{ kJ/kg.K}; u_2 = 2768 \text{ kJ/kg}; \\ \Delta u &= 423 \text{ kJ/kg}; \Delta i = 504 \text{ kJ/kg}; \Delta s = 1,181 \text{ kJ/kg.K}; q = 504 \text{ kJ/kg}; \\ l &= 81 \text{ kJ/kg}.\end{aligned}$$

5.2. Hơi bão hoà có lưu lượng 2500 kg/h, áp suất 20 bar, độ khô 0,98, qua bộ quá nhiệt nhận nhiệt trong điều kiện đẳng áp đến 400°C . Tính nhiệt lượng và công trao đổi trong 1 giờ.

Đáp số:

$$Q = 1,25 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}; L_{kt} = 0.$$

5.3. Một kilôgam hơi bão hoà khô có áp suất tuyệt đối 0,15 bar tiến hành quá trình đẳng tích đến nhiệt độ 160°C .

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị p - v , T - s , i - s ;
- Xác định các thông số trạng thái đầu và cuối;
- Xác định: Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt} .

Đáp số:

$$\begin{aligned}t_1 &= 54^\circ\text{C}; v_1 = 10,02 \text{ m}^3/\text{kg}; i_1 = 2599 \text{ kJ/kg}; s_1 = 8,007 \text{ kJ/kg.K} \\t_2 &= 160^\circ\text{C}; v_2 = 10,02 \text{ m}^3/\text{kg}; i_2 = 2801 \text{ kJ/kg}; s_2 = 8,406 \text{ kJ/kg.K} \\ \Delta u &= 152 \text{ kJ/kg}; \Delta i = 202 \text{ kJ/kg}; \Delta s = 0,4 \text{ kJ/kg.K}; q = 152 \text{ kJ/kg}; \\ l &= 0; l_{kt} = -50 \text{ kJ/kg}.\end{aligned}$$

5.5. Một bình kín có thể tích $0,2 \text{ m}^3$ chứa lượng hơi bão hoà ẩm, độ khô $x = 0,95$, nhiệt độ 180°C . Sau thời gian toả nhiệt ra xung quanh, áp suất trong bình còn 9 bar. Hãy xác định thông số trạng thái cuối và nhiệt thải ra.

Đáp số: $x_2 = 0,85$; $Q = 213 \text{ kJ}$.

5.6. Giãn nở đẳng nhiệt hơi nước từ áp suất 10 bar, nhiệt độ 300°C đến áp suất 1 bar.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị p-v, T-s và i-s;
- Xác định các thông số trạng thái đầu và cuối;
- Xác định: Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt} .

Đáp số:

$$t_1 = 300^\circ\text{C}; v_1 = 0,2578 \text{ m}^3/\text{kg}; i_1 = 3048 \text{ kJ/kg}; s_1 = 7,116 \text{ kJ/kg.K};$$

$$u_1 = 2790 \text{ kJ/kg}; t_2 = 300^\circ\text{C}; v_2 = 2,638 \text{ m}^3/\text{kg}; i_2 = 3074 \text{ kJ/kg};$$

$$s_2 = 8,211 \text{ kJ/kg.K}; u_2 = 2810 \text{ kJ/kg}; \Delta u = 20 \text{ kJ/kg}; \Delta i = 26 \text{ kJ/kg};$$

$$\Delta s = 1,095 \text{ kJ/kg.K}; q = 627,4 \text{ kJ/kg}; l = 607,4 \text{ kJ/kg}; l_{kt} = 601,4 \text{ kJ/kg}.$$

5.7. Hơi bão hoà khô ở áp suất 10 bar, sau khi giãn nở đẳng nhiệt áp suất bằng 1 bar. Hãy xác định lượng nhiệt cấp cấp cho hơi, công giãn nở và biến thiên nội năng.

Đáp số:

$$\Delta u = 43,8 \text{ kJ/kg}; q = 524 \text{ kJ/kg}; l = 480 \text{ kJ/kg}.$$

5.8. Giãn nở đoạn nhiệt 1 kg hơi nước từ áp suất 10 bar, nhiệt độ 300°C đến áp suất 0,2 bar.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị p-v, T-s và i-s;
- Xác định các thông số trạng thái đầu và cuối;
- Xác định: Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt} .

Đáp số:

$$t_1 = 300^\circ\text{C}; v_1 = 0,2578 \text{ m}^3/\text{kg}; i_1 = 3048 \text{ kJ/kg}; s_1 = 7,116 \text{ kJ/kg.K};$$

$$u_1 = 2790 \text{ kJ/kg};$$

$$t_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}; x_2 = 0,89; v_2 = 6,806 \text{ m}^3/\text{kg}; i_2 = 2350 \text{ kJ/kg}; u_2 = 2214 \text{ kJ/kg}; \\ \Delta u = -576 \text{ kJ/kg}; \Delta i = -698 \text{ kJ/kg}; q = 0; l = 576 \text{ kJ/kg}; l_{kt} = 698 \text{ kJ/kg}.$$

5.9. Giãn nở đoạn nhiệt 5kg hơi nước từ áp suất 20 bar, thể tích 0,5 m³ xuống áp suất 2 bar. Hãy xác định thể tích, độ khô ở trạng thái cuối và công giãn nở.

Đáp số:

$$V_2 = 3,95 \text{ m}^3; x_2 = 0,85; L=1781 \text{ kJ};$$

Chương 6

CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG THỰC TẾ

6.1. QUÁ TRÌNH LƯU ĐỘNG

Quá trình lưu động là quá trình chuyển động của môi chất trong các ống. Điều đặc biệt trong quá trình này là có sự chuyển đổi năng lượng của dòng môi chất từ dạng nội năng thành động năng. Dưới dạng động năng ta có thể dễ dàng biến đổi thành cơ năng làm chuyển động các cơ cấu cơ khí của các động cơ dạng động học.

Khi nghiên cứu quá trình lưu động, ta không những nghiên cứu sự biến đổi của các thông số nhiệt mà còn nghiên cứu cả sự thay đổi tốc độ của dòng, ảnh hưởng của kết cấu ống đến sự thay đổi của tốc độ dòng.

6.1.1. Các giả thiết khi nghiên cứu

Để đơn giản khi nghiên cứu quá trình lưu động, chúng ta giả thiết như sau:

- *Quá trình lưu động của dòng môi chất là lưu động một chiều:* Trong quá trình lưu động các thông số trạng thái và tốc độ của môi chất không thay đổi theo tiết diện ngang mà chỉ thay đổi theo chiều chuyển động.

- *Quá trình lưu động ổn định:* Các thông số trạng thái tại một điểm không thay đổi theo thời gian.

- *Quá trình lưu động là đoạn nhiệt:* Trong quá trình môi chất lưu động nó không trao đổi nhiệt với môi trường xung quanh, tức không có tổn thất nhiệt ra môi trường bên ngoài.

- *Lưu động liên tục:* Các thông số trạng thái thay đổi một cách liên tục không bị ngắt quãng hay đột biến theo chiều dòng chuyển động..

6.1.2. Quan hệ giữa các đại lượng trong quá trình lưu động

6.1.2.1. Phương trình liên tục

Với dòng môi chất ổn định và liên tục, lưu lượng qua mỗi tiết diện của

dòng bằng nhau. Phương trình liên tục của dòng môi chất như sau:

$$G = \text{const, kg/s}$$

Hay
$$f \cdot \omega \cdot \rho = \frac{f \cdot \omega}{v} = \text{const} \quad (6-1)$$

G - lưu lượng dòng môi chất qua các tiết diện, kg/s;

f - diện tích tiết diện của của dòng, m²;

ω - tốc độ chuyển động trung bình của dòng tại tiết diện đang xét, m/s;

ρ - khối lượng riêng của môi chất tại tiết diện đang xét, kg/m³;

v - thể tích riêng của môi chất tại tiết diện đang xét, m³/kg.

6.1.2.2. Tốc độ âm thanh

Tốc độ âm thanh là tốc độ lan truyền sóng âm trong một môi trường nào đó. Tốc độ âm thanh trong môi trường khí hoặc hơi được tính theo công thức sau:

$$a = \sqrt{k \cdot p \cdot v} = \sqrt{k \cdot R \cdot T} \quad (6-2)$$

trong đó:

a - tốc độ âm thanh, m/s;

k - số mũ đoạn nhiệt của môi trường lan truyền âm thanh;

p - áp suất của môi trường, N/m²;

v - thể tích riêng của môi trường, m³/kg;

R - hằng số chất khí của môi trường, J/kg.K;

T - nhiệt độ tuyệt đối của môi trường, K.

Đặt $M = \omega/a$ - gọi là số Mach, nó có ý nghĩa rất quan trọng trong việc nghiên cứu sự lưu động của các dòng khí và hơi trong ống.

Ta có các trường hợp có thể xảy ra:

- Nếu $M < 1$, nghĩa là $\omega < a$ dòng lưu động dưới âm thanh;

- Nếu $M = 1$, nghĩa là $\omega = a$ dòng lưu động bằng tốc độ âm thanh;

- Nếu $M > 1$, nghĩa là $\omega > a$ dòng lưu động trên âm thanh hay còn gọi là siêu âm.

6.1.2.3. Quan hệ giữa tốc độ và áp suất dòng

Theo phương trình định luật nhiệt động 1 cho dòng chất khí chuyển động ta có:

$$dq = di + d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) \quad (6-3)$$

$$dq = di - v dp \quad (6-4)$$

Từ đó ta có:

$$\omega \cdot d\omega = -v \cdot dp \quad (6-5)$$

Theo (6-5) ta có:

Khi $d\omega > 0$ thì $dp < 0$: Như vậy khi lưu động qua ống mà tốc độ tăng thì áp suất giảm, ống loại này gọi là ống tăng tốc.

Khi $dp > 0$ thì $d\omega < 0$: Khi lưu động qua ống mà áp suất tăng thì tốc độ giảm, ống loại này gọi là ống tăng áp.

6.1.2.4. Quan hệ giữa tốc độ và tiết diện ống

Theo phương trình liên tục ta có:

$$\frac{f \cdot \omega}{v} = \text{const} \quad (6-6)$$

Lấy vi phân ta có:

$$\frac{df}{f} + \frac{d\omega}{\omega} = \frac{dv}{v} \quad (6-7)$$

Vì quá trình lưu động là đoạn nhiệt nên:

$$p \cdot v^k = \text{const} \quad (6-8)$$

hay

$$\frac{dv}{v} = -\frac{dp}{k \cdot p} \quad (6-9)$$

Mặt khác theo biểu thức định luật nhiệt động 1 $dp = -\frac{\omega d\omega}{v}$ nên:

$$\frac{dv}{v} = \frac{\omega \cdot d\omega}{k \cdot p \cdot v} = \frac{\omega \cdot d\omega}{a^2} \quad (6-10)$$

Từ đó suy ra:

$$\frac{df}{f} = \frac{\omega \cdot d\omega}{a^2} - \frac{d\omega}{\omega} = (M^2 - 1) \cdot \frac{d\omega}{\omega} \quad (6-11)$$

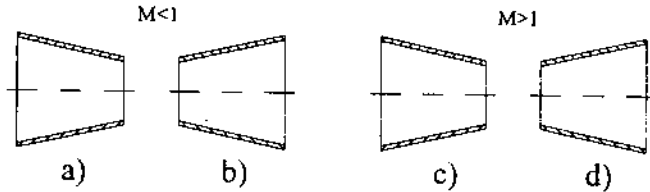
$$\frac{df}{f} = (M^2 - 1) \cdot \frac{d\omega}{\omega} \quad (6-12)$$

Từ phương trình (6-12) ta có thể nhận thấy:

- Khi $M < 1$, dòng lưu động dưới tốc độ âm thanh, ống tăng tốc $d\omega > 0$ là ống có tiết diện nhỏ dần $df < 0$ và ngược lại có tiết diện tăng dần là ống giảm tốc.

- Khi $M > 1$, dòng lưu động trên âm thanh, ống tốc là ống có tiết diện lớn dần $df > 0$ và ngược lại ống giảm tốc là ống có tiết diện nhỏ dần.

- Khi $M = 1$, dòng lưu động với tốc độ âm thanh, df không đổi.



Hình 6.1. Hình dạng các ống và vùng làm việc

a- Ống tăng tốc b- Ống tăng áp c- Ống tăng áp d- Ống tăng tốc

Từ các kết quả phân tích ta nhận thấy:

- Để tăng hoặc giảm dòng môi chất khi chuyển động qua một ống trước hết cần xác định phạm vi tốc độ làm việc của ống, rồi mới chọn hình dạng ống là nhỏ dần hay tăng dần.

- Để tăng tốc độ âm thanh, trong vùng tốc độ nhỏ hơn âm thanh phải chọn ống có tiết diện ống nhỏ dần, nhưng tốc độ đầu ra cực đại chỉ đạt tốc độ âm thanh. Muốn tiếp tục tăng tốc độ lên cao hơn tốc độ âm thanh phải cho chuyển động tiếp tục qua ống có tiết diện lớn dần, ống ghép này gọi là ống Laval.

6.1.3. Ống tăng tốc

Trong kỹ thuật thường các ống lưu động chủ yếu sử dụng để tăng tốc dòng môi chất mà thực chất là biến nội năng của môi chất thành động năng. Vì vậy trong phần này chỉ nghiên cứu các ống tăng tốc.

Theo hình dạng có thể chia ra các loại ống tăng tốc như sau:

- Ống tăng tốc nhỏ dần $df < 0$, $d\omega > 0$: Ống này chỉ làm việc trong vùng dưới âm thanh $M < 1$, ống chỉ có thể tăng tốc độ dòng đến tốc độ âm thanh.

- Ống tăng tốc lớn dần $df > 0$ và $d\omega > 0$: Ống dạng này chỉ làm việc ở vùng trên âm thanh (siêu âm) $M > 1$.

- Ống tăng tốc hỗn hợp - Laval: Cấu tạo gồm một đoạn ống nhỏ dần ghép với một đoạn ống lớn dần. Chỗ ghép có tiết diện nhỏ nhất gọi là cổ ống. Ống tăng tốc hỗn hợp cho phép tăng tốc độ dòng từ tốc độ dưới âm thanh lên cao hơn tốc độ âm thanh.

6.1.3.1. Xác định các thông số của ống tăng tốc nhỏ dần

a. Vận tốc đầu ra ống

Theo phương trình định luật nhiệt động 1 cho dòng suy ra:

$$d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) = -di = -v \cdot dp \quad (6-13)$$

Đối với ống tăng tốc, tốc độ đầu vào nhỏ hơn đầu ra nhiều nên coi $\omega_1 = 0$, vì vậy có thể xác định tốc độ đầu ra như sau:

Đối với hơi nước:

$$\omega_2 = \sqrt{2 \cdot (i_1 - i_2)}, \text{ m/s} \quad (6-14)$$

Đối với khí lý tưởng:

$$\omega_2 = \int_{p_1}^{p_2} -v \cdot dp = \sqrt{\frac{2k}{k-1} p_1 \cdot v_1 \cdot \left(1 - \beta^{\frac{k-1}{k}}\right)} = \sqrt{\frac{2k}{k-1} RT_1 \cdot \left(1 - \beta^{\frac{k-1}{k}}\right)}, \text{ m/s} \quad (6-15)$$

trong đó $\beta = \frac{p_2}{p_1}$

Đối ống nhỏ dần $df < 0$, $d\omega > 0$, $dp < 0$, tốc độ đầu ra ω_2 phụ thuộc vào trạng thái ban đầu và tỷ số β . Người ta nhận thấy khi giảm diện tích tiết diện f của ống thì β giảm nhưng không giảm xuống 0 mà chỉ giảm xuống một trị số tới hạn β_c nào đó, rồi không giảm nữa, lúc đó tốc độ đạt bằng tốc độ âm thanh a_c . Các thông số tương ứng với trạng thái tới hạn đó ký hiệu với chỉ số

c: $v_c, p_c, a_c, \beta_c = p_c/p_1$

Ta có $\omega_2 = a_c$

Hay

$$\sqrt{\frac{2k}{k-1} p_1 \cdot v_1 \cdot \left(1 - \beta_c^{\frac{k-1}{k}}\right)} = \sqrt{k \cdot p_c \cdot v_c} \quad (6-16)$$

Giải phương trình trên ta xác định được $\beta_c = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}}$ (6-17)

- Đối với khí 1 nguyên tử $\beta_c = 0,484$;
- Đối với khí 2 nguyên tử: $\beta_c = 0,528$;
- Đối với khí 3 nguyên tử: $\beta_c = 0,546$.

Thay giá trị của β_c vào trên ta xác định được tốc độ đầu ra tới hạn của ống như sau:

$$\omega_c = a_c = \sqrt{\frac{2k}{k+1} RT_1} \quad (6-18)$$

b. Lưu lượng

Theo phương trình liên tục, lưu lượng qua tất cả các tiết diện đều bằng nhau và bằng lưu lượng tiết diện ra:

Đối với hơi nước:

$$G = \frac{f_2 \cdot \omega_2}{v_2} = \frac{f_2 \cdot \sqrt{2 \cdot (i_1 - i_2)}}{v_2}, \text{ kg/s} \quad (6-19)$$

Đối với khí lý tưởng

$$G = f_2 \cdot \sqrt{2 \cdot \frac{k}{k-1} \cdot \frac{p_1}{v_1} (\beta^{\frac{2}{k}} - \beta^{\frac{k+1}{k}})}, \text{ kg/s} \quad (6-20)$$

Khi $\beta = \beta_c$ lưu lượng đạt cực đại và có giá trị như sau:

$$G_{\max} = f_2 \cdot \sqrt{2 \cdot \frac{k}{k-1} \cdot \frac{p_1}{v_1} \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{2}{k-1}}}, \text{ kg/s} \quad (6-21)$$

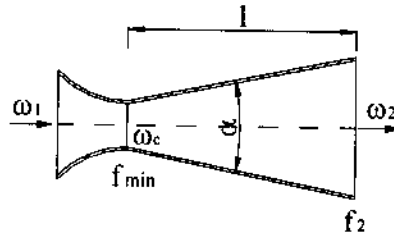
6.1.3.2. Ống tăng tốc hỗn hợp Laval

Như ta đã xét thấy nếu sử dụng ống có kích thước nhỏ dần thì với tốc độ ban đầu nhỏ hơn tốc độ âm thanh thì ống chỉ có thể làm cho tốc độ dòng đạt tối đa bằng tốc độ âm thanh. Trên phạm vi tốc độ âm thanh muốn tăng tốc phải sử dụng ống có tiết diện tăng dần.

Ống tăng tốc hỗn hợp Laval gồm 2 đoạn ống nhỏ dần và lớn dần ghép lại với nhau. Muốn ống làm việc như một ống tăng tốc thì điều kiện phải là:

- Áp suất môi trường phải nhỏ hơn áp suất tới hạn p_c
- Tốc độ dòng đầu vào ống phải nhỏ hơn tốc độ âm thanh

- Tại tiết diện nhỏ nhất tốc độ đạt tốc độ âm thanh, nghĩa là đạt trạng thái tới hạn.



Hình 6.2. Ống tăng tốc hỗn hợp Laval.

Từ các điều kiện đó ta có thể tính toán các kích thước cơ bản của ống tăng tốc hỗn hợp như sau:

a. Diện tích tiết diện nhỏ nhất của ống

- Đối với dòng hơi nước:

$$f_{\min} = \frac{G \cdot v_c}{\sqrt{2 \cdot (i_1 - i_2)}} \quad (6-22)$$

- Đối với khí lý tưởng:

$$f_{\min} = \frac{G \cdot v_c}{\omega_c} = \frac{G}{\sqrt{\frac{2k}{k+1} \cdot \frac{p_1}{v_1} \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{2}{k+1}}}}, m^2 \quad (6-23)$$

b. Diện tích tiết diện của ra

- Đối với dòng hơi nước:

$$f_2 = \frac{G \cdot v_2}{\sqrt{2 \cdot (i_1 - i_2)}} \quad (6-24)$$

- Đối với khí lý tưởng:

$$f_2 = \frac{G \cdot v_2}{\omega_2} = \frac{G}{\sqrt{\frac{2k}{k-1} \cdot \frac{p_1}{v_1} (\beta^{\frac{2}{k}} - \beta^{\frac{k+1}{k}})}}, m^2 \quad (6-25)$$

hoặc

$$f_2 = f_{\min} \cdot \frac{\omega_c}{\omega_2} \cdot \frac{v_2}{v_c} \quad (6-26)$$

c. Chiều dài của phần ống có tiết diện lớn dần

Đối với ống tăng tốc hỗn hợp Laval, chiều dài đoạn ống nhỏ dần rất ngắn, không đáng kể so với chiều dài đoạn ống lớn dần, vì thế chiều dài đoạn ống lớn dần coi như bằng chiều dài của ống. Chiều dài đoạn ống lớn dần xác định như sau:

$$l = \frac{d_2 - d_{\min}}{2 \cdot \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} \quad (6-27)$$

trong đó α là góc loe của ống lớn dần, thông thường $\alpha = 8 \div 12$.

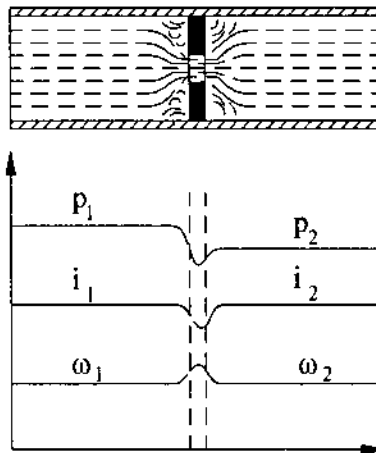
6.2. QUÁ TRÌNH TIẾT LƯU

6.2.1. Khái niệm và đặc điểm của quá trình tiết lưu

Tiết lưu là hiện tượng dòng môi chất chuyển động qua một tiết diện thu hẹp đột ngột, kết quả áp suất của dòng môi chất giảm xuống nhưng không sinh công.

Ví dụ như khi chuyển động qua các van, các đoạn ống có kích cỡ thu nhỏ đột ngột, các xupap ở các đầu máy nén vv...

Sở dĩ áp suất giảm xuống là để nhằm khắc phục trở lực cục bộ của cửa ngõ, quá trình đó không sinh công tác động lên môi trường và là quá trình đoạn nhiệt. Đây là quá trình không thuận nghịch điển hình.



Hình 6.3. Quá trình tiết lưu.

Từ phương trình định luật nhiệt động 1 ta có:

$$dq = di + d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) = 0 \quad (6-28)$$

Thực nghiệm cho thấy, tốc độ dòng trước và sau tiết lưu gần như bằng nhau nên:

$$\Delta i = 0 \text{ hay } i_2 = i_1 \quad (6-29)$$

Quá trình tiết lưu là quá trình đẳng entanpi. Đối với khí lý tưởng do $di = C_p \cdot dT = 0$ nên qua quá trình tiết lưu nhiệt độ không đổi. Quá trình tiết lưu có các đặc điểm sau:

- Qua quá trình tiết lưu áp suất giảm $\Delta p = p_2 - p_1 < 0$;
- Entropi tăng $\Delta s = s_2 - s_1 > 0$;
- Entanpi không đổi $\Delta i = i_2 - i_1 = 0$;
- Tốc độ của dòng không đổi $\Delta \omega = \omega_2 - \omega_1 = 0$;
- Nhiệt độ dòng môi chất: Có thể tăng, giảm hoặc không đổi.

6.2.2. Hiệu ứng Joule - Thomson

Năm 1852 Joule - Thomson đã nêu lên mối quan hệ giữa sự thay đổi áp suất và nhiệt độ qua quá trình tiết lưu như sau:

$$dT = \frac{T \cdot \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p - v}{C_p} \cdot dp \quad (6-30)$$

Đặt
$$\alpha = \frac{dT}{dp} = \frac{T \cdot \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p - v}{C_p} \quad (6-31)$$

α gọi là hệ số của hiệu ứng Joule - Thomson.

Qua quá trình tiết lưu dp luôn giảm, vì vậy ta có các trường hợp sau:

- Qua tiết lưu, nhiệt độ giảm khi $T \cdot \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p - v > 0$ hay $T > \frac{v}{\left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p}$;
- Nhiệt độ không đổi khi $T \cdot \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p - v = 0$ hay $T = \frac{v}{\left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p}$;

- Nhiệt độ tăng khi $T \cdot \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p - v < 0$ hay $T < \frac{v}{\left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p}$;

Như vậy, tùy thuộc vào giá trị của nhiệt độ ban đầu mà qua tiết lưu, nhiệt độ tăng, giảm hoặc không đổi. Nhiệt độ ứng với trạng thái khi tiết lưu nhiệt độ không đổi gọi là nhiệt độ chuyển biến. Quá trình tiết lưu được ứng dụng rất nhiều trong kỹ thuật lạnh và điều hoà không khí sau này.

Đối với khí thực tuân theo phương trình Van der Waals thì

$$\alpha = \frac{1}{C_p} \left(\frac{2a}{RT} - b \right)$$

Ở nhiệt độ chuyển biến $\alpha=0$ nên suy ra $T_{cb} = \frac{2a}{R \cdot b}$. Mặt khác nhiệt độ tới hạn được tính theo biểu thức $T_k = \frac{8a}{27Rb}$ nên suy ra $T_{cb} = 6,75 \cdot T_k$

Khi nhiệt độ $T < T_{cb}$ thì $\alpha > 0$ tức qua quá trình tiết lưu nhiệt độ giảm. Do nhiệt độ T_{cb} rất lớn nên hầu hết các khí thực tuân theo phương trình Van der Waals đều giảm nhiệt độ khi tiết lưu.

6.3. QUÁ TRÌNH NÉN KHÍ

6.3.1. Khái niệm và phân loại máy nén

Máy nén là thiết bị nhằm thực hiện quá trình nén môi chất làm giảm thể tích riêng và tăng áp suất của môi chất. Hầu hết các quá trình nén thực tế đều có thể coi là đoạn nhiệt vì diễn ra trong thời gian rất ngắn.

Máy nén có thể chia ra làm các loại sau:

Máy nén thể tích: Là loại máy nén hoạt động nén bằng cách thay đổi thể tích khoang máy để nén môi chất lên áp suất cao, bao gồm máy nén pittông, máy nén bánh răng, máy nén cánh gạt và máy nén rôto. Máy nén thể tích làm việc theo chu kỳ, không liên tục, nó có thể tạo ra áp suất cao nhưng năng suất thấp.

Máy nén động học: Hoạt động dựa trên nguyên lý biến động năng của dòng môi chất thành thế năng làm tăng áp suất của dòng môi chất. Khi hoạt động máy nén tăng tốc dòng môi chất và hãm dòng để biến động năng thành

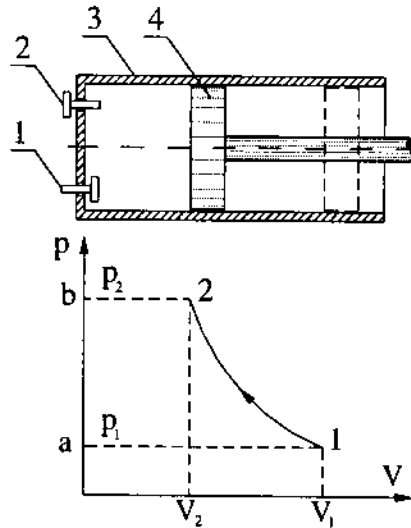
thể năng. Có thể dẫn ra các máy nén động học như máy nén ly tâm, êjectơ và máy nén hướng trục. Đặc điểm của máy nén động học là làm việc liên tục, có thể tạo lưu lượng lớn nhưng áp suất tạo ra không cao.

Tuy có nhiều loại máy nén, nhưng về mặt nhiệt động quá trình thay đổi trạng thái của chất môi giới qua máy nén là hoàn toàn như nhau.

6.3.2. Quá trình làm việc của máy nén pittông một cấp

6.3.2.1. Sơ đồ cấu tạo và quá trình làm việc

Cấu tạo: Máy nén pittông có cấu tạo gồm các thiết bị chính là van nạp 1, van xả 2, xi lanh 3 và pittông 4. Khi pittông chuyển động qua lại trong xi lanh thì nó sẽ hút môi chất vào, thực hiện quá trình nén và đẩy môi chất ra khỏi xi lanh.



Hình 6.4. Sơ đồ và quá trình làm việc của máy nén pittông.

Các giả thiết

Để đơn giản khi nghiên cứu quá trình nén môi chất ta có một số giả thiết như sau:

- Toàn bộ thể tích trong xi lanh là thể tích có ích, nghĩa là đầu pittông có thể áp sát đỉnh của xi lanh và đẩy toàn bộ không khí ra ngoài khi thực hiện quá trình nén.

- Dòng không khí chuyển động vào và ra xi lanh không có ma sát, bỏ qua tổn thất ở van xả và van hút nghĩa là áp suất hút bằng áp suất môi trường p_1 và áp suất đẩy bằng áp suất bình chứa p_2 .

- Không có ma sát giữa xi lanh và pittông khi chuyển động.

Nguyên lý làm việc:

Khi pittông chuyển động từ trái sang phải, van nạp mở và không khí đi vào xi lanh, các thông số trạng thái của khí trong quá trình hút này không đổi và bằng p_1 , t_1 và v_1 , như vậy đây không phải là quá trình nhiệt động, mà chỉ thay đổi thể tích V và có thể biểu diễn bằng đoạn a-1. Khi pittông chuyển động từ phải sang trái, các van đều đóng, môi chất trong xi lanh bị nén lên áp suất và nhiệt độ cao. Quá trình nén là quá trình nhiệt động và được biểu diễn bằng quá trình 1-2. Đó có thể là quá trình đoạn nhiệt, đẳng nhiệt hoặc đa biến. Khi áp suất trong xi lanh bằng áp suất p_2 trong bình chứa thì van xả mở, khí được đẩy ra khỏi xi lanh. Tương tự quá trình hút, quá trình đẩy không phải là quá trình nhiệt động, trong quá trình này chỉ thay đổi thể tích còn trạng thái môi chất không đổi ở trạng thái 2. Quá trình đẩy biểu diễn bằng đoạn 2-b.

6.3.2.2. Công máy nén một cấp

Lượng môi chất nén trong xi lanh phụ thuộc kích thước của máy nén, để đơn giản ta chỉ tính trong trường hợp nén 1 kg môi chất, tức chỉ xét công nén riêng.

Trong trường hợp tổng quát, khi coi quá trình nén là thuận nghịch, không có ma sát thì công nén được tính như sau:

$$l_{kt} = - \int_{p_1}^{p_2} v \cdot dp \quad (6-32)$$

- Nếu quá trình nén là đẳng nhiệt thì thay $v = RT/p$ ta có:

$$l_{kt} = -RT \int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{p} = RT \ln \frac{p_1}{p_2} \quad (6-33)$$

- Nếu quá trình nén là quá trình đa biến với chỉ số đa biến là n thì thay $v = v_1 \cdot \left(\frac{p_1}{p}\right)^{\frac{1}{n}}$ ta có:

$$l_{kt} = -v_1 \cdot p_1^{1/n} \int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{p^{1/n}} = \frac{n}{n-1} (p_2 \cdot v_2 - p_1 \cdot v_1) \quad (6-34)$$

$$l_{kt} = \frac{n}{n-1} p_1 v_1 \cdot (\beta^{\frac{n}{n-1}} - 1) = \frac{n}{n-1} RT_1 \cdot (\beta^{\frac{n}{n-1}} - 1) \quad (6-35)$$

- Nếu quá trình là đoạn nhiệt thì tương tự như quá trình đa biến, nhưng thay $n = k$ ta có:

$$l_{kt} = \frac{k}{k-1} (p_2 \cdot v_2 - p_1 \cdot v_1) = \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \cdot (\beta^{\frac{k}{k-1}} - 1) = \frac{k}{k-1} RT_1 \cdot (\beta^{\frac{k}{k-1}} - 1) \quad (6-36)$$

6.3.2.3. Quá trình làm việc của máy nén thực

Quá trình làm việc của máy nén thực có những điểm khác so với máy nén lý tưởng ở một số điểm sau:

- Để tránh hỏng hóc do đỉnh pittông va đập vào nắp của xi lanh khi nén. Cuối quá trình nén điểm tận cùng bên trái của đỉnh pittông vẫn còn một khoảng hở nhất định so với nắp xi lanh, khoảng hở này gọi là thể tích chết V_c . Do có thể tích chết nên khi thực hiện quá trình hút, áp suất trong xi lanh không giảm tức thì xuống p_1 mà ban đầu phải thực hiện quá trình giãn nở khối khí còn lại trong xi lanh theo quá trình 34, đến khi áp suất trong xi lanh đạt p_1 thì không khí bên ngoài mới vào xi lanh (hình 6.5). Như vậy thể tích hút thực tế là $V_{tt} = V_1 - V_4$, nhỏ hơn thể tích hút lý thuyết.

- Do có tổn thất áp suất qua van nạp và van xả nên áp suất không khí trong xi lanh trong quá trình nạp phải nhỏ hơn áp suất môi trường p_1 và khi đẩy phải lớn hơn áp suất trong bình chứa p_2 .

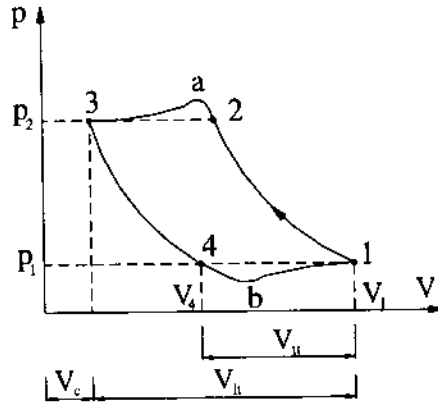
Bởi vậy quá trình làm việc thực tế như sau:

12a - Quá trình nén đa biến, giai đoạn đầu khi nhiệt độ không khí trong xi lanh còn thấp, không khí thu nhiệt của xi lanh nên $n > k$ và giai đoạn sau nhiệt độ không khí cao khí thải nhiệt cho xi lanh nên $n < k$.

a3 - Quá trình đẩy khí nén ra khỏi xi lanh, do có tổn thất ma sát ở van xả nên áp suất xả lớn hơn áp suất môi trường xả p_2 .

34b - Quá trình giãn nở khí còn lại trong thể tích chết.

b1 - Quá trình hút khí vào xi lanh, do có tổn thất áp suất trên cửa hút nên áp suất hút nhỏ hơn áp suất môi trường p_1 .



Hình 6.5. Quá trình làm việc thực của máy nén pittông.

Để đánh giá ảnh hưởng của thể tích chết người ta đưa ra đại lượng gọi là hiệu suất thể tích và xác định theo công thức:

$$\lambda_t = \frac{V_n}{V_h} \quad (6-37)$$

Người ta đã xác định được hiệu suất thể tích như sau:

$$\lambda_t = 1 - c(\pi^{\frac{1}{n}} - 1) \quad (6-38)$$

Trong đó $c = \frac{V_c}{V_h}$, $\pi = \frac{P_2}{P_1}$ và n là chỉ số đa biến.

Từ công thức xác định hiệu suất thể tích (6-38) ta có thể suy ra:

- Khi thể tích chết tăng thì hiệu suất thể tích giảm.

- Khi áp suất cuối quá trình nén tăng thì $V_1 - V_4$ giảm, tức λ_t giảm và đến áp suất giới hạn p_{gh} nào đó $V_1 - V_4 = 0$. Tỷ số nén tương ứng $\pi_{gh} = \frac{p_{gh}}{P_1}$ gọi là

tỷ số nén giới hạn, thông thường $\pi_{gh} = 12$.

Áp suất giới hạn có thể tính được như sau:

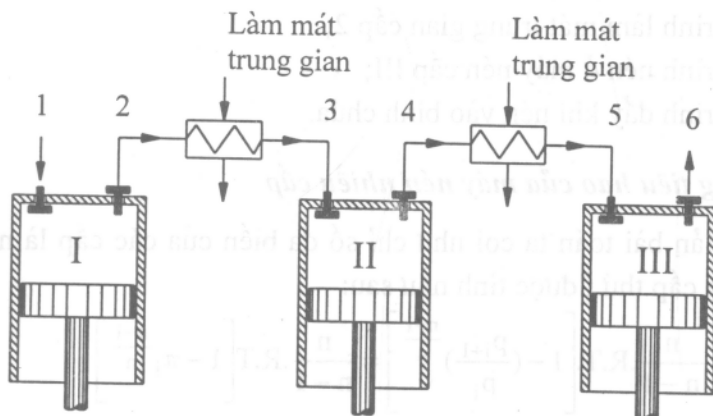
$$p_{gh} = P_1 \cdot \left(\frac{1}{c} + 1\right)^n \quad (6-39)$$

- Khi p_2 tăng thì nhiệt độ cuối quá trình nén tăng cao, dầu bôi trơn có thể sẽ cháy, làm ảnh hưởng đến chế độ bôi trơn của máy.

6.3.3. Máy nén pittông nhiều cấp

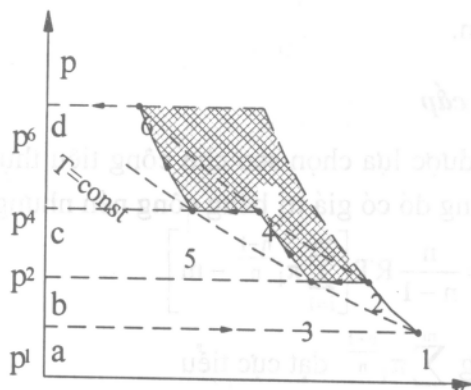
6.3.3.1. Sơ đồ và nguyên lý làm việc

Khi tỷ số nén lớn, thể tích hút thực tế rất bé do đó người ta phải thực hiện nén nhiều cấp, xen giữa các cấp môi chất được làm mát trung gian.



Hình 6.6. Sơ đồ máy nén nhiều cấp.

Máy nén nhiều cấp gồm nhiều máy nén một cấp làm việc nối tiếp nhau, không khí nén ở cấp trước được làm mát sao cho nhiệt độ của khí nén vào các cấp tiếp theo luôn luôn bằng nhau và bằng nhiệt độ môi trường (hình 6.6).



Hình 6.7. Quá trình làm việc của máy nén nhiều cấp.

Trên hình 6.7 biểu diễn sự thay đổi trạng thái của môi chất khí nén nhiều cấp trên đồ thị p-v. Các quá trình cụ thể như sau:

- a1 - Quá trình hút khí vào xi lanh máy nén cấp I;
- 12- Quá trình nén ở máy nén cấp I;
- 23- Quá trình làm mát trung gian cấp 1;
- 34- Quá trình nén ở máy nén cấp II;
- 45- Quá trình làm mát trung gian cấp 2;
- 56- Quá trình nén ở máy nén cấp III;
- 6d- Quá trình đẩy khí nén vào bình chứa.

6.3.3.2. Công tiêu hao của máy nén nhiều cấp

Để đơn giản bài toán ta coi như chỉ số đa biến của các cấp là như nhau, công nén của cấp thứ i được tính như sau:

$$l_i = \frac{n}{n-1} \cdot R.T. \left[1 - \left(\frac{p_{i+1}}{p_i} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] = \frac{n}{n-1} \cdot R.T. \left[1 - \pi_i^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad (6-40)$$

trong đó $\pi = \frac{p_{i+1}}{p_i}$ - tỷ số áp suất cuối và đầu quá trình nén;

T - nhiệt độ đầu các cấp nén, °K.

Tổng công nén của các cấp:

$$l = \sum_{i=1}^m l_i = \sum_{i=1}^m \frac{n}{n-1} \cdot R.T. \left[1 - \pi_i^{\frac{n-1}{n}} \right] = \frac{n}{n-1} RT. \left[m - \sum_{i=1}^m \pi_i^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad (6-41)$$

m - số cấp nén.

6.3.3.3. Tỷ số nén các cấp

Tỷ số nén các cấp được lựa chọn sao cho công tiêu thụ của động cơ kéo máy nén là bé nhất, công đó có giá trị bằng công nén nhưng ngược dấu:

$$l_{dc} = \frac{n}{n-1} RT. \left[\sum_{i=1}^m \pi_i^{\frac{n-1}{n}} - m \right] \quad (6-42)$$

Để l_{dc} nhỏ nhất thì tổng $\sum_{i=1}^m \pi_i^{\frac{n-1}{n}}$ đạt cực tiểu

Nhưng ta biết tích số của chúng không đổi và được xác định như sau:

$$\prod_{i=1}^m \pi_i^{\frac{n-1}{n}} = \left[\frac{p_2}{p_1} \cdot \frac{p_4}{p_2} \dots \frac{p_{2m}}{p_{2(m-1)}} \right]^{\frac{n-1}{n}} = \left(\frac{p_{2m}}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} = \text{const} \quad (6-43)$$

Do đó, theo bất đẳng thức Cô-si thì tổng của chúng đạt cực tiểu khi chúng bằng nhau, suy ra điều kiện để công nén của động cơ bé nhất là tỷ số nén các cấp bằng nhau:

$$\pi_1 = \pi_2 = \dots = \pi_m = \sqrt[m]{\frac{p_{2m}}{p_1}} = \sqrt[m]{\frac{p_c}{p_d}} \quad (6-44)$$

trong đó p_{2m}, p_c - áp suất khí ở cuối quá trình nén, N/m^2 ;
 p_1, p_d - áp suất khí ở đầu hút cấp đầu tiên, N/m^2 .

6.3.3.4. Nhiệt lượng toả ra ở các cấp nén

Như trên đã phân tích do tỷ số nén của các cấp và nhiệt độ vào ra mỗi cấp nén đều như nhau nên nhiệt lượng toả ra ở các cấp nén và làm mát trung gian như nhau:

- Nhiệt lượng môi chất nhận trong các quá trình nén ở các cấp:

$$q_{ni} = C_n \cdot (T_{i+1} - T_i) = C_n (T_2 - T_1) = C_n \cdot T_1 \cdot (\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1) = \frac{n-k}{n-1} \cdot C_v \cdot (\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1) \quad (6-45)$$

- Nhiệt môi chất nhả ra trong quá trình làm mát trung gian giữa các cấp:

$$q_{lm} = C_p \cdot (T_2 - T_1) = C_p \cdot T_1 \cdot (\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1) \quad (6-46)$$

6.4. QUÁ TRÌNH KHÔNG KHÍ ẤM

6.4.1. Khái niệm về không khí ẩm và phân loại

- **Khái niệm**

Không khí xung quanh chúng ta là hỗn hợp của nhiều chất khí, chủ yếu là N_2 và O_2 ngoài ra còn một lượng nhỏ các khí trơ, CO_2 , hơi nước vv...

- *Không khí khô*: Không khí không chứa hơi nước gọi là không khí khô. Trong thực tế không có không khí khô hoàn toàn, mà không khí luôn luôn có chứa một lượng hơi nước nhất định. Đối với không khí khô khi tính toán

thường người ta coi là khí lý tưởng.

- *Không khí ẩm*: Không khí có chứa hơi nước gọi là không khí ẩm. Trong tự nhiên chỉ có không khí ẩm và trạng thái của nó được chia ra các dạng sau:

Do không khí ẩm là hỗn hợp của không khí khô và hơi nước nên nó mang tất cả các thuộc tính của hỗn hợp.

• **Phân loại không khí ẩm**

a. *Không khí ẩm chưa bão hòa*: Là trạng thái mà hơi nước còn có thể bay hơi thêm vào được trong không khí, nghĩa là không khí vẫn còn tiếp tục có thể nhận thêm hơi nước.

b. *Không khí ẩm bão hòa*: Là trạng thái mà hơi nước trong không khí đã đạt tới đa và không thể bay hơi thêm vào đó được. Nếu tiếp tục cho bay hơi nước vào không khí thì có bao nhiêu nước bay hơi vào không khí sẽ có bấy nhiêu hơi ẩm ngưng tụ lại.

c. *Không khí ẩm quá bão hòa*: Là không khí ẩm bão hòa và còn chứa thêm một lượng hơi nước nhất định. Tuy nhiên trạng thái quá bão hòa là trạng thái không ổn định và có xu hướng biến đổi đến trạng thái bão hòa do lượng hơi nước dư bị tách dần ra khỏi không khí. Ví dụ như trạng thái sương mù là trạng thái quá bão hòa, không khí đã đạt trạng thái bão hòa và trong không khí đó còn có những giọt hơi nước bay lơ lửng. Những giọt hơi nước đó tách dần ra khỏi không khí và rơi xuống dưới tác dụng của trọng lực.

Các tính chất vật lý và mức độ ảnh hưởng của không khí đến cảm giác của con người phụ thuộc nhiều vào lượng hơi nước tồn tại trong không khí, hay nói cách khác là phụ thuộc vào độ ẩm của không khí.

Như vậy, môi trường không khí có thể coi là hỗn hợp của không khí khô và hơi nước. Chúng ta có các phương trình cơ bản của không khí ẩm như sau:

- Phương trình cân bằng khối lượng:

$$G = G_k + G_h \quad (6-47)$$

G, G_k, G_h - Lần lượt là khối lượng không khí ẩm, không khí khô và hơi nước trong không khí, kg.

- Phương trình định luật Dantôn của hỗn hợp:

$$B = P_k + P_h \quad (6-48)$$

B, P_k, P_h - Áp suất không khí, phân áp suất không khí khô và hơi nước trong không khí, N/m^2 .

- Phương trình tính toán cho phần không khí khô:

$$P_k \cdot V = G_k \cdot R_k \cdot T \quad (6-49)$$

V - thể tích không khí ẩm, m^3 ;

G_k - khối lượng không khí khô trong V (m^3) của không khí ẩm (hỗn hợp), kg ;

R_k - hằng số chất khí của không khí khô, $R_k = 287 J/kg.K$;

T - nhiệt độ hỗn hợp, $T = t + 273,15, ^\circ K$.

- Phương trình tính toán cho phần hơi ẩm trong không khí:

$$P_h \cdot V = G_h \cdot R_h \cdot T \quad (6-50)$$

G_h - khối lượng hơi ẩm trong V (m^3) của hỗn hợp, kg ;

R_h - hằng số chất khí của hơi nước, $R_h = 462 J/kg.K$.

6.4.2. Các thông số vật lý của không khí ẩm

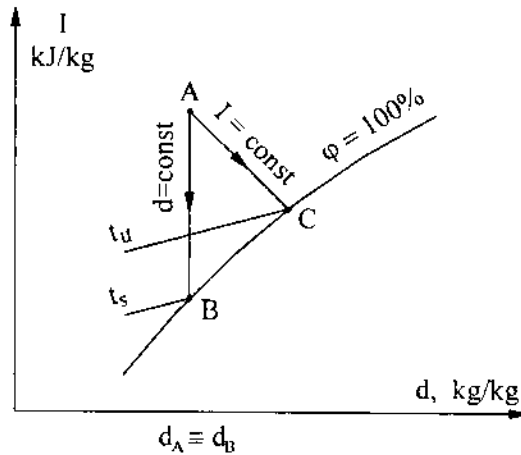
6.4.2.1. Nhiệt độ

- *Nhiệt độ điểm sương*: Khi làm lạnh không khí nhưng giữ nguyên dung ẩm d (hoặc phân áp suất p_h) tới nhiệt độ t_s nào đó hơi nước trong không khí bắt đầu ngưng tụ thành nước bão hòa. Nhiệt độ t_s đó gọi là nhiệt độ điểm sương.

Như vậy nhiệt độ điểm sương t_s của một trạng thái không khí bất kỳ nào đó là nhiệt độ ứng với trạng thái bão hòa và có dung ẩm bằng dung ẩm của trạng thái đã cho. Hay nói cách khác nhiệt độ điểm sương là nhiệt độ bão hòa của hơi nước ứng với phân áp suất p_h đã cho. Từ đây ta thấy giữa t_s và d có mối quan hệ phụ thuộc.

Những trạng thái không khí có cùng dung ẩm thì nhiệt độ đọng sương của chúng như nhau. Nhiệt độ đọng sương có ý nghĩa rất quan trọng khi xem xét khả năng đọng sương trên các bề mặt cũng như xác định trạng thái không khí sau xử lý. Khi không khí tiếp xúc với một bề mặt, nếu nhiệt độ bề mặt đó nhỏ hơn hay bằng nhiệt độ đọng sương t_s thì hơi ẩm trong không khí sẽ ngưng kết lại trên bề mặt đó, trường hợp ngược lại thì không xảy ra đọng sương.

- *Nhiệt độ nhiệt kế ướt*: Khi cho hơi nước bay hơi đoạn nhiệt vào không khí chưa bão hòa ($I = \text{const}$). Nhiệt độ của không khí sẽ giảm dần trong khi độ ẩm tương đối tăng lên, tới trạng thái bão hòa $\varphi = 100\%$ quá trình bay hơi chấm dứt. Nhiệt độ ứng với trạng thái bão hòa cuối cùng này gọi là nhiệt độ nhiệt kế ướt và ký hiệu là t_w . Người ta gọi nhiệt độ nhiệt kế ướt là vì nó được xác định bằng nhiệt kế có bầu thấm ướt nước.



Hình 6.8. Nhiệt độ động tương và nhiệt độ nhiệt kế ướt của không khí.

Như vậy nhiệt độ nhiệt kế ướt của một trạng thái là nhiệt độ ứng với trạng thái bão hòa và có entanpi I bằng entanpi của trạng thái không khí đã cho. Giữa entanpi I và nhiệt độ nhiệt kế ướt t_w có mối quan hệ phụ thuộc. Trên thực tế ta có thể đo được nhiệt độ nhiệt kế ướt của trạng thái không khí hiện thời là nhiệt độ trên bề mặt thoáng của nước.

6.4.2.2. Độ ẩm

1. Độ ẩm tuyệt đối

Độ ẩm tuyệt đối là khối lượng hơi ẩm trong 1 m^3 không khí ẩm.

Giả sử trong $V \text{ (m}^3\text{)}$ không khí ẩm có chứa $G_h \text{ (kg)}$ hơi nước thì độ ẩm tuyệt đối ký hiệu là ρ_h được tính như sau:

$$\rho_h = \frac{G_h}{V}, \text{ kg / m}^3 \quad (6-51)$$

Vì hơi nước trong không khí có thể coi là khí lý tưởng nên:

$$\rho_h = \frac{1}{v_h} = \frac{p_h}{R_h \cdot T}, \text{ kg/m}^3 \quad (6-52)$$

trong đó:

p_h - phân áp suất của hơi nước trong không khí chưa bão hòa, N/m^2 ;

R_h - hằng số của hơi nước $R_h = 462 \text{ J/kg.K}$;

T - nhiệt độ tuyệt đối của không khí ẩm, tức cũng là nhiệt độ của hơi nước, K .

2. Độ ẩm tương đối

Độ ẩm tương đối của không khí ẩm, ký hiệu là φ (%) là tỉ số phần trăm giữa độ ẩm tuyệt đối ρ_h của không khí với độ ẩm bão hòa ρ_{\max} ở cùng nhiệt độ với trạng thái đã cho.

$$\varphi = \frac{\rho_h}{\rho_{\max}} \cdot 100\% \quad (6-53)$$

hay:

$$\varphi = \frac{p_h}{p_{\max}} \cdot 100\% \quad (6-54)$$

Độ ẩm tương đối biểu thị mức độ chứa hơi nước trong không khí ẩm so với không khí ẩm bão hòa ở cùng nhiệt độ.

Khi $\varphi = 0$ đó là trạng thái không khí khô.

$0 < \varphi < 100$ đó là trạng thái không khí ẩm chưa bão hòa.

$\varphi = 100$ đó là trạng thái không khí ẩm bão hòa.

- Độ ẩm φ là đại lượng rất quan trọng của không khí có ảnh hưởng nhiều đến cảm giác của con người và khả năng sử dụng không khí để sấy các vật phẩm.

- Độ ẩm tương đối φ có thể xác định bằng công thức, hoặc đo bằng ẩm kế. Ẩm kế là thiết bị đo gồm 2 nhiệt kế: một nhiệt kế khô và một nhiệt kế ướt. Nhiệt kế ướt có bầu bọc vải thấm nước ở đó hơi nước thấm ở vải bọc xung quanh bầu nhiệt kế khi bốc hơi vào không khí sẽ lấy nhiệt của bầu nhiệt kế nên nhiệt độ bầu giảm xuống bằng nhiệt độ nhiệt kế ướt t_w ứng với trạng thái không khí bên ngoài. Khi độ ẩm tương đối bé, cường độ bốc hơi

càng mạnh, độ chênh nhiệt độ giữa 2 nhiệt kế càng cao. Do đó độ chênh nhiệt độ giữa 2 nhiệt kế phụ thuộc vào độ ẩm tương đối và nó được sử dụng để làm cơ sở xác định độ ẩm tương đối φ . Khi $\varphi = 100\%$, quá trình bốc hơi ngừng và nhiệt độ của 2 nhiệt kế bằng nhau.

6.4.2.3. Dung ẩm (độ chứa hơi)

Dung ẩm hay còn gọi là độ chứa hơi, được ký hiệu là d là lượng hơi ẩm chứa trong 1 kg không khí khô.

$$d = \frac{G_h}{G_k}, \text{ kg/kg không khí khô} \quad (6-55)$$

G_h - khối lượng hơi nước chứa trong không khí, kg;

G_k - khối lượng không khí khô, kg.

Ta có quan hệ:

$$d = \frac{G_h}{G_k} = \frac{\rho_h}{\rho_k} = \frac{p_h}{p_k} \cdot \frac{R_k}{R_h} \quad (6-56)$$

Sau khi thay $R = 8314/\mu$ ta có:

$$d = 0,622 \cdot \frac{p_h}{p_k} = 0,622 \cdot \frac{p_h}{p - p_h} \quad (6-57)$$

6.4.2.4. Entanpi

Entanpi của không khí ẩm bằng entanpi của không khí khô và của hơi nước chứa trong nó.

Entanpi của không khí ẩm được tính cho 1 kg không khí khô. Ta có công thức:

$$I = C_{pk} \cdot t + d (r_o + C_{ph} \cdot t) \text{ kJ/kg kk khô} \quad (6-58)$$

trong đó:

C_{pk} - nhiệt dung riêng đẳng áp của không khí khô $C_{pk} = 1,005 \text{ kJ/kg.K}$;

C_{ph} - nhiệt dung riêng đẳng áp của hơi nước ở 0°C : $C_{ph} = 1,84 \text{ kJ/kg.K}$;

r_o - nhiệt ẩn hóa hơi của nước ở 0°C : $r_o = 2500 \text{ kJ/kg}$.

Như vậy:

$$I = 1,005 \cdot t + d (2500 + 1,84 \cdot t) \text{ kJ/kg kk.khô} \quad (6-59)$$

6.4.3. Đồ thị I-d của không khí ẩm

Đồ thị I-d biểu thị mối quan hệ của các đại lượng t , φ , I , d và p_{bh} của không khí ẩm. Đồ thị được giáo sư L. K. Ramzin (Nga) xây dựng năm 1918 và sau đó được giáo sư Mollier (Đức) lập năm 1923. Nhờ đồ thị này ta có thể xác định được tất cả các thông số còn lại của không khí ẩm khi biết 2 thông số bất kỳ. Đồ thị I-d thường được các nước Đông Âu và Liên Xô (cũ) sử dụng.

Đồ thị I-d được xây dựng ở áp suất khí quyển 745mmHg và 760mmHg.

Đồ thị gồm 2 trục I và d nghiêng với nhau một góc 135° . Mục đích xây dựng các trục nghiêng một góc 135° là nhằm làm giãn khoảng cách giữa các đường cong tham số đặc biệt là các đường $\varphi = \text{const}$ nhằm tra cứu các thông số của không khí ẩm được thuận lợi hơn.

Trên đồ thị này các đường $I = \text{const}$ nghiêng với trục hoành một góc 135° , đường $d = \text{const}$ là những đường thẳng đứng. Đối với đồ thị I-d được xây dựng theo cách trên cho thấy các đường cong tham số hầu như chỉ nằm trên góc $1/4$ thứ nhất của tọa độ Đề Các. Vì vậy, để hình vẽ được gọn người ta xoay trục d lại vuông góc với trục I mà vẫn giữ nguyên các đường cong như đã biểu diễn, tuy nhiên khi tra cứu entanpi I của không khí ta vẫn tra theo đường nghiêng với trục hoành một góc 135° . Với cách xây dựng như vậy, các đường tham số của đồ thị sẽ như sau:

- Các đường $I = \text{const}$ nghiêng với trục hoành một góc 135° .
- Các đường $d = \text{const}$ là đường thẳng đứng.
- Các đường $t = \text{const}$ là đường thẳng chéo lên phía trên, gần như song song với nhau.

Thật vậy, ta có biểu thức:

$$\left(\frac{\partial I}{\partial d}\right)_{t=\text{const}} = 2500 + 1,84t \quad (5-60)$$

Đường $t = 100^\circ\text{C}$ tương ứng với nhiệt độ bão hòa của hơi nước ứng với áp suất khí quyển được tô đậm

- Đường $p_h = f(d)$

Ta có quan hệ:

$$d = 0,622 \cdot \frac{p_h}{p - p_h} \quad (6-61)$$

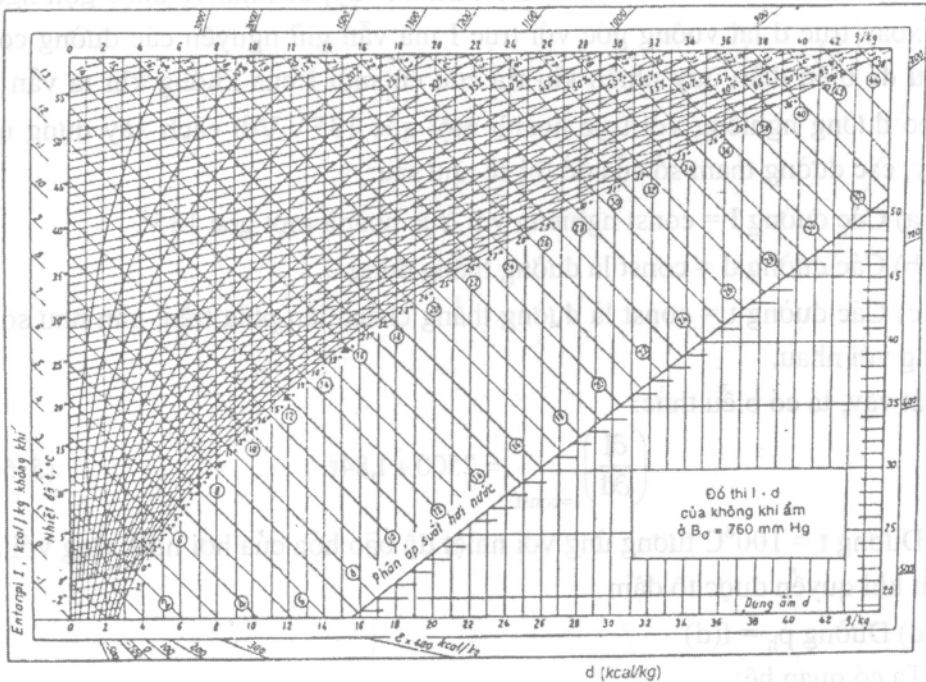
Quan hệ này được xây dựng theo đường thẳng xiên và giá trị p_h được tra cứu trên trục song song với trục I và nằm bên phải đồ thị I-d.

e) Các đường $\varphi = \text{const}$

Trong vùng $t < t_s(p)$ đường cong $\varphi = \text{const}$ là những đường cong lồi lên phía trên, càng lên trên khoảng cách giữa chúng càng xa. Đi từ trên xuống dưới độ ẩm φ càng tăng. Các đường $\varphi = \text{const}$ không đi qua gốc tọa độ. Đường cong $\varphi = 100\%$ hay còn gọi là đường bão hòa ngăn cách giữa 2 vùng: Vùng chưa bão hòa và vùng ngưng kết hay còn gọi là vùng sương mù. Các điểm nằm trong vùng sương mù thường không ổn định mà có xu hướng ngưng kết bớt hơi nước và chuyển về trạng thái bão hòa.

Trên đường $t > t_s(p)$ đường $\varphi = \text{const}$ là những đường thẳng đứng.

Khi áp suất khí quyển thay đổi thì đồ thị I-d cũng thay đổi theo. Áp suất khí quyển thay đổi trong khoảng 20 mmHg thì sự thay đổi đó là không đáng kể.



Hình 6.9. Đồ thị I-d của không khí ẩm.

Trên hình 6.9 là đồ thị I-d của không khí ẩm, xây dựng ở áp suất khí quyển $B_0 = 760 \text{ mmHg}$.

Trên đồ thị này ở xung quanh còn có vẽ thêm các đường $\varepsilon = \text{const}$ giúp cho tra cứu khi tính toán các sơ đồ điều hòa không khí.

6.4.4. Các quá trình của không khí ẩm

6.4.4.1. Quá trình sấy

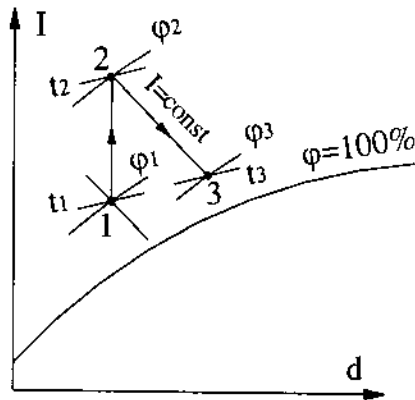
- *Quá trình sấy*

Quá trình sấy là quá trình làm giảm bớt độ ẩm của các vật phẩm, để thực hiện được điều đó người ta có thể sử dụng không khí hoặc sản phẩm cháy của nhiên liệu. Về nguyên tắc việc sử dụng sản phẩm cháy hay không khí việc tính toán đều tương tự nhau nên ở đây giới thiệu quá trình sấy bằng không khí. Quá trình sấy được chia làm hai giai đoạn: Giai đoạn cấp nhiệt cho không khí và giai đoạn hút ẩm của vật phẩm.

Trên đồ thị hình 6.10 biểu thị quá trình sấy lý thuyết tức không có tổn thất nhiệt trong quá trình sấy.

12- Quá trình gia nhiệt cho không khí, đó là quá trình gia nhiệt đẳng dung ẩm $d = \text{const}$, nhưng độ ẩm tương đối φ giảm.

23- Quá trình hút ẩm, trong quá trình này không khí tiếp xúc với vật sấy và làm bay hơi nước trong vật sấy. Đó là quá trình đoạn nhiệt vì không khí nhả nhiệt cho vật sấy, nhưng nhận lại chính nhiệt lượng đó từ hơi nước mang theo.



Hình 6.10. Quá trình sấy.

• **Xác định các đại lượng trong quá trình sấy**

- Lượng nước bay hơi vào một kg không khí khô:

Khi sấy, không khí nhận một lượng hơi nước từ vật sấy bốc lên G_n

$$G_n = d_3 - d_1, \text{ kg hơi/kg không khí khô} \quad (6-62)$$

- Lượng không khí khô G_k cần làm bay hơi 1 kg hơi nước trong vật sấy:

$$G_k = \frac{1}{d_3 - d_1}, \text{ kg k/kg h} \quad (6-63)$$

- Lượng không khí ẩm cần để làm bay hơi 1 kg nước trong vật sấy.

$$G = (1 + d_1).G_k \quad (6-64)$$

- Lượng nhiệt cần thiết để đốt nóng 1kg không khí khô.

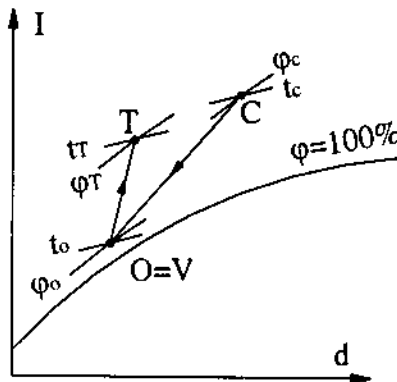
$$q = I_2 - I_1, \text{ kJ/kg.k} \quad (6-65)$$

- Nhiệt lượng cần làm bay hơi 1 kg nước trong vật sấy

$$Q = G_k.q = \frac{I_2 - I_1}{d_3 - d_1} \quad (6-66)$$

6.4.4.2. Quá trình điều hoà không khí

Quá trình điều hoà không khí hoạt động hoàn toàn trái ngược với quá trình sấy. Để duy trì nhiệt độ và độ ẩm trong phòng ở giá trị cho trước, người ta tiến hành xử lý nhiệt ẩm không khí đến một trạng thái đã định rồi đưa vào phòng, ở trong phòng không khí nhận nhiệt và ẩm từ các nguồn và thay đổi trạng thái đến trạng thái yêu cầu.



Hình 6.11. Quá trình điều hoà không khí.

Chúng ta thường gặp sơ đồ điều hoà không khí về mùa hè. Theo sơ đồ này, quá trình xử lý không khí thực hiện như sau: không khí ở trạng thái C được xử lý nhiệt ẩm để thay đổi trạng thái theo quá trình CO, trạng thái O có độ ẩm rất cao khoảng $90 \div 95\%$. Sau đó người ta thổi không khí vào phòng, ở đó không khí nhận nhiệt và ẩm từ các nguồn thải và tự thay đổi trạng thái theo quá trình VT. Trạng thái O tương ứng với trạng thái sau xử lý không khí, còn trạng thái V tương ứng với trạng thái thổi vào phòng. Do đường ống được bọc cách nhiệt, ẩm nên có thể coi $O \equiv V$.

• **Tính toán các thông số của quá trình điều hoà**

- Lưu lượng không khí điều hoà:

$$G = \frac{Q_T}{I_T - I_V} = \frac{W_T}{d_T - d_V}, \text{ kg/s} \quad (6-67)$$

Q_T, W_T - nhiệt thừa và ẩm thừa trong phòng;

I_T, I_V - entanpi không khí trạng thái T và V, J/kg;

d_T, d_V - dung ẩm không khí trạng thái T và V, kg/kg.

- Năng suất lạnh của thiết bị làm lạnh không khí.

$$Q_o = G.(I_c - I_o) = Q_T \frac{I_c - I_o}{I_T - I_V}, \text{ kW} \quad (6-68)$$

- Năng suất làm khô của thiết bị làm lạnh không khí.

$$W = G.(d_c - d_o) = W_T \frac{d_c - d_o}{d_T - d_V}, \text{ kg/s} \quad (6-69)$$

BÀI TẬP CHƯƠNG 6

LUU ĐỘNG

6.1 Khí ôxi có áp suất 60 bar, nhiệt độ 100°C lưu động qua ống tăng tốc nhỏ dẫn vào môi trường có áp suất 36 bar. Hãy xác định tốc độ và lưu lượng của dòng ôxi, cho biết diện tích mặt cắt của ra của ống bằng 20 mm^2 .

Đáp số: $\omega_2 = 304 \text{ m/s}; G = 0,25 \text{ kg/s}$.

6.2. Một ống tăng tốc nhỏ dần có mặt cắt cửa ra 500 mm^2 , trước khi vào ống không khí có áp suất 1000 kPa và nhiệt độ 360K . Xác định lưu lượng khối lượng của dòng trong hai trường hợp áp suất môi trường đầu ra là 800 kPa và 300 kPa .

Đáp số: $G = 0,87 \text{ kg/s}$; $G = G_{\max} = 1,065 \text{ kg/s}$.

6.3. Không khí có áp suất 10 bar , nhiệt độ 300°C lưu động qua ống tăng tốc hỗn hợp vào môi trường có áp suất 1 bar . Cho biết lưu lượng của dòng là 4 kg/s . Xác định tốc độ lưu động của không khí ra khỏi ống tăng tốc và kích thước cơ bản của ống nếu chọn góc loe là 10° .

Đáp số: $\omega_2 = 746 \text{ m/s}$; $f_{\min} = 0,00241 \text{ m}^2$; $d_{\min} = 5,5 \text{ cm}$.

$$f_2 = 0,0046 \text{ m}^2; d_2 = 7,7 \text{ cm}; l = 12,6 \text{ cm}.$$

6.4 Xác định tốc độ lưu động của không khí và kích thước cơ bản của ống tăng tốc hỗn hợp, nếu lưu lượng của dòng là $2,9 \text{ kg/s}$, áp suất và nhiệt độ không khí ở cửa vào là 8 bar và 127°C , áp suất của môi trường không khí bằng 1 bar , góc loe phần lớn dần là 12° .

Đáp số: $d_{\min} = 48 \text{ mm}$; $d_2 = 63 \text{ mm}$; $l = 70 \text{ mm}$; $\omega_2 = 600 \text{ m/s}$.

6.5. Hơi nước có áp suất 30 bar , nhiệt độ 400°C , lưu động qua ống tăng tốc nhỏ dần vào môi trường 1 bar .

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị i - s
- Xác định trạng thái và tốc độ hơi đầu ra ống tăng tốc.

Đáp số:

$$t_1 = 400^\circ\text{C}; p_1 = 30 \text{ bar}; i_1 = 3229 \text{ kJ/kg}; v_1 = 0,09929 \text{ m}^3/\text{kg}; s_1 = 6,916 \text{ kJ/kg.K}$$

$$t_2 = 203^\circ\text{C}; p_2 = 16,5 \text{ bar}; s_2 = 6,916 \text{ kJ/kg.K}; i_2 = 3070 \text{ kJ/kg}; v_2 = 0,16 \text{ m}^3/\text{kg}, \quad \omega_2 = 565 \text{ m/s}.$$

6.6. Hãy xác định tốc độ và lưu lượng của hơi nước, nếu biết áp suất và nhiệt độ ở cửa vào là 10 bar và 300°C , trong hai trường hợp:

- Áp suất môi trường đầu ra là 6 bar.
- Áp suất môi trường đầu ra là 2 bar.

Đáp số: a) $\omega_2 = 500 \text{ m/s}$; $G = 3,8 \text{ kg/s}$.

b) $\omega_2 = \omega_k = 540 \text{ m/s}$; $G = G_{\max} = 3,9 \text{ kg/s}$.

6.7. Hơi nước có áp suất 16 bar và nhiệt độ 400°C lưu động qua ống tăng tốc hỗn hợp vào môi trường có áp suất 1 bar. Cho biết lưu lượng hơi bằng $4,5 \text{ kg/s}$.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị i - s
- Xác định tiết diện tại vị trí cổ thắt và đầu ra.

Đáp số: $f_{\min} = 23 \text{ cm}^2$; $f_2 = 68 \text{ cm}^2$.

6.8. Hơi nước có áp suất 20bar và nhiệt độ 400°C lưu động qua ống tăng tốc hỗn hợp vào môi trường có áp suất 2 bar. Cho biết lưu lượng của hơi bằng 4 kg/s .

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị i - s
- Xác định kích thước cơ bản và tốc độ dòng ở các mặt cắt cơ bản.

Đáp số: $f_{\min} = 16 \text{ cm}^2$; $f_2 = 36 \text{ cm}^2$; $\omega_k = 580 \text{ m/s}$; $\omega_2 = 1050 \text{ m/s}$

TIẾT LƯU

6.9. Tiết lưu dòng không khí từ 8 bar xuống 6 bar. Xác định nhiệt độ không khí cuối quá trình tiết lưu và biến thiên entropi của không khí biết nhiệt độ ban đầu bằng 20°C .

Đáp số: $t_2 = 20^\circ\text{C}$; $\Delta s = 82,6 \text{ kJ/kg.K}$

6.10. Tiết lưu không khí với áp suất ban đầu 5 bar, sau tiết lưu thể tích tăng gấp đôi. Xác định độ biến thiên nhiệt độ, áp suất và entropi của không khí

Đáp số: $\Delta t = 0$; $\Delta p = -2,5 \text{ bar}$; $\Delta s = 0,2 \text{ kJ/kg.K}$

6.11. Tiết lưu hơi nước từ áp suất 20 bar, độ khô 0,9 xuống áp suất 8 bar.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị $i-s$
- Xác định thông số trạng thái của hơi nước sau khi tiết lưu.

Đáp số: $p_2 = 8 \text{ bar}$; $t_2 = 170^\circ\text{C}$; $x_2 = 0,98$; $i_2 = i_1 = 2610 \text{ kJ/kg}$

6.12. Tiết lưu hơi nước từ áp suất 16 bar, nhiệt độ 300°C xuống áp suất 1,2 bar.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị $i-s$
- Xác định thông số trạng thái của hơi nước sau khi tiết lưu, độ quá nhiệt của hơi.

Đáp số: $p_1 = 16 \text{ bar}$; $t_1 = 300^\circ\text{C}$; $x_2 = 0,98$; $i_2 = i_1 = 3030 \text{ kJ/kg}$;
 $P_2 = 1,2 \text{ bar}$; $t_2 = 280^\circ\text{C}$; $x_2 = 0,98$; $\Delta t_{\text{qn}} = 175,19^\circ\text{C}$

NÉN KHÍ

3.13. Cho một máy nén lý tưởng một cấp làm việc như sau: không khí có áp suất 1 bar, nhiệt độ 27°C được hút đầy vào xylanh có lượng là $100 \text{ m}^3/\text{h}$, sau đó nén đa biến có $n = 1,2$ đến áp suất 8 bar, rồi thải toàn bộ vào bình chứa.

- Biểu diễn các quá trình làm việc trên đồ thị $p-v$ và xác định công suất lý tưởng của máy nén;

- Tính lượng nước cần thiết để làm mát không khí trong quá trình nén, cho biết nhiệt dung riêng của không khí là hằng số, của nước bằng $4,18 \text{ kJ/kg}\cdot\text{độ}$ và nhiệt độ nước làm mát tăng lên 11°C .

Đáp số: $N = 6,78 \text{ kW}$; $G_n = 187 \text{ lít/h}$

3.14. Một máy nén ôxy kiểu pittông có đường kính xylanh là 120mm, chiều dài của xylanh 250 mm, hành trình của pittông là 240 mm, mỗi phút trục máy nén quay 240 vòng, quá trình nén coi như là đoạn nhiệt, áp suất sau khi nén bằng 7 lần áp suất ban đầu. Biết trạng thái ban đầu của không khí có áp suất 0,98 bar, nhiệt độ 20°C , hiệu suất của máy nén bằng 0,7. Hãy tính công suất thực tế của máy nén bằng bao nhiêu?

Đáp số: $N_i = 3,474 \text{ kW}$

KHÔNG KHÍ ẨM

3.15 Có 100 m^3 không khí ẩm ở áp suất 1 bar, nhiệt độ 35°C và độ ẩm tương đối 75%. Hãy xác định bằng công thức và đồ thị.

- Độ chứa hơi của không khí;
- Nhiệt độ đọng sương của không khí;
- Khối lượng của không khí khô và hơi nước;
- Nếu không khí đó được làm mát đến 5°C trong điều kiện áp suất không đổi. Hãy xác định lượng nước đã ngưng tụ.

Đáp số: $d=25,5 \text{ g/kg}$; $t_s = 29^\circ\text{C}$; $G_k=109 \text{ kg}$ không khí khô;

$G_h = 2,78 \text{ kg}$ hơi nước; $G_n=2,18 \text{ kg}$.

3.16. Trong phòng có dung tích 60m^3 , chứa không khí ẩm ở 25°C , độ ẩm tương đối 75%, áp suất 980mbars. Hãy xác định bằng tính toán và đồ thị:

- Phân áp suất của hơi nước và độ chứa hơi;
- Khối lượng riêng và entanpi của không khí;
- Khối lượng không khí trong phòng.

Đáp số: $P_h = 23,75 \text{ mbar}$; $d = 15,45 \text{ g/kg}$; $\rho_h = 1,135 \text{ kg/cm}^3$; $I = 4312 \text{ kJ}$;
 $G = 68 \text{ kg}$

3.17. Cho không khí ẩm có áp suất 1 bar, nhiệt độ 15°C , phân áp suất 1270 N/m^2 . Hãy tính toán và xác định trên đồ thị.

- Độ ẩm tương đối và tuyệt đối;
- Mật độ không khí khô, không khí ẩm, hằng số chất khí;
- Nhiệt độ đọng sương, độ chứa hơi và entanpi của không khí ẩm.

Đáp số: $\varphi = 0,75$; $\rho_h = 0,0096 \text{ kg/m}^3$; $\rho_k = 1,2 \text{ kg/m}^3$; $\rho = 1,2096 \text{ kg/m}^3$;
 $R = 287 \text{ J/kg.K}$; $t_s = 10,5^\circ\text{C}$; $d = 7,98 \text{ g/kg}$; $I = 35 \text{ kJ/kg}$.

3.18. Cho biết trạng thái không khí ẩm có nhiệt độ bằng 50°C , độ ẩm 70%. Xác định:

- Độ chứa hơi, entanpi, phân áp suất của hơi nước, nhiệt độ đọng sương của không khí ở trạng thái đó;
- Nếu gia nhiệt trong điều kiện đẳng áp đến 90°C thì cần cung cấp cho

mỗi kg không khí không khí khô.

Đáp số: $d = 60 \text{ g/kg}$; $l = 200 \text{ kJ/kg}$; $\rho_h = 65 \text{ mmHg}$; $t_s = 42^\circ\text{C}$; $q = 42 \text{ kJ/kg}$.

3.19. Trong một thiết bị làm lạnh, không khí ẩm ở áp suất 10^5 N/m^2 , nhiệt độ 4°C , độ ẩm tương đối 80%, lưu lượng $100.000 \text{ m}^3/\text{h}$ được làm lạnh đến 0°C . Hãy xác định nhiệt lượng cần thải ra và lượng hơi nước đã được ngưng tụ.

Đáp số: $Q = -160 \text{ kW}$; $G_h = 0,0087 \text{ kg/s} = 31 \text{ kg/h}$.

3.20. Cho không khí có nhiệt độ 15°C , độ chứa hơi bằng 8 g/kg thổi qua lớp hút ẩm (thí dụ như silicagen). Xác định nhiệt độ ra của không khí nếu biết độ chứa hơi lúc đó là 2 g/kg .

Đáp số: $t_2 = 31^\circ\text{C}$.

3.21. Người ta dùng không khí ở trạng thái đầu có nhiệt độ 20°C và độ ẩm tương đối 40%, đốt nóng đến 80°C rồi đưa vào buồng sấy, sau khi sấy nhiệt độ không khí giảm xuống bằng 35°C . Hãy xác định:

- Thông số của không khí sau khi sấy;
- Lượng ẩm đã thoát ra từ vật sấy tương ứng với 1 kg không khí khô.
- Lượng không khí ẩm cần cung cấp và nhiệt lượng cần thiết để làm bốc hơi 1kg ẩm của vật sấy.

Đáp số: $d_3 = 24 \text{ g/kg}$; $\varphi_3 = 65\%$; $l_3 = 96 \text{ kJ/kg}$

$G_h = 19,5 \text{ g/kg}$; $G_k = 18 \text{ kg/kg}$; $q = 3400 \text{ kJ/kg}$.

3.22. Dem hỗn hợp hai dòng không khí, dòng thứ nhất có khối lượng là 10.000 kg , nhiệt độ 20°C , độ ẩm tương đối 60%; dòng thứ hai có khối lượng 30.000 kg , nhiệt độ 50°C độ ẩm tương đối 50%. Xác định thông số của không khí sau khi hỗn hợp.

Đáp số: $d = 0,0338 \text{ kg/kg}$; $l = 130 \text{ kJ/kg}$; $t = 42,5^\circ\text{C}$; $\varphi = 60\%$.

Chương 7

CÁC CHU TRÌNH NHIỆT ĐỘNG

7.1. CHU TRÌNH ĐỘNG CƠ ĐỐT TRONG

- *Khái niệm*

Các bộ phận chính của động cơ đốt trong gồm xi lanh, pittông, van nạp, van xả, thanh truyền và trục khuỷu. Quá trình cháy xảy ra bên trong xi lanh, sản phẩm cháy là môi chất chính dùng đẩy pittông chuyển động qua lại và sinh công.

- *Phân loại*

Người ta chia động cơ đốt trong ra nhiều loại theo các đặc điểm như sau:

- Theo nhiên liệu có thể có động cơ nhiên liệu lỏng (xăng, dầu diesel) và khí.
- Theo hành trình có động cơ 4 kỳ và 2 kỳ. Động cơ 2 kỳ là động cơ mà trong một chu kỳ pittông chuyển động qua lại xi lanh 2 lần, còn động cơ 4 kỳ thì pittông chuyển động qua lại xi lanh 4 lần. Các động cơ thường gặp là loại 4 kỳ.
- Theo quá trình cấp nhiệt tức quá trình cháy của nhiên liệu chia ra thành chu trình cấp nhiệt đẳng áp, đẳng tích và cấp nhiệt hỗn hợp.
- Theo cách đốt nhiên liệu có thể có hai loại động cơ đốt nhiên liệu cưỡng bức hay tự bốc cháy.

- *Các giả thiết*

Để đơn giản trong việc nghiên cứu khảo sát các quá trình diễn ra ở động cơ đốt trong người ta có một số giả thiết như sau:

- Tất cả các quá trình diễn ra trong động cơ đốt trong đều là thuận nghịch: Quá trình cháy có thể thay bằng quá trình cấp nhiệt và quá trình thải sản phẩm cháy thay bằng quá trình nhả nhiệt.
- Trong xi lanh luôn luôn có 1 kg chất môi giới thực hiện chu trình.
- Coi môi chất là khí lý tưởng và đồng nhất.
- Coi quá trình nạp và thải triệt tiêu nhau về công và biến hệ thành hệ kín.

7.1.1. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích

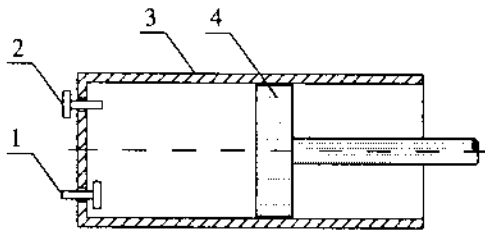
• Đặc điểm của chu trình

- Chu trình cấp nhiệt đẳng tích là chu trình thường làm việc với các loại nhiên liệu dễ bốc cháy như động cơ máy bay hay ô tô, thường dùng cho động cơ xăng.

- Đốt cường bức bằng tia lửa điện từ buji điện, nhiên liệu cháy nhanh.

- Nhiên liệu được hỗn hợp sẵn cùng không khí trước khi được nén trong xi lanh.

• Nguyên lý làm việc



- 1- Van nạp
- 2- Van xả
- 3- Xi lanh
- 4- Pittông

Hình 7.1. Động cơ đốt trong.

Trên hình 7.1 trình bày cấu tạo các thiết bị chính của động cơ đốt trong. Động cơ làm việc theo 4 kỳ cụ thể như sau:

- Kỳ 1: Pittông chuyển động từ trái sang phải van nạp mở hỗn hợp không khí và nhiên liệu được hút vào xi lanh.

- Kỳ 2: Pittông chuyển động từ phải → trái, van xả và van hút đóng, áp suất và nhiệt độ hỗn hợp trong xi lanh tăng. Đến cuối quá trình thì bật tia lửa điện, nhiên liệu cháy nhanh, pittông chưa kịp chuyển động nên quá trình cháy diễn ra trong điều kiện đẳng tích, áp suất và nhiệt độ tăng cao.

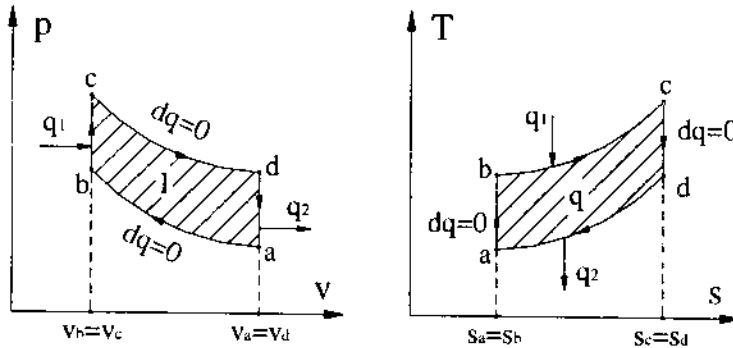
- Kỳ 3: Sản phẩm cháy đẩy pittông chuyển động sang phải, thực hiện quá trình giãn nở đoạn nhiệt và sinh công, áp suất, nhiệt độ giảm. Đây là quá trình sinh công chủ yếu của chu trình.

- Kỳ 4: Pittông chuyển động từ phải sang trái lần 2, van xả mở và hỗn hợp cháy được đẩy ra khỏi xi lanh.

• Biểu diễn quá trình thay đổi trạng thái môi chất trên đồ thị

Với các giả thiết đã nêu trên, ta có thể đưa quá trình hoạt động hở của

động cơ đốt trong về dạng một chu trình, trong đó môi chất không thoát ra khỏi hệ mà chỉ đơn giản nhận nhiệt, nhả nhiệt và sinh công. Trên đồ thị p-v và T-s hình 7.2 có thể biểu diễn bằng đường khép kín abcd, trong đó:



Hình 7.2. Chu trình cấp nhiệt đẳng tích.

ab - là quá trình nén đoạn, áp suất và nhiệt độ môi chất tăng. Quá trình này thay cho quá trình nén hỗn hợp không khí và nhiên liệu trong xi lanh.

bc- quá trình cấp nhiệt đẳng tích thay cho quá trình cháy đẳng tích nhiên liệu. Trong quá trình này môi chất nhận nhiệt lượng q_1 .

cd- quá trình giãn nở đoạn nhiệt thay cho quá trình sản phẩm cháy đẩy pittông chuyển động sang phải và giãn nở đoạn nhiệt sinh công.

dc- quá trình thải nhiệt đẳng tích, môi chất nhả nhiệt lượng q_2 , thay cho quá trình thải sản phẩm cháy khi mở van.

• **Tính toán hiệu suất chu trình**

Các đại lượng đặc trưng:

- Tỷ số nén: $\epsilon = \frac{v_a}{v_b}$ (7-1)

- Tỷ số tăng áp: $\lambda = \frac{p_c}{p_b}$ (7-2)

Hiệu suất nhiệt của chu trình:

$$\eta = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} \quad (7-3)$$

Nhiệt lượng cấp cho môi chất trong quá trình cháy và thải theo sản phẩm cháy:

$$q_1 = C_v \cdot (T_c - T_b), \text{ kJ/kg} \quad (7-4)$$

$$|q_2| = C_v \cdot (T_d - T_a), \text{ kJ/kg} \quad (7-5)$$

Thay vào và biến đổi ta có:

$$\eta = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \quad (7-6)$$

• **Nhận xét**

Từ biểu thức tính hiệu suất nhiệt (7-6) cho thấy:

- Hiệu suất nhiệt chỉ phụ thuộc vào tỉ số nén ε và đặc tính của môi chất (chỉ số k)

- Hiệu suất nhiệt η tăng khi k tăng, nhưng chỉ số k thì phụ thuộc vào môi chất. Các sản phẩm cháy thường là CO_2 , SO_2 , H_2O ... là những khí ba nguyên tử trở lên nên $k = 1,3$.

Hiệu suất nhiệt tăng khi ε tăng. Tuy nhiên khi ε tăng quá giới hạn cho phép thì xảy ra hiện tượng nổ cướp (tự cháy trước khi bật tia lửa điện) Tia lửa điện chỉ được bật khi đã thực hiện xong hành trình nén, nếu xảy ra hiện tượng cháy sớm thì rất nguy hiểm, ảnh hưởng tới hiệu suất và tuổi thọ của động cơ. Hiện tượng nổ cướp phụ thuộc vào tính chất của nhiên liệu. Vì vậy đối với mỗi loại nhiên liệu cần chọn một tỉ số nén ε thích hợp, đối với động cơ xăng thì chọn $\varepsilon = 5 \div 7$, động cơ đốt nhiên liệu khí $\varepsilon = 6 \div 9$. Để tăng ε có thể tăng hệ số không khí thừa hoặc pha thêm các chất phụ gia chống kích nổ như tetraethyl chì $\text{Pb}(\text{C}_2\text{H}_5)_4$.

- Hiệu suất nhiệt của chu trình nhỏ hơn hiệu suất Carnot trong cùng phạm vi nhiệt độ.

Công của chu trình:

$$l = l_{ab} + l_{cd} = \frac{p_a \cdot v_a - p_b \cdot v_b}{k-1} + \frac{p_c \cdot v_c - p_d \cdot v_d}{k-1} = p_a \cdot v_h \cdot \frac{(\varepsilon^k - \varepsilon) \cdot (\lambda - 1)}{(k-1) \cdot (\varepsilon - 1)} \quad (7-7)$$

trong đó: $v_h = \pi \cdot d^2 \cdot s / 4, \text{ m}^3$.

7.1.2. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp

• **Đặc điểm của chu trình**

- Chu trình cấp nhiệt đẳng áp là chu trình thường làm việc với động cơ diezen phun dầu bằng khí nén.

- Nhiên liệu tự bốc cháy do nhiệt độ không khí cuối quá trình nén cao hơn nhiệt độ tự bốc cháy của nhiên liệu.

- Nén không khí trước lên nhiệt độ cao và phun nhiên liệu sau.

• **Nguyên lý làm việc**

Cũng như chu trình cấp nhiệt đẳng tích, chu trình cấp nhiệt đẳng áp cũng làm việc theo 4 kỳ:

- Kỳ 1: Pittông chuyển động từ trái sang phải, không khí được hút vào xi lanh.

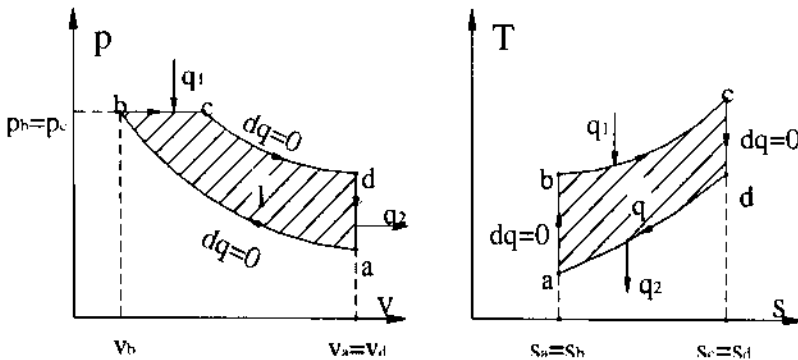
- Kỳ 2: Pittông chuyển động từ phải sang trái, các van đóng, áp suất và nhiệt độ không khí trong xi lanh tăng, đến cuối quá trình nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ bốc cháy của nhiên liệu.

- Kỳ 3: Pittông bắt đầu chuyển động từ trái sang phải, đồng thời dùng không khí nén phun nhiên liệu vào xi lanh. Quá trình cháy diễn ra khi pittông đã chuyển dịch, do vừa phun vừa cháy và pittông chuyển động nên $p = \text{const}$. Sau đó ngừng phun nhiên liệu, hỗn hợp cháy vẫn tiếp tục đẩy pittông chuyển động sang phải và sinh công.

- Kỳ 4: Pittông chuyển động từ phải sang trái lần 2, van xả mở và đẩy hỗn hợp cháy ra khỏi xi lanh.

• **Biểu diễn trên các đồ thị**

Trên hình 7.3 biểu diễn sự thay đổi trạng thái môi chất theo chu trình abcd.



Hình 7.3. Chu trình cấp nhiệt đẳng áp.

Các quá trình cụ thể như sau:

ab- quá trình nén đoạn nhiệt không khí, áp suất và nhiệt độ tăng.

bc- quá trình cấp nhiệt đẳng áp, thay cho quá trình cháy hỗn hợp không khí và nhiên liệu, môi chất nhận nhiệt lượng q_1 .

cd- quá trình giãn nở đoạn nhiệt thay cho quá trình hỗn hợp cháy đẩy pittông chuyển động sang phải và sinh công.

dc- quá trình thải nhiệt đẳng tích, thay cho quá trình thải sản phẩm cháy, môi chất nhả q_2 cho môi trường.

• **Tính toán hiệu suất chu trình**

- Các đại lượng đặc trưng:

$$\text{Tỷ số nén: } \varepsilon = \frac{v_a}{v_b} \quad (7-8)$$

$$\text{Hệ số giãn nở sớm: } \rho = \frac{v_c}{v_b} \quad (7-9)$$

- Hiệu suất nhiệt của chu trình:

$$\eta = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} \quad (7-10)$$

Nhiệt lượng cấp cho môi chất trong quá trình cháy và thải theo sản phẩm cháy:

$$q_1 = C_p \cdot (T_c - T_b), \text{ kJ/kg} \quad (7-11)$$

$$|q_2| = C_v \cdot (T_d - T_a), \text{ kJ/kg} \quad (7-12)$$

Thay vào và biến đổi ta có:

$$\eta = 1 - \frac{\rho^k - 1}{\varepsilon^{k-1} \cdot k(\rho - 1)} \quad (7-13)$$

• **Nhận xét**

Qua biểu thức xác định hiệu suất nhiệt chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp (7-13) ta thấy:

- Hiệu suất nhiệt của chu trình phụ thuộc vào tỷ số nén ε , hệ số giãn nở sớm ρ và chỉ số đoạn nhiệt k . Khi tăng ε , k và giảm ρ thì hiệu suất nhiệt tăng.

- Khi ε tăng hiệu suất nhiệt tăng nhưng hiệu suất cơ giảm. Vì vậy cần

chọn tỷ số nén ϵ thích hợp. Tuy nhiên khi ϵ quá thấp thì nhiệt độ cuối quá trình nén không cao nhiên liệu không tự bốc cháy được. Tỷ số nén của loại động cơ này thường nằm trong khoảng $\epsilon = 20 \div 24$. Tỷ số nén quá cao cũng bị hạn chế bởi độ bền của vật liệu.

- Hệ số giãn nở sớm ρ nếu giảm quá nhỏ thì thời gian phun rất bé. Nếu giảm ρ thì công suất của động cơ cũng giảm theo.

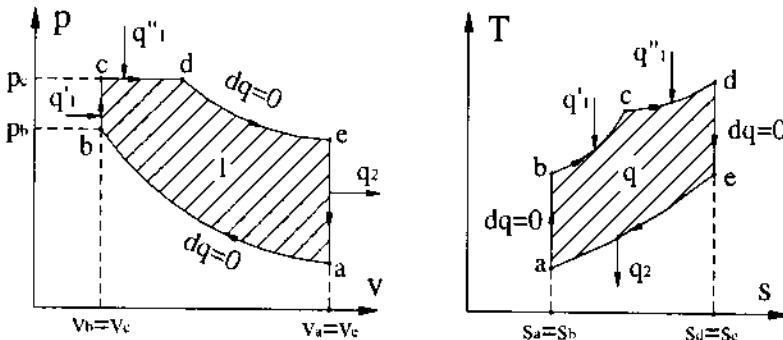
7.1.3. Chu trình cấp nhiệt hỗn hợp

• Đặc điểm của chu trình

- Chu trình cấp nhiệt hỗn hợp áp là chu trình thường làm việc động cơ diesel phun dầu bằng bơm cao áp qua các vòi phun.

- Nhiên liệu tự bốc cháy do nhiệt độ không khí cuối quá trình nén cao hơn nhiệt độ tự bốc cháy của nhiên liệu.

- Nén không khí trước phun nhiên liệu sau.



Hình 7.4. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp.

• Nguyên lý làm việc

- Kỳ 1: Pittông chuyển động từ trái sang phải, không khí được hút vào xi lanh.

- Kỳ 2: Pittông chuyển động từ phải sang trái, các van đóng pittông nén không khí lên áp suất và nhiệt độ cao, đến cuối quá trình nhiệt độ không khí lớn hơn nhiệt độ tự bốc cháy của nhiên liệu. Phun nhiên liệu vào xi lanh, nhiên liệu cháy nhanh, pittông chưa kịp chuyển động nên quá trình cháy đẳng tích $v = \text{const}$, áp suất và nhiệt độ tăng. Môi chất nhận nhiệt lượng q'_1 .

- Kỳ 3: Pittông bắt đầu chuyển động sang phải, tiếp tục phun nhiên liệu vào và quá trình cháy diễn ra trong điều kiện đẳng áp $p = \text{const}$, môi chất nhận nhiệt lượng q_1 . Sau đó ngừng phun nhiên liệu, hỗn hợp cháy tiếp tục đẩy pittông chuyển động sang phải và tiếp tục sinh công.

- Kỳ 4: Pittông chuyển động từ phải sang trái lần 2, van xả mở và đẩy hỗn hợp cháy ra khỏi xi lanh.

• **Biểu diễn chu trình trên đồ**

Trên đồ thị có thể biểu diễn sự thay đổi trạng thái theo chu trình abcde

ab - quá trình nén đoạn nhiệt, áp suất và nhiệt độ môi chất tăng.

bc - quá trình cấp nhiệt đẳng tích, môi chất nhận q_1 , quá trình này thay cho quá trình cháy trong giai đoạn pittông chưa chuyển động.

cd - quá trình cấp nhiệt đẳng áp môi chất nhận q_1 , quá trình này thay cho quá trình cháy khi pittông đã chuyển dịch.

de - quá trình giãn nở đoạn nhiệt, áp suất và nhiệt độ giảm, quá trình này thay cho quá trình sản phẩm cháy đẩy pittông chuyển động sang phải và sinh công

ea - quá trình thải nhiệt đẳng tích, môi chất nhả q_2 , thay quá trình thải sản phẩm cháy.

• **Tính hiệu suất nhiệt**

- Các đại lượng đặc trưng

$$\text{Tỷ số nén: } \varepsilon = \frac{v_a}{v_b} \quad (7-14)$$

$$\text{Tỷ số tăng áp: } \lambda = \frac{p_c}{p_b} \quad (7-15)$$

$$\text{Hệ số giãn nở sớm: } \rho = \frac{v_d}{v_c} \quad (7-16)$$

- **Hiệu suất nhiệt của chu trình:**

$$\eta = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} \quad (7-17)$$

Nhiệt lượng cấp cho môi chất trong quá trình cháy và thải theo sản phẩm cháy:

$$q_1 = C_v \cdot (T_c - T_b) + C_p \cdot (T_d - T_c), \text{ kJ/kg} \quad (7-18)$$

$$|q_2| = C_v \cdot (T_e - T_d), \text{ kJ/kg} \quad (7-19)$$

Thay vào và biến đổi ta có:

$$\eta = 1 - \frac{\lambda \cdot \rho^k - 1}{\varepsilon^{k-1} \cdot [(\lambda - 1) + k(\rho - 1)]} \quad (7-20)$$

• Nhận xét

- Hiệu suất nhiệt η tăng khi ε , λ và k tăng và ρ giảm. Thực tế cho thấy khi tỉ số nén ε và hệ số k tăng thì hiệu suất nhiệt tăng lên rất nhiều, nhưng tùy theo những điều kiện cụ thể của nhiên liệu mà tỉ số nén của động cơ có khác nhau.

Đối với động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích là động cơ cháy cưỡng bức, tỉ số nén thường khá bé và nằm trong khoảng $6 \div 9$.

Đối với động cơ tự cháy, do quá trình nén trong xi lanh không có nhiên liệu nên không sợ hiện tượng nổ cướp, do đó tỉ số nén càng cao càng tốt, nhưng nếu cao quá thì hiệu suất cơ giảm và khó chế tạo nên thường quy định không vượt quá $15 \div 20$.

Đối với hệ số giãn nở sớm ρ thì càng nhỏ càng tốt.

- Hiệu suất nhiệt chu trình cấp nhiệt hỗn hợp là trường hợp tổng quát của chu trình cấp nhiệt đẳng tích và đẳng áp khi

- Khi $\rho = 0 \rightarrow$ Quá trình đẳng tích
- Khi $\lambda = 1 \rightarrow$ Quá trình đẳng áp

- Hiệu suất nhiệt chu trình cấp nhiệt hỗn hợp luôn luôn nhỏ hơn hiệu suất chu trình Carnot trong cùng phạm vi nhiệt độ.

Như vậy, khi tăng ε , λ và k và giảm ρ thì η tăng.

7.1.4. So sánh các chu trình động cơ đốt trong

Để dễ dàng so sánh ta xác định hiệu suất nhiệt của các chu trình

$$\eta = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} = 1 - \frac{T_{2TB}}{T_{1TB}} \quad (7-21)$$

T_{1TB} , T_{2TB} - nhiệt độ trung bình quá trình cấp nhiệt và thải nhiệt.

7.1.4.1. So sánh khi cùng tỉ số nén ε và nhiệt lượng cung cấp q_1

Trên hình 7.5 biểu diễn các chu trình cấp nhiệt đẳng tích, đẳng áp và hỗn hợp khi cùng tỉ số nén ε và nhiệt lượng cung cấp q_1 .

$abc_v d_v$ là chu trình cấp nhiệt đẳng tích; $abb'c'd$ là chu trình cấp nhiệt hỗn hợp và $abc_p d_p$ chu trình cấp nhiệt đẳng áp. Vì có nhiệt lượng q_1 cung cấp bằng nhau nên diện tích các hình $1bc_v 2$, $1bb'c'3$ và $1bc_p 4$ bằng nhau.

Nhiệt lượng nhả ra môi trường của các chu trình cấp nhiệt đẳng tích q_{2v} , cấp nhiệt hỗn hợp q_2 và cấp nhiệt đẳng áp q_{2p} có giá trị bằng diện tích các hình:

$$|q_{2v}| = \text{diện tích hình } (ad_v 21);$$

$$|q_2| = \text{diện tích hình } (ad 31);$$

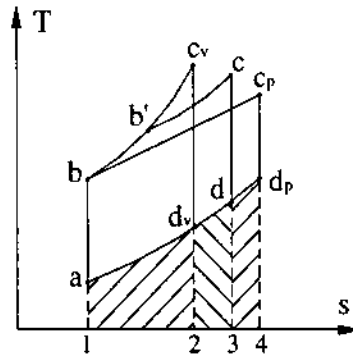
$$|q_{2p}| = \text{diện tích hình } (ad_p 41)$$

Do đó:

$$|q_{2v}| < |q_2| < |q_{2p}| \quad (7-22)$$

Từ đó suy ra

$$\eta_v > \eta > \eta_p \quad (7-23)$$



Hình 7.5. So sánh khi cùng tỉ số nén ε và nhiệt lượng q_1 .

Như vậy, với điều kiện cùng tỉ số nén và nhiệt lượng cung cấp q_1 , chu trình cấp nhiệt đẳng tích có hiệu suất nhiệt cao nhất và chu trình cấp nhiệt đẳng áp có hiệu suất nhiệt nhỏ nhất.

7.1.4.2. So sánh khi cùng nhiệt lượng q_2 , áp suất lớn nhất P_{max} và nhiệt độ lớn nhất T_{max}

Nhiệt độ và áp suất lớn nhất tương ứng với nhiệt độ và áp suất cuối quá trình cấp nhiệt (trạng thái c) Với điều kiện này thì các điểm a,c và d của các chu trình sẽ trùng nhau.

Nhiệt lượng q_2 nhả ra môi trường được xác định bằng diện tích hình 1ad2. Vấn đề là xác định nhiệt lượng q_1 của từng chu trình, chu trình nào có nhiệt lượng q_1 lớn sẽ có hiệu suất nhiệt cao.

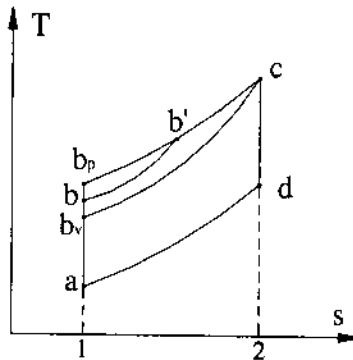
Trên hình 7.6, ab_vcd là chi trình cấp nhiệt đẳng tích, $abb'cd$ là chu trình cấp nhiệt hỗn hợp và ab_pcd là chu trình cấp nhiệt đẳng áp.

Nhiệt lượng cung cấp cho chu trình cấp nhiệt đẳng tích q_{1v} , cấp nhiệt hỗn hợp q_1 và cấp nhiệt đẳng áp q_{1p} được xác định theo các diện tích cụ thể như sau:

$$q_{1v} = \text{diện tích hình } (1b_v c2);$$

$$q_1 = \text{diện tích hình } (1bb'c2);$$

$$q_{1p} = \text{diện tích hình } (1b_p c2)$$



Hình 7.6. So sánh khi cùng q_2 và p_{max} T_{max} .

Theo đồ thị ta thấy cả ba chu trình đều có nhiệt lượng q_2 như nhau còn nhiệt lượng q_1 có khác nhau:

$$q_{1p} > q_{1hh} > q_{1v} \quad (7-24)$$

Do đó: $\eta_p > \eta_{hh} > \eta_v \quad (7-25)$

7.2. CHU TRÌNH TUA BIN KHÍ

Trong phần trên chúng ta đã nghiên cứu chu trình động cơ đốt trong. Chu trình động cơ đốt trong tuy có khả năng tạo ra áp suất nén cao nhưng có các nhược điểm sau:

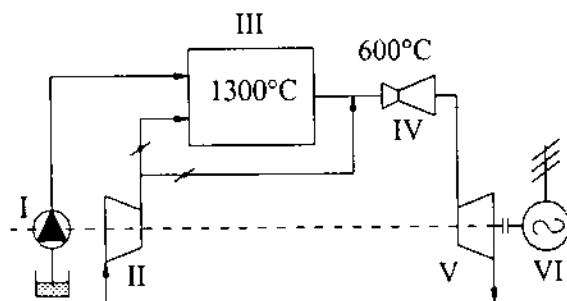
- Làm việc theo chu kỳ, sinh công không liên tục.
- Phải có cơ cấu chuyển đổi từ chuyển động tịnh tiến sang chuyển động quay do đó tốc độ không cao.

Tua bin khí là loại thiết bị có nhiều ưu điểm so với động cơ đốt trong vì:

- Không cần cơ cấu thanh truyền trục khuỷu.
- Số vòng quay lớn, khối lượng nhỏ.
- Công suất mỗi máy có thể lớn.
- Có thể dùng loại nhiên liệu rẻ tiền.
- Trong chu trình có thể thực hiện giãn nở hoàn toàn nên hiệu suất cao.

• Sơ đồ nguyên lý cấu tạo

Trên hình 7.7 là sơ đồ nguyên lý hệ thống tua bin khí đốt nhiên liệu lỏng hoặc khí dùng phát điện.



Hình 7.7. Sơ đồ tua bin khí:

I - Bơm nhiên liệu hoặc máy nén (tùy thuộc loại nhiên liệu); II - Máy nén khí; III - Buồng đốt; IV - Ống tăng tốc; V - Tua bin khí; VI - Máy phát điện.

• Nguyên lý làm việc

Không khí được máy nén khí nén đoạn nhiệt lên áp suất và nhiệt độ cao, đại bộ phận được đưa vào buồng đốt, một phần nhỏ đưa ra phía sau buồng đốt để hoà trộn với sản phẩm cháy nhằm giảm nhiệt độ hỗn hợp. Đồng thời nhiên liệu được bơm nhiên liệu cấp vào buồng đốt.

Nhiên liệu cháy trong buồng đốt tạo thành hỗn hợp có nhiệt độ rất cao, khoảng 1300°C . Sau khi hỗn hợp cháy ra khỏi buồng đốt nó sẽ được hoà trộn với không khí từ máy nén khí đến để giảm nhiệt độ xuống còn khoảng 600°C . Hỗn hợp tiếp tục được đưa vào ống tăng tốc, ở đây năng lượng dưới dạng thế năng được biến thành động năng chuyển động của dòng khí. Như vậy qua ống tăng tốc áp suất và nhiệt độ giảm nhưng tốc độ dòng ra khỏi ống rất cao (trên tốc độ âm thanh) Dòng khí có tốc độ cao được đưa vào tua bin và thổi vào các cánh tua bin biến động năng thành cơ năng làm quay tua bin. Sản phẩm cháy sau đó được thải ra môi trường bên ngoài mang theo một nhiệt lượng nhất định.

Quá trình cháy của nhiên liệu có thể diễn ra trong điều kiện đẳng tích hoặc đẳng áp.

- *Cháy đẳng áp*: Để cháy đẳng áp buồng đốt phải hở, nhiên liệu và không khí vào ra, cháy liên tục. Do đó cấu tạo buồng đốt đơn giản, an toàn. Mặt khác do hoạt động liên tục và đều đặn nên dòng khí vào tua bin sẽ liên tục, tua bin hoạt động êm không gập va đập hoặc tốc độ thay đổi thất thường.

- *Cháy đẳng tích*: Để thực hiện cháy đẳng tích thì quá trình cháy phải diễn ra trong buồng kín các van phải đóng chặt trong quá trình cháy, do đó hệ thống hoạt động theo chu kỳ, sản phẩm ra buồng đốt không liên tục. Muốn sản phẩm vào tua bin liên tục phải có nhiều buồng đốt hoạt động lệch pha. Như vậy đòi hỏi cấu tạo hệ thống nói chung và mỗi một buồng đốt nói riêng rất phức tạp, tốn thất qua các van khá lớn.

Vì vậy trong thực tế người ta thường chế tạo buồng đốt theo kiểu đẳng áp. Dưới đây ta chỉ nghiên cứu chu trình đẳng áp.

• *Biểu diễn chu trình cấp nhiệt đẳng áp trên đồ thị*

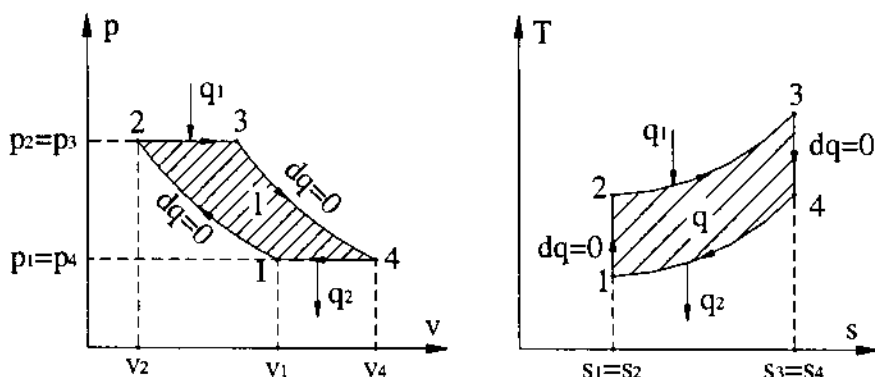
Các quá trình nhiệt động có thể biểu diễn trên đồ thị p-v và T-s hình 7.8 cụ thể như sau:

12- Quá trình nén đoạn nhiệt của không khí trong máy nén.

23 - Quá trình cấp nhiệt đẳng áp (thay thế quá trình cháy đẳng áp), môi chất nhận nhiệt lượng q_1 .

34 - Quá trình giãn nở đoạn nhiệt của môi chất trong ống tăng tốc và tuabin.

41 - Quá trình nhả nhiệt đẳng áp ra môi trường với nhiệt lượng q_2



Hình 7.8. Sơ đồ tua bin khí cấp nhiệt đẳng áp.

• **Tính hiệu suất nhiệt chu trình**

Các đại lượng đặc trưng

Tỷ số tăng áp của không khí trong máy nén: $\beta = \frac{p_2}{p_1}$

Hệ số giãn nở sớm: $\rho = \frac{v_3}{v_2}$

Hiệu suất nhiệt của chu trình có thể biểu diễn bằng công thức chung:

$$\eta = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} \quad (7-26)$$

trong đó: $q_1 = C_p (T_3 - T_2)$ (7-27)

$$|q_2| = C_p (T_4 - T_1)$$
 (7-28)

Thay vào ta có: $\eta = 1 - \frac{T_4 - T_1}{T_3 - T_2}$ (7-29)

hay: $\eta = 1 - \frac{1}{\beta^{\frac{k-1}{k}}}$ (7-30)

• **Nhận xét**

Theo kết quả xác định hiệu suất nhiệt chu trình tua bin khí cấp nhiệt đẳng áp (7-30) ta nhận thấy:

- Hiệu suất nhiệt tăng khi chỉ số đoạn nhiệt k và tỷ số tăng áp β tăng. Tuy nhiên k phụ thuộc vào loại nhiên liệu nên để tăng hiệu suất nhiệt nên tăng β .

7.3. CHU TRÌNH ĐỘNG CƠ PHẢN LỰC

Nhược điểm quan trọng của động cơ đốt trong là muốn có công suất lớn đòi hỏi phải có máy nén kích thước lớn, công kênh, vì vậy không thích hợp trong kỹ thuật hàng không và vũ trụ. Động cơ phản lực sẽ nghiên cứu dưới đây sẽ đáp ứng các đòi hỏi trên là có thể tạo nên công suất lớn nhưng kích thước động cơ nhỏ.

Nguyên lý làm việc cơ bản của động cơ phản lực là đốt cháy nhiên liệu, biến nhiệt năng của môi chất thành động năng của dòng khí và phun ra bên ngoài với tốc độ lớn tạo nên phản lực đẩy thiết bị chuyển động nhanh về phía trước.

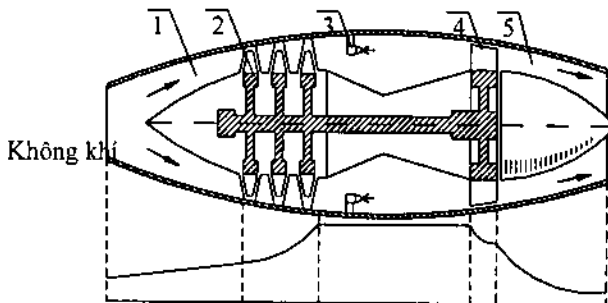
Động cơ phản lực gồm 2 loại: Động cơ máy bay và tên lửa.

Về nguyên lý, động cơ máy bay phản lực và tên lửa giống nhau, chúng chỉ khác nhau là động cơ máy bay lấy ôxi từ khí quyển, trong khi động cơ tên lửa mang theo chất ôxi hoá như ôxi lỏng, acid nitric, hoặc hydrôgen prôxide nên động cơ tên lửa có thể bay ra ngoài khí quyển vào vũ trụ.

7.3.1. Chu trình động cơ máy bay phản lực

- *Cấu tạo và nguyên lý làm việc*

Để tăng áp cho dòng không khí vào động cơ có thể thực hiện nhờ ống tăng áp hoặc bằng máy nén. Tuy nhiên động cơ sử dụng ống tăng áp thì tỷ số nén nhỏ nên hiệu suất không cao. Vì vậy đại bộ phận các động cơ máy bay phản lực sử dụng kết hợp ống tăng áp và máy nén để tăng áp cho dòng không khí.



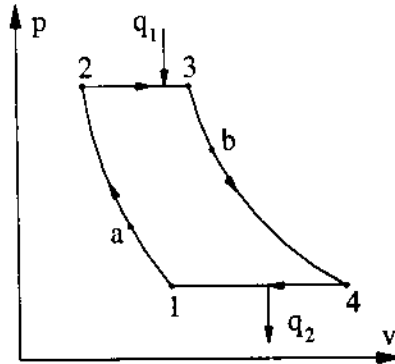
Hình 7.9. Sơ đồ động cơ máy bay phản lực:

*I- Vùng tăng áp; II- Máy nén hướng trục;
III- Buồng đốt; IV- Tua bin, V- Ống tăng tốc.*

Trên hình 7.9 là sơ đồ động cơ máy bay phản lực. Nguyên lý làm việc của nó như sau: Không khí bên ngoài được đưa vào ống tăng áp 1 để nâng áp suất lên, sau đó đưa vào máy nén 2 để tiếp tục tăng áp. Ở buồng đốt, nhiên liệu được phun vào qua các vòi phun 3 và cháy đẳng áp với không khí tạo nên hỗn hợp có nhiệt độ và áp suất cao. Hỗn hợp đi qua tua bin làm quay tua bin sau đó đi ra ống tăng tốc để tăng tốc độ lên cao và phun ra bên ngoài tạo nên phản lực.

• **Biểu diễn trên đồ thị**

Quá trình làm việc của động cơ máy bay phản lực có thể mô tả trên hình 7.10.



Hình 7.10. Chu trình máy bay phản lực.

Các quá trình cụ thể như sau:

- 1a - Quá trình nén đoạn nhiệt trong ống tăng tốc;
- a2 - Quá trình nén đoạn nhiệt trong máy nén;
- 23 - Quá trình cấp nhiệt đẳng áp, môi chất nhận q_1 , thay quá trình cháy;
- 3b - Quá trình giãn nở đoạn nhiệt trong tua bin;
- b4 - Quá trình giãn nở đoạn nhiệt trong ống tăng tốc;
- 41 - Quá trình thải nhiệt q_2 đẳng áp ra môi trường.

• **Tính hiệu suất chu trình**

- Các đại lượng đặc trưng

Tỷ số tăng áp của không khí trong máy nén: $\beta = \frac{p_2}{p_1}$

Hệ số giãn nở sớm: $\rho = \frac{v_3}{v_2}$

Hiệu suất nhiệt của chu trình có thể biểu diễn bằng công thức chung:

$$\eta = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} \quad (7-31)$$

trong đó:

$$q_1 = C_p (T_3 - T_2) \quad (7-32)$$

$$|q_2| = C_p (T_4 - T_1) \quad (7-33)$$

Thay vào ta có:

$$\eta = 1 - \frac{T_4 - T_1}{T_3 - T_2} \quad (7-34)$$

hay:

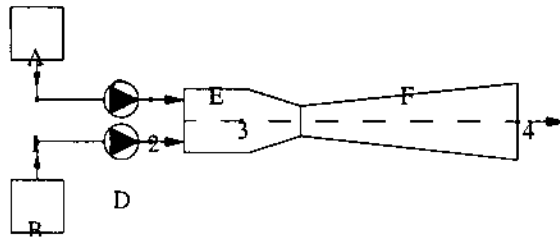
$$\eta = 1 - \frac{1}{\beta^{\frac{k}{k-1}}} \quad (7-35)$$

- **Nhận xét**

Hiệu suất nhiệt tăng khi k và β tăng. Tuy nhiên k phụ thuộc vào loại nhiên liệu nên để tăng hiệu suất nhiệt nên tăng β .

7.3.2. Chu trình động cơ tên lửa

- **Cấu tạo và nguyên lý làm việc**



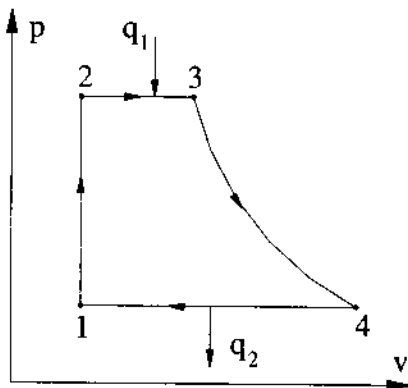
Hình 7.11. Động cơ tên lửa:

A- Bình chứa nhiên liệu lỏng; B- Bình chứa ôxi lỏng; C- Bơm nhiên liệu; D- Bơm ôxi lỏng; E- Buồng đốt; F- Ống tăng tốc.

Trên hình 7.11 là sơ đồ nguyên lý động cơ tên lửa. Nhiên liệu lỏng và ôxi lỏng được bơm vào buồng đốt và đốt cháy tạo nên hỗn hợp có áp suất và

hiệt độ cao. Sau đó hỗn hợp cháy được đưa vào ống tăng tốc F biến nội năng thành động năng của dòng môi chất. Dòng môi chất có tốc độ lớn thổi ra bên ngoài tạo nên phản lực đẩy toàn bộ động cơ tiến lên phía trước.

• **Biểu diễn trên đồ thị**



Hình 7.12. Chu trình động cơ tên lửa.

Trên hình 7.12 là sơ đồ chu trình động cơ tên lửa, các quá trình cụ thể như sau:

12- Quá trình nén đoạn nhiệt nhiên liệu và ôxi trong các bơm, nhưng do đó là những chất lỏng nên trong quá trình nén thể tích hầu như không đổi, có thể coi đẳng tích.

23- Quá trình cấp nhiệt đẳng áp, môi chất nhận nhiệt lượng q_1 , thay cho quá trình cháy.

34- Quá trình giãn nở đoạn nhiệt sản phẩm cháy trong ống tăng tốc.

41- Quá trình thải nhiệt đẳng tích, môi chất thải q_2 , thay quá trình thải sản phẩm cháy.

• **Tính hiệu suất chu trình**

Hiệu suất nhiệt của chu trình

$$\eta = \frac{l_{kt}}{q_1} \tag{7-36}$$

trong đó:

l_{kt} - công kỹ thuật của quá trình 34 (bỏ qua công nén của quá trình 12)

$$l_{kt} = C_p(T_3 - T_4), \text{ J/kg} \quad (7-37)$$

q_1 - nhiệt do môi chất nhận được trong quá trình đẳng áp 23:

$$q_1 = C_p(T_3 - T_2), \text{ J/kg} \quad (7-38)$$

Do đó:

$$\eta = \frac{T_3 - T_4}{T_3 - T_2} \quad (7-39)$$

Nếu đặt $\beta = \frac{p_2}{p_1}$ là tỷ số tăng áp trong quá trình nén và $\rho = \frac{v_3}{v_2}$ hệ số giãn nở sớm, ta có thể suy ra:

$$\eta = \frac{\rho}{\rho - 1} \cdot (1 - \beta^{\frac{1-k}{k}}) \quad (7-40)$$

• *Nhận xét*

Từ biểu thức tính hiệu suất nhiệt ta có thể nhận thấy để tăng hiệu suất cần nâng cao tỷ số tăng áp β trong quá trình nén và giảm hệ số giãn nở sớm ρ .

7.4. CHU TRÌNH NHÀ MÁY NHIỆT ĐIỆN

7.4.1. Chu trình Carnot hơi nước

Chu trình Carnot của hơi nước chỉ thực hiện trong vùng hơi bão hoà nhờ hệ thống thiết bị như hình vẽ 7.13. Theo sơ đồ này hệ thống gồm các thiết bị chính sau:

I - Lò hơi: Nước trong lò hơi được gia nhiệt trong điều kiện đẳng áp và hoá hơi hoàn toàn

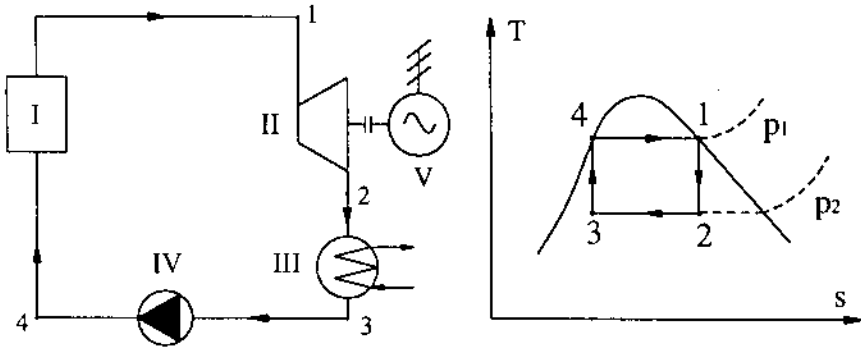
II- Tua bin hơi: Hơi nước được đưa vào tua bin và giãn nở đoạn nhiệt sinh công làm quay tua bin, áp suất giảm từ p_1 xuống p_2 .

III- Bình ngưng: Ở đây hơi nước được làm mát và ngưng tụ từ trạng thái 3 về trạng thái lỏng bão hoà 4.

IV- Bơm nước: Bơm nước sau bình ngưng trở lại lò hơi, áp suất tăng từ p_2 lên p_1 .

V- Máy phát điện:

Chu trình Carnot đối với hơi bão hoà được biểu thị trên đồ thị p-v của hơi nước như trên hình vẽ 7.13.



Hình 7.13. Chu trình Carnot hơi nước.

Chu trình đó bao gồm các quá trình sau:

- 41- quá trình hóa hơi đẳng áp p_1 và đẳng nhiệt T_1 ở lò hơi.
- 12- quá trình giãn nở đoạn nhiệt diễn ra ở tua bin, áp suất giảm từ $p_1 \downarrow p_2$.
- 23- quá trình ngưng tụ đẳng áp p_2 và đẳng nhiệt T_2 ở bình ngưng.
- 34- quá trình nén đoạn nhiệt ở bơm.

Tuy chu trình Carnot là chu trình có hiệu suất nhiệt cao nhất trong giới hạn nhiệt độ đã cho nhưng nó có các nhược điểm:

- Quá trình 34 là ngưng tụ không hoàn toàn nên trạng thái 4 là trạng thái hơi bão hòa có thể tích riêng lớn nên cần máy nén có kích thước đồ sộ tiêu tốn nhiều công.

- Nhiệt độ trung bình quá trình cấp nhiệt T_1 không lớn, bị hạn chế bởi nhiệt độ tối hạn của nước $t_x = 374^\circ\text{C}$ nên thực tế hiệu suất nhiệt không cao, công chu trình nhỏ.

- Ở các tầng cuối của tuabin trạng thái của hơi nước là bão hoà ẩm nên gây ăn mòn hoá học và cơ học cao.

Do những nhược điểm trên nên chu trình Carnot của hơi nước ít sử dụng mà chỉ áp dụng chu trình có quá nhiệt, đó là chu trình Rankin được nghiên cứu dưới đây.

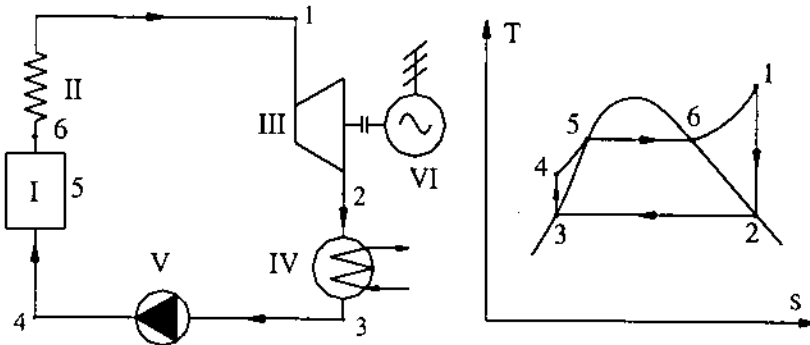
7.4.2. Chu trình Rankin

Trên hình 7.14 trình bày sơ đồ nguyên lý của chu trình Rankin, có quá nhiệt hơi ra khỏi lò hơi trước khi đưa vào tua bin và thực hiện ngưng tụ hoàn

toàn hơi nước sau tua bin. Chu trình này khắc phục được các nhược điểm của chu trình Carnot của hơi nước nên thường hay được sử dụng.

Các thiết bị chính:

- I - lò hơi;
- II- bộ quá nhiệt;
- III- tuabin hoặc máy hơi;
- IV- bình ngưng;
- V- bơm;
- VI- máy phát điện.



Hình 7.14. Chu trình Rankin nhà máy nhiệt điện.

Nguyên lý hoạt động: Nước có áp suất không đổi trong lò hơi I được gia nhiệt cho tới sôi và biến thành hơi bão hòa khô đi ra lò hơi. Hơi bão hòa khô sau khi ra khỏi lò hơi được đưa vào bộ quá nhiệt II để tiếp tục gia nhiệt, nhận thêm nhiệt và biến thành hơi quá nhiệt. Hơi quá nhiệt được dẫn vào tuabin III thực hiện quá trình giãn nở đoạn nhiệt sinh công làm quay tua bin, sau đó được đưa vào bình ngưng tụ IV để ngưng lại thành nước bão hòa. Nước được bơm V bơm trả lại lò hơi và thực hiện chu trình tiếp theo. Tua bin nối đồng trục với máy phát điện và làm quay máy phát điện.

Trên hình 7.14 biểu diễn sự thay đổi trạng thái của nước ở chu trình Rankin trên đồ thị T-s.

456- quá trình gia nhiệt đẳng áp của nước trong lò hơi để biến nước chưa sôi thành hơi bão hòa khô ở áp suất không đổi của lò hơi p_1 . Quá trình này môi chất nhận nhiệt lượng q_1'

61- quá trình quá nhiệt hơi trong bộ quá nhiệt, trong điều kiện đẳng áp p_1 , trong quá trình này hơi nước nhận nhiệt lượng q_1 ".

12- quá trình giãn nở đoạn nhiệt hơi quá nhiệt, sinh công trong tuabin.

23- quá trình ngưng tụ đẳng áp p_2 hơi nước trong bình ngưng, môi chất nhả nhiệt lượng q_2 cho môi trường giải nhiệt.

34- quá trình bơm nước cấp cho lò hơi. Đây là quá trình nén đoạn nhiệt nhưng vì nước không bị nén nên quá trình này gần như đẳng tích.

Tính hiệu suất nhiệt:

- Phương trình cân bằng nhiệt cho chu trình (theo định luật Nhiệt động 1):

$$q = \Delta u + l = l \tag{7-41}$$

+ Nhiệt chu trình q : $q = q_1 + q_2 = q_1 - |q_2|$

+ Công chu trình : $l = l_{12} + l_{34}$

- Hiệu suất nhiệt:

$$\eta = \frac{l}{q_1} = 1 - \frac{|q_2|}{q_1} \tag{7-42}$$

q_1 - là nhiệt lượng nhận được từ lò hơi và bộ quá nhiệt:

$$q_1 = q_1' + q_1'' = (i_6 - i_4) + (i_1 - i_6) = i_1 - i_4, \text{ kJ/kg} \tag{7-43}$$

q_2 - nhiệt lượng nhả cho nguồn lạnh:

$$|q_2| = i_2 - i_3, \text{ kJ/kg} \tag{7-44}$$

Thay vào ta có:

$$\eta = 1 - \frac{i_2 - i_3}{i_1 - i_4} \tag{7-45}$$

Tiếp tục biến đổi ta có:

$$\eta = 1 - \frac{i_2 - i_3}{i_1 - i_4} = \frac{(i_1 - i_2) - (i_4 - i_3)}{i_1 - i_4} \approx \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_4} \tag{7-46}$$

$i_1 - i_2 = h$ Là công nhận được khi giãn nở đoạn nhiệt ở tua bin, gọi là nhiệt đáng, kJ/kg

$i_4 - i_3$ là công tiêu thụ ở bơm nước cấp, kJ/kg

Thực tế do công giãn nở ở tua bin rất lớn so với công tiêu thụ ở bơm nước nên có thể bỏ qua công tiêu thụ ở bơm.

Các nhân tố ảnh hưởng đến hiệu suất nhiệt:

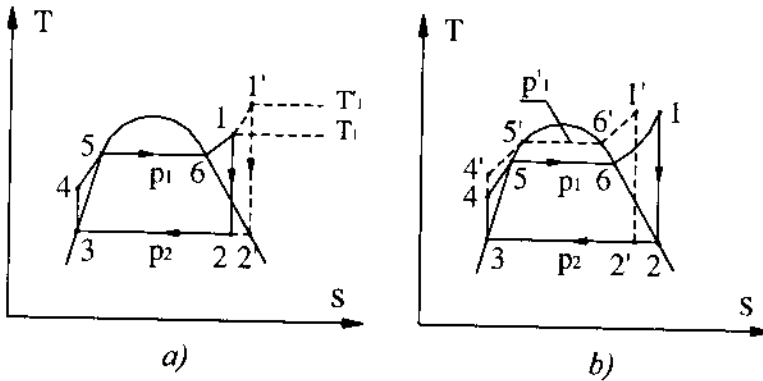
Hiệu suất chu trình Renkin có thể biểu diễn theo công thức Carnot:

$$\eta = 1 - \frac{T_{2TB}}{T_{1TB}} \quad (7-47)$$

T_{1TB} - nhiệt độ trung bình quá trình cấp nhiệt 4561

T_{2TB} - nhiệt độ trung bình quá trình xả nhiệt 23: $T_{2TB} = T_2$

a. Các biện pháp tăng nhiệt độ trung bình quá trình cấp nhiệt T_{1TB}



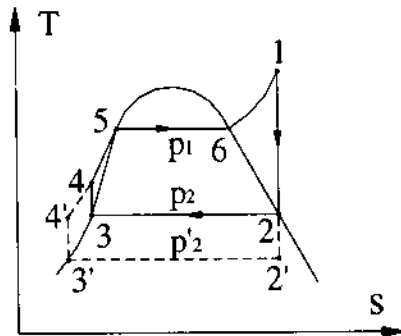
Hình 7.15. Ảnh hưởng của các yếu tố đến hiệu suất nhiệt.

- Giữ nguyên p_1 và p_2 , tăng nhiệt độ cuối quá trình cấp nhiệt T_1 (hình 7.15a): Trên hình 7.15a trình bày trường hợp tăng nhiệt độ cuối quá trình cấp nhiệt từ nhiệt độ T_1 lên T_1' , đồng thời giữ nguyên áp suất p_1 và p_2 . Nhìn vào đồ thị ta thấy quá trình 451' có nhiệt độ trung bình cao hơn quá trình 451 vì có thêm đoạn 11' có nhiệt độ trung bình cao hơn nhiều. Do đó làm tăng hiệu suất nhiệt của chu trình. Phương pháp này cũng có tác dụng làm tăng độ khô hơi đầu ra tua bin.

- Giữ nguyên nhiệt độ cuối quá trình cấp nhiệt T_1 và áp suất quá trình xả nhiệt p_2 , tăng áp suất quá trình cấp nhiệt p_1 . Trên hình 7.15b trình bày trường hợp khi tăng áp suất quá trình cấp nhiệt từ p_1 lên p_1' , theo đồ thị dễ dàng nhận thấy nhiệt độ trung bình quá trình cấp nhiệt 4'5'6'1' cao hơn quá trình 4561. Tuy nhiên khi tăng áp suất quá trình cấp nhiệt thì độ khô cuối tua bin (trạng thái 2') giảm gây ăn mòn cơ học và điện hoá các tầng cuối của tua bin.

b. Giảm nhiệt độ trung bình quá trình nhả nhiệt T_{2TB}

- Giữ nguyên áp suất quá trình cấp nhiệt p_1 và nhiệt độ cuối quá trình cấp nhiệt T_1 , giảm áp suất quá trình nhả nhiệt p_2 . Trên hình 7.16 trình bày trường hợp khí giảm áp suất quá trình nhả nhiệt từ p_2 xuống p'_2 , ta nhận thấy rõ nhiệt độ trung bình quá trình nhả nhiệt giảm. Tuy nhiên biện pháp này cũng bị hạn chế bởi độ khô cuối tua bin giảm.



Hình 7.16. Ảnh hưởng của các yếu tố đến hiệu suất nhiệt.

Tóm lại, để tăng hiệu suất của chu trình Rankin nhà máy nhiệt điện ta có thể có các biện pháp sau:

- Tăng áp suất quá trình cấp nhiệt p_1 .
- Tăng nhiệt độ cuối quá trình cấp nhiệt (sau thiết bị quá nhiệt) T_1 .
- Giảm áp suất quá trình nhả nhiệt p_2 .

Để tăng áp suất quá trình cấp nhiệt và nhiệt độ cuối quá trình cấp nhiệt đòi hỏi phải sử dụng vật liệu lò hơi, bao hơi, bộ quá nhiệt có độ bền cơ học và bền nhiệt cao. Khi giảm áp suất quá trình nhả nhiệt p_2 đòi hỏi bình ngưng phải kín để tránh lọt khí không ngưng vào hệ thống, mặt khác đòi hỏi nhiệt độ nước giải nhiệt bình ngưng phải thấp.

7.5. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU

Chu trình ngược chiều là chu trình tiêu thụ công để sinh nhiệt, bao gồm chu trình máy lạnh và chu trình bơm nhiệt. Về mặt nguyên lý chu trình máy lạnh và bơm nhiệt hoàn toàn giống nhau, chúng chỉ khác nhau mục đích sử

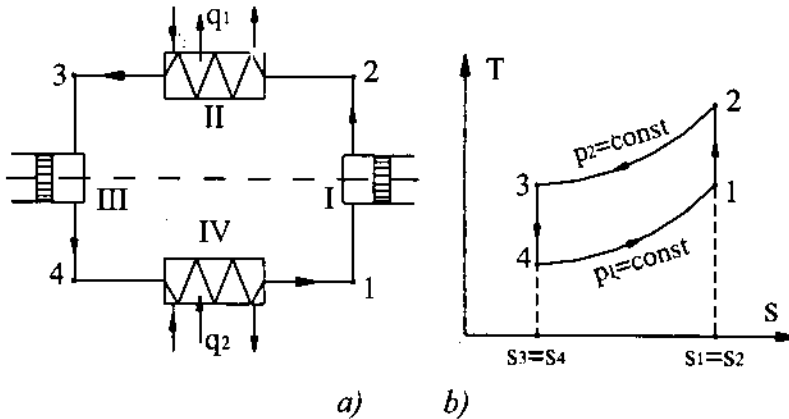
dụng và phạm vi nhiệt độ làm việc. Trong chu trình này thực hiện việc lấy nhiệt từ nguồn nhiệt độ thấp và đem nhả cho nguồn nhiệt độ cao.

7.5.1. Chu trình máy lạnh không khí

1. Sơ đồ nguyên lý

Sơ đồ nguyên lý chu trình máy lạnh không khí trình bày trên hình 7.17a. Hệ thống gồm máy nén I, thiết bị làm mát II, máy giãn nở III và buồng lạnh IV. Môi chất sử dụng là không khí.

2. Nguyên lý làm việc



Hình 7.17. Chu trình máy lạnh không khí

I. Máy nén; II- Thiết bị làm mát; III- Máy giãn nở; IV- Buồng lạnh.

Không khí được máy nén I hút về và nén lên áp suất và nhiệt độ cao. Sau đó được đưa vào bình làm mát. Ở đây không khí nhả nhiệt q_1 cho môi chất làm mát. Vào máy giãn nở không khí được giãn nở để giảm áp suất và nhiệt độ. Không khí có nhiệt độ thấp được đưa vào buồng lạnh để nhận nhiệt q_2 từ môi trường cần làm lạnh. Máy nén và máy giãn nở nối đồng trục với nhau nên có thể tận dụng một phần công nhận được khi giãn nở để thực hiện quá trình nén.

3. Biểu diễn trên đồ thị

Trên hình 7.17b biểu diễn sự thay đổi trạng thái của môi chất trong chu trình, các quá trình cụ thể như sau:

12 - Quá trình nén đoạn nhiệt thực hiện ở máy nén I;

23- Quá trình nhả nhiệt đẳng áp ở thiết bị làm mát, môi chất nhả nhiệt q_1 cho môi trường làm mát;

34- Giãn nở đoạn nhiệt trong máy giãn nở, áp suất và nhiệt độ môi chất giảm;

41- Quá trình nhận nhiệt đẳng áp ở buồng lạnh, môi chất nhận q_2 từ buồng lạnh.

4. Tính nhiệt chu trình

Hệ số lạnh của chu trình:

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|q_1|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} \quad (7-48)$$

q_1 - Nhiệt lượng môi chất nhả ra trong quá trình làm mát:

$$|q_1| = C_p \cdot (T_2 - T_3) \quad (7-49)$$

q_2 - Nhiệt lượng môi chất nhận ở buồng lạnh:

$$q_2 = C_p \cdot (T_1 - T_4) \quad (7-50)$$

Thay các giá trị nhiệt lượng vào biểu thức (7-48) ta có:

$$\varepsilon = \frac{T_1 - T_4}{(T_2 - T_3) - (T_1 - T_4)} = \frac{1}{\frac{T_2 - T_3}{T_1 - T_4} - 1} \quad (7-51)$$

Mặt khác theo các quá trình đoạn nhiệt 12 và 34 ta có:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} = \frac{T_3}{T_4} \quad (7-52)$$

Do đó:

$$\frac{T_2 - T_3}{T_1 - T_4} = \frac{T_2}{T_1} = \frac{T_3}{T_4} \quad (7-53)$$

Suy ra

$$\varepsilon = \frac{T_1}{T_2 - T_1} = \frac{T_3}{T_3 - T_4} \quad (7-54)$$

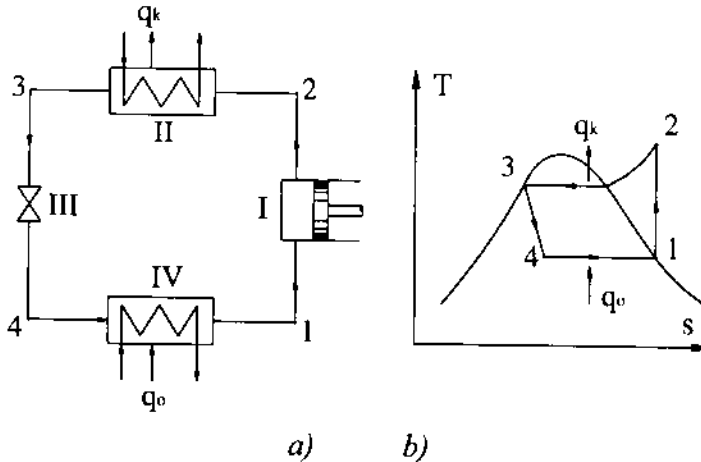
5. Nhận xét

Chu trình máy lạnh không khí có ưu điểm dùng môi chất là không khí có sẵn và không độc hại. Tuy nhiên do hai quá trình nhận nhiệt và nhả nhiệt là quá trình đẳng áp nên chu trình khác xa chu trình Carnot, hệ số lạnh không

cao. Hơn nữa do phải dùng máy giãn nở để giãn nở không khí nên hệ thống công kênh. Vì vậy hiện nay người ta chỉ sử dụng trong máy bay phản lực do có thể sử dụng tua bi khóa máy nén có sẵn trong động cơ.

7.5.2. Chu trình máy lạnh máy nén hơi

1. Sơ đồ nguyên lý



Hình 7.18. Sơ đồ hệ thống lạnh dùng :

I- Máy nén; II- Thiết bị ngưng tụ; III- Tiết lưu; IV- Thiết bị bay hơi.

Trên hình 7.18a trình bày sơ đồ nguyên lý hệ thống thiết bị máy lạnh máy nén hơi. Đây là chu trình được ứng dụng rộng rãi nhất: Hệ thống bao gồm các thiết bị chính là máy nén I, thiết bị ngưng tụ II, van tiết lưu III và thiết bị bay hơi IV. Chất công tác sử dụng là các môi chất lạnh. Các môi chất lạnh thường sử dụng là NH_3 , các chất freôn (R_{12} , R_{22} , R_{502} ...) Hiện nay người ta sử dụng các môi chất lạnh mới để thay thế các chất freôn phá hủy tầng ôzôn như R_{134a} , R_{404} , R_{407} ... Chu trình máy lạnh máy nén hơi khắc phục được nhược điểm của chu trình máy lạnh không khí là không sử dụng máy giãn nở nên gọn hơn.

2. Nguyên lý làm việc

Máy nén I hút môi chất bão hòa từ buồng thiết bị bay hơi IV ở áp suất p_1 , sau đó nén đoạn nhiệt môi chất đến áp suất $p_2 = \text{const}$. Hơi từ đầu đẩy của

máy nén đi vào thiết bị ngưng tụ, ở đây nó nhả nhiệt cho môi trường làm mát và ngưng lại thành lỏng bão hòa. Lỏng ngưng tụ qua van tiết lưu III, áp suất giảm từ p_2 đến p_1 . Sau đó hơi bão hòa đi vào thiết bị bay hơi, ở đây nó nhận nhiệt của môi trường và bốc hơi, đồng thời làm lạnh môi trường buồng lạnh.

3. Biểu diễn trên đồ thị

Trên hình 7.18b. biểu diễn sự thay đổi trạng thái của môi chất trên đồ thị T-s.

1-2 quá trình nén đoạn nhiệt trong máy nén.

2-3 quá trình ngưng tụ ở áp suất p_2 và nhả nhiệt q_1 cho môi trường làm mát.

3-4 quá trình tiết lưu ở van tiết lưu.

4-1 quá trình hoá hơi đẳng áp ở thiết bị bay hơi, môi chất nhận nhiệt q_2

4. Tính toán nhiệt chu trình

- Nhiệt nhả cho môi trường làm mát q_1 :

$$q_1 = i_2 - i_3 \quad (7-48)$$

- Nhiệt nhận được từ buồng lạnh:

$$q_2 = i_1 - i_4 \quad (7-49)$$

- Công của chu trình:

$$|l_o| = |q_1| - q_2 = i_2 - i_3 - (i_1 - i_4) = i_2 - i_1 \quad (7-50)$$

- Hệ số lạnh của chu trình:

$$\varepsilon = \frac{q_2}{q_1} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_3} \quad (7-51)$$

- Hệ số bơm nhiệt của chu trình:

$$\varphi = \varepsilon + 1 \quad (7-52)$$

- Năng suất lạnh của chu trình:

$$Q_o = G \cdot q_2 \quad (7-53)$$

- Công của máy nén:

$$N = G \cdot |l_o| \quad (7-54)$$

4. Nhận xét

Trong chu trình máy lạnh máy nén hơi quá trình nhận nhiệt là đẳng nhiệt

và quá trình nhả nhiệt là gần với đẳng nhiệt nên nó rất gần chu trình Carnot, do đó hiệu quả tương đối cao.

Mặt khác, do môi chất biến đổi gần trạng thái chuyển biến pha nên khả năng mang nhiệt lớn, thiết bị gọn nhẹ.

Do những ưu điểm nổi bật trên nên máy lạnh máy nén hơi được sử dụng rất rộng rãi trên thực tế đời sống và công nghiệp.

7.5.3. Chu trình máy lạnh hấp thụ

Các chu trình máy lạnh không khí và máy lạnh máy nén hơi chỉ có thể sử dụng ở những nơi có sẵn nguồn điện. Ở những nơi nguồn điện khan hiếm nhưng có sẵn nguồn nhiệt người ta sử dụng máy lạnh máy hấp thụ. Đặc điểm của máy lạnh hấp thụ là hầu như tiêu thụ điện rất ít, nó thích hợp cho vùng núi cao, hải đảo.. những nơi điện lưới Quốc gia chưa đến được nhưng có sẵn các nguồn năng lượng khác như than, củi, dầu lửa..vv.

Trong máy lạnh hấp thụ người ta thay quá trình nén hơi bằng bình hấp thụ. Quá trình nén hơi được thay bằng một vòng tuần hoàn của dung dịch qua các thiết bị hấp thụ, bơm dung dịch, bình sinh hơi và van tiết lưu.

Vậy trong máy lạnh hấp thụ người ta phải sử dụng một cặp môi chất gồm: chất tải lạnh (ví dụ NH_3) và chất hấp thụ (ví dụ nước) Để có thể tách hơi chất tải lạnh khỏi chất hấp thụ nhiệt độ sôi của chất tải lạnh phải nhỏ hơn nhiệt độ sôi của chất hấp thụ. Các cặp môi chất hay sử dụng là: $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$; $\text{H}_2\text{O-CaCl}_2$

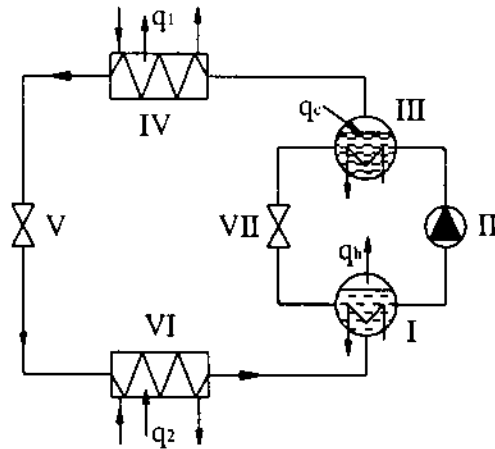
1. Sơ đồ nguyên lý

Trên hình 7.19 là sơ đồ nguyên lý của máy lạnh hấp thụ. Hệ thống gồm các thiết bị chính: bình hấp thụ I, bơm dung dịch II, bình sinh hơi III, bình ngưng tụ IV, van tiết lưu V, buồng lạnh VI, van tiết lưu dung dịch VII.

2. Nguyên lý làm việc

Nguyên lý làm việc của máy lạnh với cặp môi chất $\text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O}$ như sau: Hơi bão hoà khô của NH_3 ra khỏi buồng lạnh có áp suất p_1 đi vào bình hấp thụ I. Ở đây dung dịch có nồng độ NH_3 thấp nên hấp thụ thêm NH_3 để trở thành dung dịch có nồng độ NH_3 đậm đặc. Quá trình hấp thụ là quá trình toả nhiệt q_h . Để tăng khả năng hấp thụ bình hấp thụ phải được làm mát. Dung

dịch đậm đặc được bơm lên bình sinh hơi III nhờ bơm II. Tại đây dung dịch có áp suất p_2 được cấp thêm nhiệt lượng q_c . Do nhiệt độ sôi của NH_3 thấp hơn nước nên NH_3 bốc hơi khỏi dung dịch và đi vào bình ngưng tụ IV, tại đây hơi NH_3 nhả nhiệt cho môi trường làm mát và ngưng tụ lại thành lỏng ở điều kiện đẳng áp. Môi chất NH_3 lỏng ra khỏi bình ngưng được đưa đến van tiết lưu V thực hiện giãn nở để giảm nhiệt độ và áp suất xuống thấp. Hơi bão hoà ẩm NH_3 ra khỏi van tiết lưu vào buồng lạnh, nhận nhiệt ở đó và hoá thành hơi bão hoà khô.



Hình 7.19. Sơ đồ nguyên lý máy lạnh hấp thụ:

I- Bình hấp thụ; II- Bơm dung dịch; III- Bình sinh hơi; IV- Bình ngưng;
V- Van tiết lưu; VI- Buồng lạnh; VII- Van tiết lưu dung dịch.

Trong khi đó ở bình sinh hơi sau khi tách hơi NH_3 ra khỏi bình, dung dịch còn lại có nồng độ NH_3 thấp được đưa qua van tiết lưu dung dịch VII trở về bình hấp thụ, khép kín vòng tuần hoàn.

3. Tính nhiệt chu trình

- Phương trình cân bằng năng lượng của máy lạnh hấp thụ:

$$|q_1| + |q_h| = q_2 + q_c + |l_b| \quad (7-55)$$

q_1 - nhiệt lượng hơi NH_3 toả ra ở bình ngưng, J/kg;

q_2 - nhiệt lượng hơi NH_3 nhận ở buồng lạnh, J/kg;

- q_h - nhiệt lượng toả ra ở bình hấp thụ, J/kg;
- q_c - nhiệt lượng cấp cho bình sinh hơi, J/kg;
- l_b - công tiêu hao cho bơm dung dịch, J/kg.
- Hệ số nhiệt của chu trình

$$\xi = \frac{q_2}{q_c + |l_b|} \quad (7-56)$$

Thực tế do $|l_b| \ll q_c$ nên bỏ qua công tiêu thụ ở bơm.

$$\xi = \frac{q_2}{q_c} \quad (7-57)$$

4. Nhận xét

Máy lạnh hấp thụ có kết cấu đơn giản, chế tạo dễ dàng, vận hành thuận lợi, nhưng khá cồng kềnh, diện tích lắp đặt lớn hơn nhiều so với máy lạnh máy nén hơi, lượng nước làm mát cũng lớn. Vì vậy hiện nay máy lạnh hấp thụ ít được sử dụng. Máy lạnh hấp thụ chỉ thích hợp cho những nơi không có nguồn điện hoặc tận dụng năng lượng mặt trời.

BÀI TẬP CHƯƠNG 7

CHU TRÌNH ĐỘNG CƠ ĐỐT TRONG

7.1. Một chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích, môi chất là khí 2 nguyên tử với $k = 1,4$ và $R = 287 \text{ J/kg.K}$. Áp suất điểm thấp nhất chu trình $p = 1 \text{ bar}$, nhiệt độ thấp nhất 320°K , tỷ số nén $\varepsilon = 4$, và tỷ số tăng áp $\lambda = 4$.

- Biểu diễn chu trình trên p-v và T-s;
- Xác định thông số các điểm nút;
- Xác định nhiệt lượng cung cấp cho chất môi giới q_1 và nhiệt nhả ra môi trường q_2 ;
- Xác định hiệu suất nhiệt chu trình.

Đáp số:

- Điểm a: $p_a = 1 \text{ bar}$, $T_a = 320 \text{ K}$, $v_a = 0,92 \text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm b: $p_b = 6,96 \text{ bar}$, $T_b = 557\text{K}$, $v_b = 0,23 \text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm c: $p_c = 27,8 \text{ bar}$, $T_c = 2228\text{K}$, $v_c = 0,23 \text{ m}^3/\text{kg}$

- Điểm d: $p_d = 4 \text{ bar}$, $T_d = 1280 \text{ K}$, $v_d = 0,92 \text{ m}^3/\text{kg}$
- Nhiệt lượng $q_1 = 1200 \text{ kJ/kg}$, $q_2 = -689 \text{ kJ/kg}$, $\eta = 0,43$

7.2. Một chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp, môi chất là không khí với $k = 1,4$ và $R = 287 \text{ J/kg.K}$. Các thông số cơ bản ở trạng thái trước khi nén là $p_a = 1 \text{ bar}$, $T_a = 350^\circ\text{K}$, tỷ số nén $\varepsilon = 20$, và hệ số dẫn nổ sớm $\rho = 2$.

- Biểu diễn chu trình trên $p-v$ và $T-s$;
- Xác định thông số các điểm nút;
- Xác định nhiệt lượng cung cấp cho chất môi giới q_1 và nhiệt nhả ra môi trường q_2 ;
- Xác định hiệu suất nhiệt chu trình.

Đáp số:

- Điểm a: $p_a = 1 \text{ bar}$, $T_a = 350 \text{ K}$, $v_a = 1,0 \text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm b: $p_b = 66,2 \text{ bar}$, $T_b = 1155 \text{ K}$, $v_b = 0,05 \text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm c: $p_c = 66,2 \text{ bar}$, $T_c = 2310 \text{ K}$, $v_c = 0,1 \text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm d: $p_d = 2,63 \text{ bar}$, $T_d = 916 \text{ K}$, $v_d = 1,0 \text{ m}^3/\text{kg}$
- Nhiệt lượng $q_1 = 1157 \text{ kJ/kg}$, $q_2 = -569 \text{ kJ/kg}$, $\eta = 0,51$.

7.3. Một chu trình lý tưởng của động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp, môi chất là không khí có thông số khi nạp là 1 bar và 27°C , tỷ số nén $\varepsilon = 12,7$; tỉ số tăng áp $\lambda = 1,4$ và hệ số giãn nổ sớm bằng $\rho = 1,6$. Cho biết $C_p = 1,01 \text{ kJ/kg.K}$; $C_v = 0,72 \text{ kJ/kg.K}$.

- Biểu diễn chu trình trên $p-v$ và $T-s$;
- Xác định thông số các điểm nút;
- Xác định nhiệt lượng cung cấp cho chất môi giới q_1 và nhiệt nhả ra môi trường q_2 ;
- Xác định công và hiệu suất nhiệt chu trình.

Đáp số:

- Điểm a: $p_a = 1 \text{ bar}$; $T_a = 300 \text{ }^\circ\text{K}$; $v_a = 0,86 \text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm b: $p_b = 35 \text{ bar}$, $T_b = 828 \text{ }^\circ\text{K}$; $v_b = 0,0678 \text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm c: $p_c = 49 \text{ bar}$, $T_c = 1160 \text{ K}$, $v_c = 0,0678 \text{ m}^3/\text{kg}$

- Điểm d: $p_d = 49 \text{ bar}$, $T_d = 1852 \text{ K}$, $v_d = 0,1085 \text{ m}^3/\text{kg}$
- Điểm e: $p_e = 2,7 \text{ bar}$, $T_e = 808 \text{ K}$, $v_e = 0,86 \text{ m}^3/\text{kg}$
- $q_1 = 942 \text{ kJ/kg}$, $q_2 = -367 \text{ kJ/kg}$, $l = 575 \text{ kJ/kg}$; $\eta = 0,61$.

CHU TRÌNH TUA BIN KHÍ

7.4. Chu trình tua bin khí cấp nhiệt đẳng áp không khí vào máy nén có áp suất 0,1 MPa, nhiệt độ 15°C, ra khỏi máy có áp suất 0,5 MPa, nhiệt độ ở điểm cao nhất trong chu trình là 900°C.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v, T-s
- b) Xác định nhiệt độ, áp suất ở các điểm nút của chu trình
- c) Hiệu suất chu trình

Đáp số:

Điểm 1: $P_1 = 0,1 \text{ Mpa}$; $T_1 = 288^\circ\text{K}$

Điểm 2: $P_2 = 0,5 \text{ Mpa}$; $T_2 = 456^\circ\text{K}$

Điểm 3: $P_3 = 0,5 \text{ Mpa}$; $T_3 = 1173^\circ\text{K}$

Điểm 4: $P_4 = 0,1 \text{ MPa}$, $T_4 = 740^\circ\text{K}$

Hiệu suất $\eta = 0,37$.

7.5. Cho một hệ thống tua bin khí làm việc theo chu trình cấp nhiệt và nhả nhiệt đẳng áp, nén và giãn nở đoạn nhiệt, môi chất là không khí có nhiệt dung riêng hằng số, có các thông số $p_a = 1 \text{ bar}$; $t_a = 17^\circ\text{C}$; $p_b = 8 \text{ bar}$, $t_c = 600^\circ\text{C}$.

- a) Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v, T-s và xác định các thông số cơ bản các điểm nút.
- b) Tính nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất với các nguồn nhiệt
- c) Tính công và hiệu suất chu trình

Đáp số:

a) $v_a = 0,832 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_b = 0,188 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_c = 0,316 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_d = 1,38 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$T_a = 290^\circ\text{K}$; $T_b = 525^\circ\text{K}$; $T_c = 873^\circ\text{K}$; $T_d = 482^\circ\text{K}$

$p_a = 1 \text{ bar}$; $p_b = 8 \text{ bar}$; $p_c = 8 \text{ bar}$; $p_d = 1 \text{ bar}$

b) $q_1 = 352 \text{ kJ/kg}$; $q_2 = -194 \text{ kJ/kg}$

c) $l = l_{kt} = q = 158 \text{ kJ/kg}$; $\eta_t = 45\%$

CHU TRÌNH NHÀ MÁY NHIỆT ĐIỆN

7.6. Chu trình Rankin hơi nước, hơi nước từ bao hơi vào tua bin là hơi bão hoà khô có áp suất 2MPa, áp suất của hơi từ tuabin vào bình ngưng là 10 kPa, ra khỏi bình là nước bão hoà.

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v, T-s và i-s;
- Tính entanpi của môi chất tại các điểm nút;
- Tính công, nhiệt lượng trao đổi và hiệu suất chu trình.

Đáp số:

$$\begin{aligned}i_1 &= 2799 \text{ kJ/kg}; i_2 = 2009 \text{ kJ/kg}; i_3 = 192 \text{ kJ/kg}; i_4 = 194 \text{ kJ/kg}; \\h &= 790 \text{ kJ/kg}; l_b = 2 \text{ kJ/kg}; l = 788 \text{ kJ/kg}; q_1 = 2605 \text{ kJ/kg}; \\q_2 &= -1817 \text{ kJ/kg}; \eta_t = 0,3.\end{aligned}$$

7.7. Chu trình Rankin hơi nước với thông số hơi vào tua bin là 30 bar và nhiệt độ 400°C, áp suất trong bình ngưng là 0,04 bar

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v, T-s và i-s;
- Tính entanpi và nhiệt độ của môi chất tại các điểm nút;
- Tính công, nhiệt lượng trao đổi và hiệu suất chu trình.

Đáp số:

$$\begin{aligned}i_1 &= 3229 \text{ kJ/kg}; i_2 = 2090 \text{ kJ/kg}; i_3 = 121,4 \text{ kJ/kg}; i_4 \approx i_3 = 121,4 \text{ kJ/kg}; \\l &= 1139 \text{ kJ/kg}; q_1 = 3107,6 \text{ kJ/kg}; q_2 = -1968,6 \text{ kJ/kg}; \eta_t = 0,366\end{aligned}$$

CHU TRÌNH MÁY LẠNH MÁY NÉN HƠI

7.8. Chu trình máy lạnh sử dụng môi chất NH₃, nhiệt độ ngưng tụ 35°C, nhiệt độ bay hơi -15°C, hơi hút về máy nén là hơi bão hoà khô, môi chất sau thiết bị ngưng tụ là lỏng bão hoà.

- Xác định entanpi của môi chất tại các điểm nút;
- Xác định nhiệt ngưng tụ riêng, năng suất lạnh riêng, công nén môi chất và hệ số lạnh chu trình.

Đáp số: $i_1 = 1743 \text{ kJ/kg}; i_2 = 1997 \text{ kJ/kg}; i_3 = 664 \text{ kJ/kg}; i_4 = 664 \text{ kJ/kg}$
 $q_k = 1333 \text{ kJ/kg}; q_o = 1079 \text{ kJ/kg}; l = 254 \text{ kJ/kg}; \varepsilon = 4,24.$

7.9. Máy lạnh sử dụng môi chất R_{22} , có lưu lượng khối lượng gas tuần hoàn là 3 kg/s, nhiệt độ ngưng tụ 40°C , nhiệt độ bay hơi là -10°C .

a) Xác định entanpi của môi chất tại các điểm nút;

b) Xác định công suất nhiệt ngưng tụ, công suất lạnh, công suất nén lý thuyết và hệ số lạnh chu trình

Đáp số: $i_1 = 1202 \text{ kJ/kg}$; $i_2 = 1239 \text{ kJ/kg}$; $i_3 = 1050 \text{ kJ/kg}$; $i_4 = 1050 \text{ kJ/kg}$
 $Q_k = 467 \text{ kW}$; $Q_o = 456 \text{ kW}$; $N = 111 \text{ kW}$; $\varepsilon = 4,1$.

PHẦN 2
TRUYỀN NHIỆT

Chương 8

CÁC KHÁI NIỆM MỞ ĐẦU

8.1. QUÁ TRÌNH TRUYỀN NHIỆT

8.1.1. Đối tượng và phương pháp nghiên cứu truyền nhiệt

- **Đối tượng nghiên cứu**

Truyền nhiệt là môn khoa học nghiên cứu các quy luật phân bố nhiệt độ và truyền nhiệt năng trong không gian giữa các phần tử có nhiệt độ khác nhau.

- **Phương pháp nghiên cứu**

Thông thường người ta nghiên cứu truyền nhiệt bằng hai phương pháp sau:

- *Phương pháp giải tích:* dựa vào các định luật cơ bản của vật lý cùng với các phép tính giải tích để đưa ra các quy luật phân bố nhiệt độ và các công thức tính toán nhiệt năng.

- *Phương pháp thực nghiệm:* dựa trên lý thuyết đồng dạng, lập mô hình thí nghiệm, đo đạc các thông số, xử lý số liệu để đưa ra các công thức tính toán thực nghiệm về qui luật phân bố nhiệt độ và vận chuyển nhiệt năng.

8.1.2. Tính chất chung của quá trình truyền nhiệt

Quá trình truyền nhiệt có các tính chất cơ bản sau:

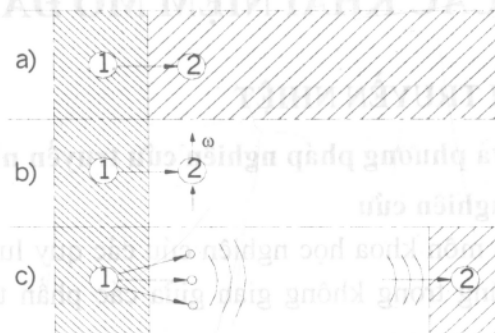
- Một quá trình nhiệt chỉ xảy ra khi có độ chênh về nhiệt độ ($\Delta t \neq 0$);
- Quá trình truyền nhiệt có tính chất không thuận nghịch, tức là nhiệt chỉ truyền từ nơi có nhiệt độ cao đến nơi có nhiệt độ thấp.

8.1.3. Các phương thức của truyền nhiệt

Quá trình truyền nhiệt có thể được thực hiện dưới ba phương thức trao đổi nhiệt phổ biến sau:

Dẫn nhiệt: Là quá trình trao đổi nhiệt giữa các phần tử của một vật hay giữa các vật có nhiệt độ khác nhau khi chúng tiếp xúc với nhau (hình 8.1a).

Trao đổi nhiệt đối lưu (toả nhiệt) Là quá trình trao đổi nhiệt giữa các phần tử của bề mặt vật rắn với các phần tử chuyển động có hướng của chất lỏng hoặc chất khí khi tiếp xúc với nó (hình 8.1b).



Hình 8.1. Các phương thức truyền nhiệt.

Trao đổi nhiệt bức xạ: Là quá trình trao đổi nhiệt giữa vật phát bức xạ và vật hấp thụ bức xạ thông qua sóng điện từ (hình 8.1c)

Quá trình trao đổi nhiệt trong thực tế là một quá trình trao đổi nhiệt phức tạp và thường là sự kết hợp của các phương thức trên.

8.2. CÁC KHÁI NIỆM CƠ BẢN CỦA TRUYỀN NHIỆT

8.2.1. Trường nhiệt độ

Trường nhiệt độ là tập hợp tất cả các giá trị nhiệt độ tức thời tại mọi điểm của hệ vật khảo sát trong khoảng thời gian đang xét.

Giá trị nhiệt độ tức thời tại mỗi điểm trong không gian được xác định duy nhất như một đại lượng vô hướng, do vậy trường nhiệt độ là một đại lượng vô hướng.

Vì như chúng ta biết ở những điểm khác nhau trong không gian vào những thời điểm khác nhau nhiệt độ có những giá trị khác nhau nên ta có thể biểu diễn phương trình trường nhiệt độ như sau:

$$t = t(x, y, z, \tau) \quad (8-1)$$

trong đó x, y, z là các tọa độ không gian và τ là thời gian. Trường nhiệt độ như vậy gọi là trường nhiệt độ không ổn định ba chiều.

Tuỳ theo sự phụ thuộc vào thời gian mà trường nhiệt độ được phân ra trường ổn định và không ổn định, và tuỳ theo sự phụ thuộc vào không gian mà trường nhiệt độ được phân ra trường 1 chiều, 2 chiều hoặc 3 chiều. Vậy trong thực tế ta có các loại trường nhiệt độ như sau:

- Trường 1 chiều ổn định ($t = \varphi(x)$) và không ổn định ($t = \varphi(x, \tau)$) Đối với trường một chiều như nêu trên ta có $\frac{\partial t}{\partial y} = \frac{\partial t}{\partial z} = 0$.

- Trường 2 chiều ổn định ($t = \varphi(x, y)$) và không ổn định ($t = \varphi(x, y, \tau)$) Đối với trường hai chiều như trên ta có $\frac{\partial t}{\partial z} = 0$.

- Trường 3 chiều ổn định ($t = \varphi(x, y, z)$) và không ổn định ($t = \varphi(x, y, z, \tau)$)

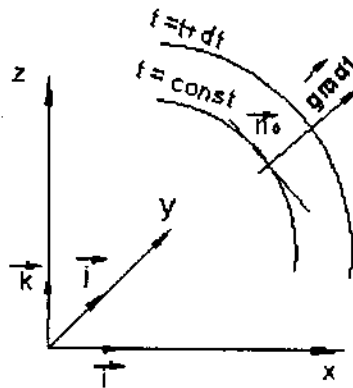
Đối với trường nhiệt độ ổn định ta có $\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$ và ngược lại trường nhiệt độ

không ổn định thì $\frac{\partial t}{\partial \tau} \neq 0$. Quá trình truyền nhiệt trong trường nhiệt độ ổn

định gọi là *truyền nhiệt ổn định* và ngược lại quá trình truyền nhiệt trong trường nhiệt độ không ổn định gọi là *truyền nhiệt không ổn định*.

8.2.2. Mặt đẳng nhiệt

Mặt đẳng nhiệt là tập hợp tất cả các điểm có cùng nhiệt độ tại một thời điểm nhất định trong không gian nghiên cứu.



Hình 8.2 Vectơ gradt.

Phương trình mặt đẳng nhiệt:

$$t = t(x,y,z) = \text{const}$$

Tính chất mặt đẳng nhiệt:

- Nhiệt độ chỉ thay đổi theo hướng cắt mặt đẳng nhiệt
- Các mặt đẳng nhiệt không bao giờ cắt nhau
 - Cắt các mặt đẳng nhiệt bằng một mặt phẳng thì ta được họ các đường đẳng nhiệt.
- Các mặt đẳng nhiệt có thể là mặt phẳng, cong, kín hoặc hở.

8.2.3. Gradient nhiệt độ

Nhiệt độ trong vật chỉ biến đổi theo phương cắt mặt đẳng nhiệt và sự biến đổi mạnh nhất là theo phương pháp tuyến của các mặt đẳng nhiệt và được đặc trưng bằng một đại lượng gọi là gradient nhiệt độ. Vậy gradient nhiệt độ là tốc độ thay đổi nhiệt độ theo hướng vuông góc mặt đẳng nhiệt theo chiều từ nhiệt độ thấp đến nhiệt độ cao. Gradient nhiệt độ là một đại lượng vectơ có phương trùng phương pháp tuyến (\vec{n}_o) mặt đẳng nhiệt và chiều dương là chiều tăng nhiệt độ.

Biểu thức của vectơ gradient nhiệt độ tại một điểm $M(x,y,z)$ là:

$$\vec{\text{Grad}}(t) = \vec{n}_o \cdot \frac{\partial t}{\partial n} = i \frac{\partial t}{\partial x} + j \frac{\partial t}{\partial y} + k \frac{\partial t}{\partial z} \quad (8-2)$$

Độ lớn của vectơ gradient nhiệt độ là:

$$\text{Grad}(t) = \frac{\partial t}{\partial n}, [K/m] \quad (8-3)$$

8.2.4. Mật độ dòng nhiệt và vectơ dòng nhiệt

Mật độ dòng nhiệt là nhiệt lượng truyền vuông góc qua một đơn vị diện tích bề mặt đẳng nhiệt trong một đơn vị thời gian. Ký hiệu là q (W/m^2)

Do dòng nhiệt luôn luôn được truyền từ nơi có nhiệt độ cao sang nơi có nhiệt độ thấp nên người ta đưa ra khái niệm *véc tơ dòng nhiệt*. Véc tơ dòng nhiệt là một véc tơ có giá trị bằng dòng nhiệt, chiều dương trùng với chiều giảm nhiệt độ.

$$\vec{q} = -\vec{n}_o \cdot q \quad (8-4)$$

Với một diện tích bề mặt đẳng nhiệt F ta có dòng nhiệt tổng Q [W]:

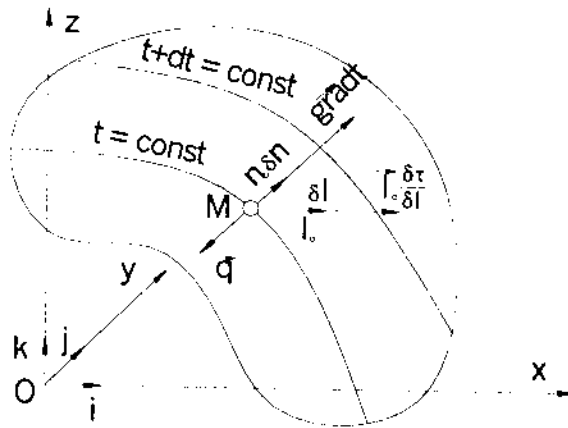
$$Q = \int_F q \cdot dF \quad (8-5)$$

Nếu trên toàn bộ diện tích F , mật độ dòng nhiệt không đổi ($q = \text{const}$) thì:

$$Q = q \cdot F \quad (8-6)$$

Nhiệt lượng truyền qua bề mặt F trong thời gian τ được xác định

$$Q_\tau = \int_{\tau=0}^{\tau} \int_F q \cdot dF \cdot dt, [J] \quad (8-7)$$



Hình 8.3 Véc tơ \vec{q} .

Chương 9

DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH

9.1. ĐỊNH LUẬT VỀ DẪN NHIỆT

9.1.1. Định luật Fourier về dẫn nhiệt

Dựa vào thuyết động học phân tử, Fourier đã đưa ra định luật cơ bản về dẫn nhiệt như sau:

Nội dung: Nhiệt lượng truyền qua một đơn vị bề mặt đẳng nhiệt trong một đơn vị thời gian (vectơ dòng nhiệt) tỷ lệ thuận với gradient nhiệt độ.

Biểu thức xác định nhiệt lượng dưới dạng véc tơ:

$$\vec{q} = -\lambda \cdot \overrightarrow{\text{grad } t} = -\vec{n}_0 \cdot \lambda \cdot \frac{\partial t}{\partial n} \quad (9-1)$$

dưới dạng vô hướng

$$q = -\lambda \cdot \frac{\partial t}{\partial n}, \text{ W/m}^2 \quad (9-2)$$

trong đó:

q - mật độ dòng nhiệt, W/m^2 ;

$\frac{\partial t}{\partial n}$ - gradient nhiệt độ, K/m ;

λ - hệ số dẫn nhiệt của môi trường, W/m.K ;

Từ biểu thức định luật Fourier ta suy ra công thức tính nhiệt lượng Q truyền qua mặt đẳng nhiệt diện tích F trong một khoảng thời gian τ như sau:

$$Q = - \int_0^\tau \int_F \lambda \cdot \frac{\partial t}{\partial n} \cdot dF \cdot d\tau, \text{ J} \quad (9-3)$$

Nếu bề mặt F_ψ nghiêng với bề mặt đẳng nhiệt một góc ψ thì dòng nhiệt qua bề mặt sẽ là:

$$Q_\psi = Q \cdot \cos \psi \quad (9-4)$$

9.1.2. Hệ số dẫn nhiệt

Hệ số λ trong công thức Fourier gọi là hệ số dẫn nhiệt, là một thông số vật lý của vật liệu, nó đặc trưng cho khả năng truyền nhiệt qua vật.

$$\text{Về trị số: } \lambda = \left| \frac{q}{\text{gradt}} \right|, \text{ W/m.K} \quad (9-5)$$

Vậy λ chính là lượng nhiệt truyền qua một đơn vị diện tích bề mặt đẳng nhiệt trong một đơn vị thời gian, khi gradien nhiệt độ bằng đơn vị.

Hệ số λ đặc trưng cho khả năng dẫn nhiệt của vật và được gọi là *hệ số dẫn nhiệt*.

Hệ số dẫn nhiệt λ là đại lượng phụ thuộc vào thành phần hoá học, cấu trúc vật lý và trạng thái của vật. Thường môi trường càng đậm đặc thì khả năng dẫn nhiệt càng cao tức $\lambda_{\text{Rắn}} > \lambda_{\text{Lỏng}} > \lambda_{\text{Khí}}$

Hệ số dẫn nhiệt là một đại lượng phụ thuộc vào nhiệt độ. Thông thường sự phụ thuộc theo công thức sau:

$$\lambda = \lambda_0 \cdot (1 + bt) \quad (9-6)$$

trong đó, λ_0 là hệ số dẫn nhiệt tại 0°C , W/m.K;

b hệ số xác định theo thực nghiệm, b có thể âm hoặc dương, khi b dương thì hệ số dẫn nhiệt tăng khi nhiệt độ tăng và ngược lại khi b âm thì hệ số dẫn nhiệt giảm khi nhiệt độ tăng:

- Kim loại nguyên chất: λ giảm khi nhiệt độ tăng.
- Hợp kim: λ tăng khi nhiệt độ tăng.
- Chất lỏng: thường thì λ giảm khi nhiệt độ tăng
- Chất khí: λ tăng khi nhiệt độ tăng.

Đối với các chất lỏng: $\lambda = 0,093 + 0,7 \text{ W/m.K}$

Đối với vật liệu xây dựng: $\lambda = 0,023 + 0,29 \text{ W/m.K}$

Trong thực tế các vật có $\lambda \leq 0,23 \text{ W/m.K}$ gọi là vật liệu cách nhiệt.

9.2. PHƯƠNG TRÌNH VI PHÂN DẪN NHIỆT

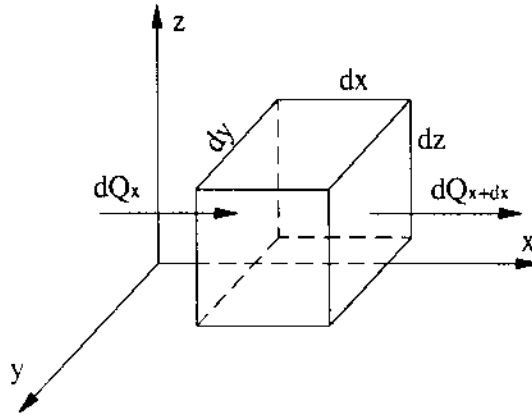
9.2.1. Phương trình vi phân về dẫn nhiệt

Phương trình vi phân dẫn nhiệt là phương trình cân bằng nhiệt cho một phần tử bất kỳ nằm hoàn toàn bên trong vật dẫn nhiệt.

Để thiết lập phương trình vi phân dẫn nhiệt trong một môi trường người ta giả thiết:

- Môi trường đứng yên, đồng chất đẳng hướng, các đại lượng vật lý như khối lượng riêng ρ , nhiệt dung riêng c , hệ số dẫn nhiệt λ không đổi.

- Môi trường không có nguồn phát nhiệt bên trong $q_v = 0$.



Hình 9.1. Cân bằng nhiệt cho phân tử thể tích dv .

Tách phân tử thể tích dv có các cạnh dx, dy, dz tương ứng với các trục tọa độ x, y, z của hệ trục tọa độ như hình vẽ 9.1.

- Dòng nhiệt truyền qua bề mặt (dx, dy) tại tọa độ z , theo phương z được xác định:

$$dQ_z = -\lambda \cdot F_z \cdot \frac{\partial t}{\partial z} = -\lambda \cdot dx \cdot dy \cdot \frac{\partial t}{\partial z} \quad (9-7)$$

- Dòng nhiệt truyền qua bề mặt (dx, dy) tại tọa độ $z+dz$, theo phương z được xác định:

$$dQ_{z+dz} = -\lambda \cdot dx \cdot dy \cdot \frac{\partial}{\partial z} \left(t + \frac{\partial t}{\partial z} \cdot dz \right) \quad (9-8)$$

- Lượng nhiệt còn tích lại trong khối hộp phân tử, theo phương z là:

$$dQ_1 = dQ_z - dQ_{z+dz} = \lambda \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \quad (9-9)$$

Tương tự, lượng nhiệt tích lại trong khối hộp theo các phương y và x là:

$$dQ_2 = \lambda \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} \quad (9-10)$$

$$dQ_3 = \lambda \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} \quad (9-11)$$

Tổng lượng nhiệt tích tụ trong khối hộp theo 3 phương x, y, z là:

$$dQ = \lambda \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) = \lambda \cdot dv \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (9-12)$$

Theo định luật bảo toàn năng lượng, lượng nhiệt tích tụ này sẽ đúng bằng độ biến thiên nội năng của phân tử thể tích dv trong một đơn vị thời gian:

$$dQ = dm.C \cdot \frac{\partial t}{\partial \tau} = \rho \cdot dv \cdot C \cdot \frac{\partial t}{\partial \tau} \quad (9-13)$$

$$\text{Suy ra: } \frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{c \cdot \rho} \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (9-14)$$

trong đó: dm là khối lượng của khối hộp, kg;

Đặt $a = \frac{\lambda}{c \cdot \rho}$, [m²/s] - Hệ số dẫn khuếch tán nhiệt, ta có:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (9-15)$$

Phương trình (9-15) là đối với hệ trục tọa độ Đề Các, trong hệ tọa độ trụ ta có:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial t}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2 t}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (9-16)$$

Trong trường hợp có nguồn nhiệt bên trong $qv \neq 0$.

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \frac{q_v}{C \cdot \rho} \quad (9-17)$$

Đối với hệ tọa độ trụ, phương trình có dạng:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial t}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2 t}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \frac{q_v}{C \cdot \rho} \quad (9-18)$$

9.2.2. Điều kiện đơn trị

Giải phương trình vi phân dẫn nhiệt trên đây ta sẽ có nghiệm tổng quát chứa nhiều hằng số tùy ý. Do vậy để có nghiệm riêng của phương trình vi phân dẫn nhiệt cần phải cho trước một số điều kiện cụ thể, các điều kiện đó gọi là điều kiện đơn trị.

Trông thực tế có các điều kiện đơn trị sau:

- *Điều kiện thời gian*: Cho biết sự phân bố nhiệt độ tại thời điểm $\tau = \tau_0$ bất kỳ $t = t(x, y, z, \tau_0)$. Thông thường người ta cho phân bố nhiệt độ tại thời điểm $\tau_0 = 0$ do đó còn gọi là điều kiện ban đầu.

- *Điều kiện hình học*: Cho biết các thông số hình học để xác định hình dáng, kích thước của vật trong đó xảy ra quá trình trao đổi nhiệt.

- *Điều kiện vật lý*: Cho biết các thông số nhiệt vật lý của môi trường nơi xảy ra quá trình trao đổi nhiệt, cụ thể như khối lượng riêng ρ (kg/m^3), nhiệt dung riêng C (J/kg.K), hệ số dẫn nhiệt (W/m.K) vv...

- *Điều kiện biên*: Cho biết luật phân bố nhiệt độ hoặc luật cân bằng nhiệt tại các điểm ở trên biên (bề mặt giới hạn của vật hay môi trường) Điều kiện biên thường có các loại sau:

- *Điều kiện biên loại 1*: Cho biết luật phân bố nhiệt độ trên biên tại thời điểm bất kỳ
- *Điều kiện biên loại 2*: Cho biết mật độ dòng nhiệt qua biên ở thời điểm bất kỳ
- *Điều kiện biên loại 3*: Cho biết qui luật qui luật trao đổi nhiệt giữa bề mặt và môi trường xung quanh và nhiệt độ của môi trường. Điều kiện biên loại 3 được mô tả bởi phương trình:

$$\alpha(t_w - t_f) = -\lambda \left(\frac{\partial t}{\partial x} \right)_{x=0} \quad (9-20)$$

- *Điều kiện biên loại 4*: Cho biết qui luật dẫn nhiệt tại bề mặt tiếp xúc giữa 2 vật, đó là điều kiện tiếp xúc lý tưởng của 2 vật.

$$\lambda_1 \cdot \left(\frac{\partial t}{\partial n_1} \right) = \lambda_2 \cdot \left(\frac{\partial t}{\partial n_2} \right) \quad (9-21)$$

λ_1, λ_2 - hệ số dẫn nhiệt của vật 1 và vật 2

$\frac{\partial t}{\partial n_1}, \frac{\partial t}{\partial n_2}$ - gradient nhiệt độ tại bề mặt tiếp xúc của vật 1 và vật 2.

Ngoài ra còn có một số điều kiện biên khác khi có sự trao đổi chất và điều kiện biên không tuyến tính.

9.3. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHI KHÔNG CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG

9.3.1. Dẫn nhiệt qua vách phẳng

Ở trong phần này chỉ nghiên cứu quá trình dẫn nhiệt qua vách phẳng rộng vô hạn, tức là vách phẳng có chiều dài, chiều rộng lớn hơn rất nhiều so với chiều dày. Ví dụ một tấm thép, một bức tường vv...

9.3.1.1. Dẫn nhiệt qua vách phẳng một lớp

Bài toán: Cho một vách phẳng rộng vô hạn, có chiều dày δ , làm bằng vật

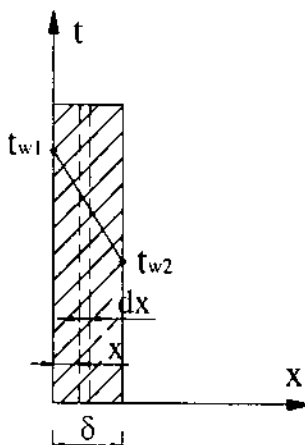
liệu đồng chất, đẳng hướng, có hệ số dẫn nhiệt λ không đổi, nhiệt độ các bề mặt là t_{w1} và t_{w2} biết trước và không đổi, giả thiết $t_{w1} > t_{w2}$.

Xác định:

- Quy luật thay đổi nhiệt độ trong vách phẳng.
- Xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách.

Từ các điều kiện bài toán nếu chọn tọa độ như hình vẽ 9.2 ta nhận thấy rằng:

- Nhiệt độ vách chỉ thay đổi theo phương (x) vuông góc với bề mặt vách phẳng $t = f(x)$ Các mặt đẳng nhiệt sẽ là mặt phẳng vuông góc với phương x.
- Dòng nhiệt chỉ truyền theo phương vuông góc bề mặt vách phẳng.



Hình 9.2. Dẫn nhiệt qua vách phẳng.

Tại vị trí trên vách có tọa độ x ta xét một lớp vách mỏng có độ dày dx được giới hạn bởi hai mặt đẳng nhiệt. Theo định luật Fourier ta có dòng nhiệt đi qua lớp vách mỏng đó là:

$$q = -\lambda \cdot \frac{dt}{dx}$$

hay:
$$dt = -\frac{q}{\lambda} \cdot dx$$

Do $q = \text{const}$ và xem $\lambda = \text{const}$, nên tích phân hai vế ta có:

$$t = -\frac{q}{\lambda} \cdot x + C$$

Hằng số C được xác định theo điều kiện biên:

- Khi $x = 0$: $t = t_{w1} \Rightarrow t_{w1} = C$. Do đó:

$$t = t_{w1} - \frac{q}{\lambda} \cdot x \quad (9-22)$$

Đây là phương trình đường thẳng, như vậy nhiệt độ trong vách thay đổi theo qui luật tuyến tính, ta chỉ cần nối thẳng hai điểm t_{w1} và t_{w2} trên các bề mặt là được.

- Tại $x = \delta$, $t = t_{w2}$ hay $t_{w2} = t_{w1} - \frac{q}{\lambda} \cdot \delta$

Vậy mật độ dòng nhiệt q là:

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) \quad (9-23)$$

Đặt $R = \frac{\delta}{\lambda}$, $m^2 \cdot K/W$ gọi là **hiệu trở** của vách phẳng

hay ta có:
$$q = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{R} \quad (9-24)$$

Như vậy mật độ dòng nhiệt dẫn qua vách phẳng tỷ lệ thuận với độ chênh nhiệt độ của các bề mặt vách, hệ số dẫn nhiệt và tỷ lệ nghịch với chiều dày của nó.

9.3.1.2. Dẫn nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

Bài toán: Cho vách phẳng rộng vô hạn gồm n lớp vật liệu khác nhau, các lớp tiếp xúc lý tưởng với nhau. Mỗi lớp làm bằng loại vật liệu đồng chất, đẳng hướng.

Chiều dày của các lớp là $\delta_1, \delta_2, \dots, \delta_n$ và hệ số dẫn nhiệt tương ứng là $\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_n$. Nhiệt độ bề mặt ngoài cùng của vách t_{w1}, t_{wn+1} không đổi.

Xác định:

- Mật độ dòng nhiệt q truyền qua vách.
- Nhiệt độ các bề mặt tiếp xúc và qui luật thay đổi nhiệt độ trong vách.

Ở điều kiện ổn định nhiệt, dòng nhiệt truyền qua các lớp của vách là giống nhau và cũng chính là dòng nhiệt truyền qua vách.

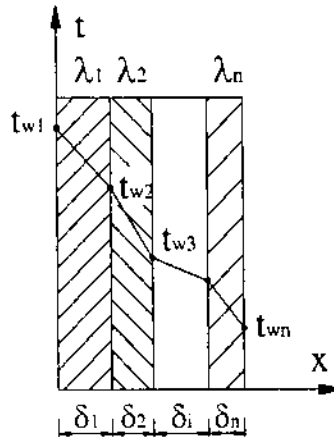
Ký hiệu nhiệt độ vách giữa các lớp như hình vẽ 9.3, theo phương trình dẫn nhiệt qua vách phẳng một lớp ta có:

- Lớp 1:
$$q = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\delta_1 / \lambda_1} \quad (k_1)$$

- Lớp 2:
$$q = \frac{t_{w2} - t_{w3}}{\delta_2 / \lambda_2} \quad (k_2)$$

...

- Lớp n:
$$q = \frac{t_{wn} - t_{wn+1}}{\delta_n / \lambda_n} \quad (k_n)$$



Hình 9.3. Dẫn nhiệt qua vách phẳng n lớp.

Theo tính chất của các phân số:

$$c = \frac{a_1}{b_1} = \frac{a_2}{b_2} = \dots = \frac{a_n}{b_n} = \frac{a_1 + a_2 + \dots + a_n}{b_1 + b_2 + \dots + b_n}$$

Từ các biểu thức $(k_1), (k_2), \dots, (k_n)$ cộng tử số và mẫu số cho nhau ta được

$$q = \frac{t_{w1} - t_{wn+1}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n}} = \frac{t_{w1} - t_{wn+1}}{R_1 + R_2 + \dots + R_n} = \frac{\Delta t}{\sum_{i=1}^n R_i} \quad (9-25)$$

trong đó R_i là nhiệt trở của lớp thứ i .

• **Xác định nhiệt độ tiếp xúc giữa các lớp**

- Từ biểu thức (k_1) suy ra:

$$t_{w2} = t_{w1} - q \cdot \frac{\delta_1}{\lambda_1} \quad (9-26)$$

- Từ biểu thức (k_2) suy ra:

$$t_{w3} = t_{w2} - q \cdot \frac{\delta_2}{\lambda_2} = t_{w1} - q \cdot \left[\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} \right] \quad (9-27)$$

.....

- Từ biểu thức (k_n) suy ra:

$$t_{wn} = t_{w1} - q \cdot \left[\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_{n-1}}{\lambda_{n-1}} \right] \quad (9-28)$$

• **Quy luật thay đổi nhiệt độ trong từng lớp**

Quy luật thay đổi nhiệt độ trong lớp thứ i:

$$t_{wi} = t_{w1} - q \cdot \left[\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_{i-1}}{\lambda_{i-1}} \right] - q \cdot \frac{x}{\delta_i} \quad (9-29)$$

trong đó x là khoảng cách từ bề mặt tiếp xúc giữa lớp thứ i và lớp (i-1) đến vị trí đang xét trong lớp thứ i. Nghĩa là từ bề mặt có nhiệt độ t_{wi} đến vị trí đang xét trong lớp i.

9.3.2. Dẫn nhiệt qua vách trụ

9.3.2.1. Dẫn nhiệt qua vách trụ một lớp

Bài toán: Cho vách trụ một lớp dài vô hạn (chiều dài lớn hơn bán kính rất nhiều), làm từ vật liệu đồng chất, đẳng hướng có chiều dài và có hệ số dẫn nhiệt không đổi $\lambda = \text{const}$.

Bề mặt bên trong có nhiệt độ t_{w1} và bán kính r_1 , bề mặt bên ngoài có nhiệt độ t_{w2} và bán kính r_2 (giả thiết $t_{w1} > t_{w2}$)

Xác định:

- Quy luật thay đổi nhiệt độ trong vách trụ.
- Xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách.

Từ điều kiện của bài toán suy ra:

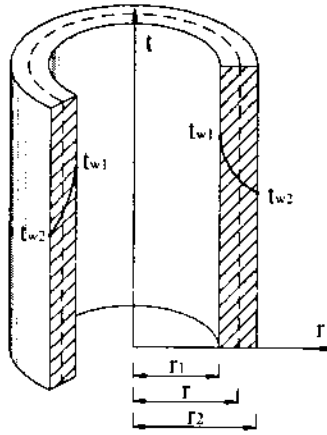
- Trường nhiệt độ chỉ thay đổi theo hướng bán kính mà không thay đổi theo hướng trục của trụ $t = f(r)$ Các mặt đẳng nhiệt sẽ là những mặt trụ đồng trục với vách trụ đang xét.

Ta viết phương trình định luật Fourier cho một bề mặt đẳng nhiệt bất kỳ cách tâm trụ một khoảng r:

$$Q = F_r \cdot q_r = 2\pi r l \cdot \left(-\lambda \cdot \frac{dt}{dr} \right) = -2\pi \lambda l r \cdot \frac{dt}{dr} \quad (9-30)$$

Hay:

$$dt = -\frac{Q}{2\pi\lambda l} \cdot \frac{dr}{r} \quad (9-31)$$



Hình 9.4. Dẫn nhiệt qua vách trụ 1 lớp.

Tích phân 2 vế phương trình (9-31) ta có:

$$t = -\frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln r + C \quad (9-32)$$

Vậy nhiệt độ trong vách trụ thay đổi theo phương bán kính có dạng đường cong lôgarit

- Tại $r = r_1$ thì $t = t_{w1}$ nên:

$$C = t_{w1} + \frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln r_1 \quad (9-33)$$

Thay giá trị của C vào biểu thức (9-32) ta có:

$$t = t_{w1} - \frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln \frac{r}{r_1} \quad (9-34)$$

- Và tại $r = r_2$, $t = t_{w2}$ nên:

$$t_{w2} = t_{w1} - \frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln \frac{r_2}{r_1} \quad (9-35)$$

Suy ra:

$$Q = \frac{2\pi\lambda l \cdot (t_{w1} - t_{w2})}{\ln \frac{r_2}{r_1}}, \text{ W} \quad (9-36)$$

Nhiệt lượng Q tính theo công thức (9-36) là nhiệt lượng dẫn qua toàn

bộ chiều dài l của vách trụ, trong các tính toán thực tế người ta thường tính nhiệt lượng q_1 cho 1m chiều dài vách trụ:

$$q_1 = \frac{Q}{l} = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{1}{2\pi\lambda} \cdot \ln \frac{r_2}{r_1}}, \text{ W/m} \quad (9-37)$$

Đặt $R = \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1}$, [m.K/W] gọi là nhiệt trở của vách trụ, cuối cùng ta có:

$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{R} \quad (9-38)$$

Như vậy dòng nhiệt truyền qua 1m chiều dài vách trụ, tỷ lệ thuận với hiệu nhiệt độ hai bề mặt vách, hệ số dẫn nhiệt và giảm khi chiều dày vách tăng.

9.3.2.2. Dẫn nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

Bài toán: Cho vách trụ có n lớp tiếp xúc lý tưởng với nhau, dài vô hạn. Mỗi lớp được chế tạo bằng vật liệu đồng chất, đẳng hướng và có hệ số dẫn nhiệt không đổi. Hệ số dẫn nhiệt của các lớp từ trong ra ngoài là $\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_n$. Bán kính bề mặt các lớp từ trong ra ngoài là r_1, r_2, \dots, r_{n+1} . Cho biết nhiệt độ hai bề mặt trong và ngoài cùng là t_{w1} và $t_{w, n+1}$ (giả thiết $t_{w1} > t_{w, n+1}$)

Xác định:

- Dòng nhiệt truyền qua 1m chiều dài vách trụ.
- Nhiệt độ các bề mặt tiếp xúc và qui luật thay đổi nhiệt độ trong vách.

Ở điều kiện ổn định nhiệt, dòng nhiệt truyền qua các lớp của vách trụ là giống nhau và cũng chính là dòng nhiệt truyền qua vách trụ.

Ký hiệu nhiệt độ bề mặt tiếp xúc giữa các lớp như hình vẽ 9.5, Theo phương trình dẫn nhiệt qua vách trụ một lớp ta có:

$$\text{- Lớp 1:} \quad q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (I_1)$$

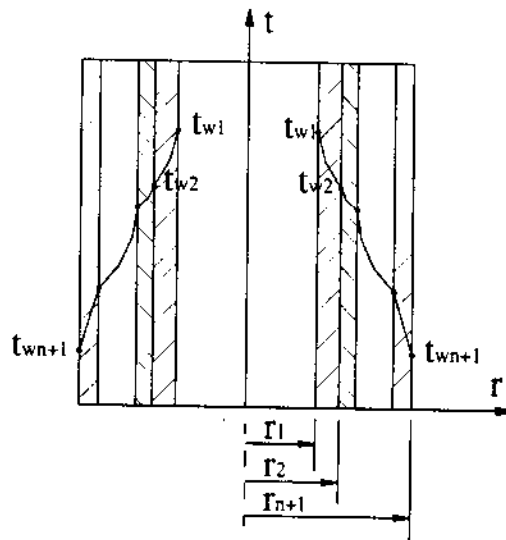
$$\text{- Lớp 2:} \quad q_1 = \frac{t_{w2} - t_{w3}}{\frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2}} \quad (I_2)$$

.....

- Lớp n:
$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w,n+1}}{\frac{1}{2\pi\lambda_n} \ln \frac{r_{n+1}}{r_n}} \quad (I_n)$$

Từ các biểu thức (I₁), (I₂), ..., (I_n) ta có:

$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w,n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{r_{i+1}}{r_i}} = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\sum_{i=1}^n R_i} \quad (9-39)$$



Hình 9.5. Dẫn nhiệt qua vách trụ n lớp.

• **Xác định nhiệt độ tiếp xúc giữa các lớp**

- Từ biểu thức (I₁) suy ra:

$$t_{w2} = t_{w1} - q_1 \cdot \frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} \quad (9-40)$$

- Từ biểu thức (I₂) suy ra:

$$t_{w3} = t_{w2} - q_1 \cdot \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} = t_{w1} - q_1 \cdot \left[\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} \right] \quad (9-41)$$

- Từ biểu thức (I_n) suy ra:

$$t_{wn} = t_{w1} - q_{11} \cdot \left[\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} + \dots + \frac{1}{2\pi\lambda_{n-1}} \ln \frac{r_n}{r_{n-1}} \right] \quad (9-42)$$

• **Qui luật thay đổi nhiệt độ trong từng lớp**

Qui luật thay đổi nhiệt độ trong lớp thứ i:

$$t_{wi} = t_{w1} - q_{11} \cdot \left[\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} + \dots + \frac{1}{2\pi\lambda_{i-1}} \ln \frac{r_i}{r_{i-1}} \right] + q_{11} \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{r}{r_i} \quad (9-43)$$

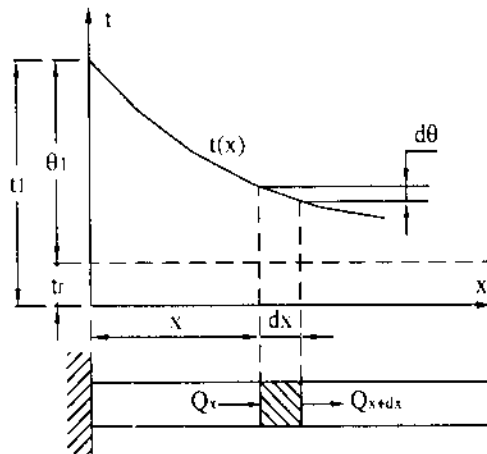
trong đó r là khoảng cách từ tâm đến bề mặt đang xét nằm trong lớp thứ i.

9.3.3. Dẫn nhiệt ổn định qua thanh có tiết diện không đổi

Bài toán: Cho thanh thẳng có tiết diện không đổi F và chu vi U. Thanh được làm từ vật liệu đồng chất, đẳng hướng và có hệ số dẫn nhiệt khá lớn $\lambda = \text{const}$. Nhiệt độ ở góc thanh là t_1 không đổi (hình 9-6) Thanh được đặt trong một môi trường có nhiệt độ không đổi t_f và hệ số toả nhiệt từ bề mặt thanh ra môi trường không đổi và bằng α . Biết nhiệt độ thanh lớn hơn nhiệt độ môi trường.

Xác định sự biến thiên nhiệt độ trong thanh và nhiệt lượng trao đổi giữa thanh và môi trường.

Từ điều kiện đã cho ta thấy nhiệt độ chỉ thay đổi theo chiều dài của thanh. Do vậy ta chọn hệ toạ độ như hình vẽ 9.6. Các mặt đẳng nhiệt là các bề mặt vuông góc trục x.



Hình 9.6. Dẫn nhiệt qua thanh.

Đặt $\theta = t - t_f$ như vậy tại $x = 0$ ta có $\theta = \theta_1 = t_1 - t_f$.

Xét phân tử thanh được giới hạn bởi 2 mặt đẳng nhiệt có tọa độ x và $x+dx$ ta có:

$$dQ_x = -\lambda \cdot \frac{d\theta}{dx} \cdot f \quad (9-44)$$

Tại tiết diện $x + dx$ ta có:

$$dQ_{x+dx} = -\lambda \cdot \frac{d}{dx} \left(\theta + \frac{d\theta}{dx} dx \right) \cdot f \quad (9-45)$$

Lượng nhiệt tích tụ trong phân tử là:

$$dQ = dQ_x - dQ_{x+dx} = \lambda f \frac{d^2\theta}{dx^2} dx \quad (9-46)$$

Lượng nhiệt tích tụ sẽ truyền qua bề mặt

$$dQ = \lambda f \frac{d^2\theta}{dx^2} dx = \alpha \cdot \theta \cdot U \cdot dx \quad (9-47)$$

Suy ra:

$$\frac{d^2\theta}{dx^2} = \frac{\alpha \cdot U}{\lambda f} \cdot \theta \quad (9-48)$$

Đặt $m^2 = \frac{\alpha U}{\lambda f}$ ta có:

$$\frac{d^2\theta}{dx^2} = m^2 \cdot \theta \quad (9-49)$$

Giải phương trình ta có

$$\theta = C_1 \cdot e^{mx} + C_2 \cdot e^{-mx} \quad (9-50)$$

Đó là phương trình biểu diễn sự biến thiên nhiệt độ theo chiều dài thanh.

Các hằng số C_1 và C_2 được xác định theo điều kiện của bài toán.

Khi $x = 0$ thì $\theta = \theta_1$

Khi $x = \infty$ thì $\theta = 0$,

Kết hợp ta có

Tại $x = 0$ ta có: $C_1 + C_2 = \theta_1$

Tại $x = \infty$ ta có $C_2 = 0$ suy ra $C_1 = \theta_1$

$$\theta = \theta_1 \cdot e^{-mx} \quad (9-51)$$

Nhiệt lượng trao đổi giữa thanh với môi trường chính là nhiệt lượng truyền bằng dẫn nhiệt qua gốc thanh

$$Q = -\lambda f \left(\frac{d\theta}{dx} \right)_{x=0} \quad (9-52)$$

Từ biểu thức tính θ ta suy ra: $\left(\frac{d\theta}{dx} \right)_{x=0} = -m \cdot \theta_1$

Nhiệt lượng trao đổi được tính:

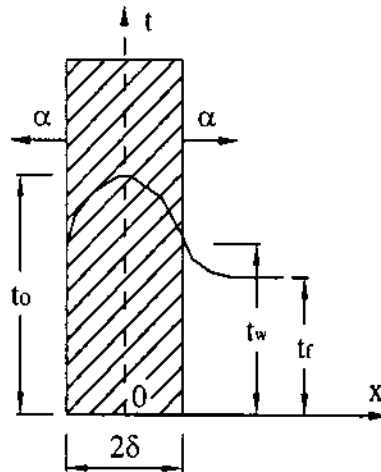
$$Q = \lambda f m \theta_1, [W] \quad (9-53)$$

Hay
$$Q = \lambda f \sqrt{\frac{\alpha U}{\lambda f}} \cdot \theta_1 = \sqrt{\lambda \cdot U \cdot \lambda \cdot f} \cdot \theta_1, W \quad (9-54)$$

9.4. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHI CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG

9.4.1. Dẫn nhiệt của tấm phẳng khi có nguồn nhiệt bên trong

Bài toán: Cho một tấm phẳng có chiều dày bằng 2δ rất nhỏ so với hai chiều còn lại. Nguồn nhiệt bên trong phân bố đều theo thể tích và có trị số là q_v , $[W/m^3]$. Tấm phẳng được đặt ở trong môi trường có nhiệt độ $t_f = \text{const}$, hệ số toả nhiệt từ các bề mặt ra môi trường $\alpha = \text{const}$.



Hình 9.7. Dẫn nhiệt của tấm phẳng khi có nguồn nhiệt bên trong.

Với điều kiện bài toán thì phân bố nhiệt độ chỉ thay đổi theo phương vuông góc với bề mặt tấm phẳng.

Lập hệ trục toạ độ (t, x) như hình 9.7, trục t nằm ở tâm tấm phẳng, trục x vuông góc với tấm phẳng.

Ta có phương trình vi phân dẫn nhiệt có dạng:

$$a. \frac{d^2 t}{dx^2} + \frac{q_v}{C.p} = 0 \quad (9-55)$$

hay:

$$\frac{d^2 t}{dx^2} + \frac{q_v}{\lambda} = 0 \quad (9-56)$$

Gọi nhiệt độ tại tâm của tấm là t_0 và nhiệt độ bề mặt của tấm là t_w .

Điều kiện biên bài toán là điều kiện biên loại 3 đối xứng.

Khi $x = \pm \delta$ ta có

$$\alpha.(t_w - t_f) = \pm \lambda. \left(\frac{dt}{dx}\right)_{x=\pm\delta} \quad (9-57)$$

Do điều kiện đối xứng của bài toán nên ta chỉ cần xét một nửa của tấm, điều kiện biên trong trường hợp này là:

$$\text{Khi } x = 0: \left(\frac{dt}{dx}\right)_{x=0} = 0$$

$$\text{Khi } x = \delta: \left(\frac{dt}{dx}\right)_{x=\delta} = -\frac{\alpha.(t_w - t_f)}{\lambda}$$

Tích phân phương trình trên ta có:

$$\frac{dt}{dx} = -\frac{q_v \cdot x}{\lambda} + C_1 \quad (9-58)$$

Tích phân lần 2 ta có:

$$t = -\frac{q_v \cdot x^2}{2\lambda} + C_1 \cdot x + C_2 \quad (9-59)$$

$$\text{Khi } x = 0: \left(\frac{dt}{dx}\right)_{x=0} = 0 \text{ suy ra } C_1 = 0$$

$$\text{Khi } x = \delta \text{ thì } \left(\frac{dt}{dx}\right)_{x=\delta} = -\frac{\alpha.(t_w - t_f)}{\lambda} = -\frac{q_v}{\lambda} \delta$$

$$\text{Suy ra } t_w = t_f + \frac{q_v \cdot \delta}{\alpha}$$

$$\text{Mặt khác khi } x = \delta \text{ thì } t = t_w \text{ nên suy ra } C_2 = t_w + \frac{q_v \cdot \delta^2}{2}$$

$$\text{Suy ra: } t = t_w + \frac{q_v \cdot (\delta^2 - x^2)}{2\lambda} \quad (9-60)$$

Mặt khác: $t_w = t_f + \frac{q_v \cdot \delta}{\alpha}$ suy ra:

$$t = t_f + \frac{q_v \cdot \delta}{\alpha} + \frac{q_v}{2\lambda} (\delta^2 - x^2) \quad (9-61)$$

Khi có nguồn nhiệt bên trong sự phân bố nhiệt độ bên trong vách phẳng có dạng parabol.

Do có sự phân bố nguồn nhiệt đều ở bên trong nên mật độ dòng nhiệt được tính:

$$q = q_v \cdot \delta = \alpha(t_w - t_f)$$

Tại $x = 0$, $t = t_o$ suy ra:

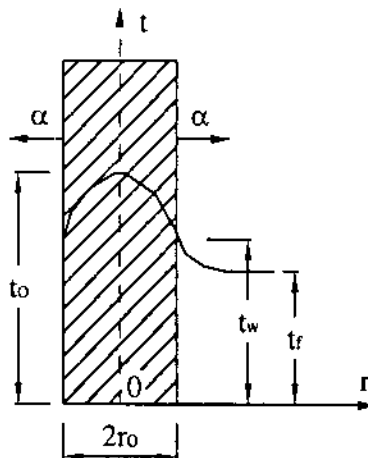
$$t_o = t_f + \frac{q_v \cdot \delta}{\alpha} + \frac{q_v}{2\lambda} \cdot \delta^2 \quad (9-62)$$

Như vậy:

$$t = t_o - \frac{q_v}{2\lambda} \cdot x^2 \quad (9-63)$$

9.4.2. Dẫn nhiệt của thanh trụ khi có nguồn nhiệt bên trong

Bài toán: Cho một thanh trụ có đường kính bằng $2r_o$ rất nhỏ so với chiều của thanh. Nguồn nhiệt bên trong phân bố đều theo thể tích và có trị số là q_v , $[W/m^3]$. Thanh được đặt trong môi trường có nhiệt độ $t_f = \text{const}$, hệ số toả nhiệt từ bề mặt ra môi trường $\alpha = \text{const}$.



Hình 9.8. Dẫn nhiệt qua vách trụ khi có nguồn nhiệt bên trong.

Với điều kiện bài toán thì phân bố nhiệt độ chỉ thay đổi theo phương bán kính của trụ.

Lập hệ trục tọa độ (t, r) như hình 9.8, trục t nằm ở tâm tấm phẳng, trục r vuông góc với trục t .

Ta có phương trình vi phân dẫn nhiệt cho vách trụ khi có:

$$\frac{d^2 t}{dr^2} + \frac{dt}{r \cdot dr} + \frac{q_v}{\lambda} = 0 \quad (9-64)$$

Bài toán có tính đối xứng, ta chỉ xét một nửa hình trụ. Khi đó điều kiện biên như sau:

$$\text{Khi } r = 0, \left(\frac{dt}{dr} \right)_{r=0} = 0$$

$$\text{Khi } r = r_o, \left(\frac{dt}{dr} \right)_{r=r_o} = -\frac{\alpha}{\lambda} (t_w - t_f)$$

Đặt $u = \frac{dt}{dr}$, ta có:

$$\frac{du}{dr} + \frac{u}{r} + \frac{q_v}{\lambda} = 0 \quad (9-65)$$

Hay

$$d(ur) = -\frac{q_v}{\lambda} r \cdot dr \quad (9-66)$$

Tích phân hai vế ta có

$$ur = -\frac{q_v}{2\lambda} r^2 + C_1 \quad (9-67)$$

Hay:

$$\frac{dt}{dr} = -\frac{q_v}{2\lambda} r + \frac{C_1}{r} \quad (9-68)$$

Suy ra

$$t = -\frac{q_v}{4\lambda} r^2 + C_1 \cdot \ln r + C_2 \quad (9-69)$$

Các hằng số C_1 và C_2 được xác định như sau:

$$\text{Khi } r = 0, \left(\frac{dt}{dr} \right)_{r=0} = 0 \text{ suy ra } C_1 = 0$$

$$\text{Khi } r = r_o, \text{ thì } \left(\frac{dt}{dr} \right)_{r=r_o} = -\frac{\alpha}{\lambda} (t_w - t_f) = -\frac{q_v}{2\lambda} r_o$$

$$t_w = t_f + \frac{q_v}{2\alpha} r_o \quad (9-70)$$

$$\text{Kết quả } C_2 = t_f + \frac{q_v}{2\alpha} r_o + \frac{q_v}{4\lambda} r_o^2 \quad (9-71)$$

Khi đó phương trình biểu thị nhiệt độ theo phương bán kính:

$$t = t_f + \frac{q_v}{2\alpha} r_o + \frac{q_v}{4\lambda} (r_o^2 - r^2) \quad (9-72)$$

Nhiệt độ trên trục thanh trụ ($r = 0$):

$$t_o = t_f + \frac{q_v}{2\alpha} r_o + \frac{q_v}{4\lambda} r_o^2 \quad (9-73)$$

Mật độ dòng nhiệt trên bề mặt thanh:

$$q = \alpha(t_w - t_f) = \frac{q_v}{2} r_o \quad (9-74)$$

Nếu $\alpha = \infty$ thì $t_f = t_w$ khi đó:

$$t = t_w + \frac{q_v}{4\lambda} (r_o^2 - r^2) \quad (9-75)$$

$$t_o = t_w + \frac{q_v}{4\lambda} r_o^2 \quad (9-76)$$

BÀI TẬP CHƯƠNG 9

9.1. Cho vách phẳng 02 lớp

- Lớp 1: Gạch thẻ có bề dày $\delta_1 = 200 \text{ mm}$, $\lambda_1 = 0,4 \text{ W/m.K}$;
- Lớp 2: Gạch ống có bề dày $\delta_2 = 100 \text{ mm}$, $\lambda_2 = 0,2 \text{ W/m.K}$;
- Nhiệt độ các bề mặt ngoài cùng: $t_{w1} = 150^\circ\text{C}$ và $t_{w3} = 50^\circ\text{C}$

Xác định:

- Mật độ dòng nhiệt qua vách q
- Nhiệt độ bề mặt tiếp xúc của 2 lớp t_{w2}
- Nhiệt độ tâm của các lớp t_1 và t_2
- Phương trình biểu thị trường nhiệt độ của các lớp khi đặt gốc tọa độ tại bề mặt 1 ($t = t_{w1}$)

Đáp số:

- Mật độ dòng nhiệt: $q = 100 \text{ W/m}^2$, $t_{w2} = 100^\circ\text{C}$, $t_1 = 125^\circ\text{C}$, $t_2 = 75^\circ\text{C}$

- Phương trình

+ Lớp 1: $t = 150 - 250.X_1$ với X_1 nằm trong khoảng $0 \div 0,2 \text{ m}$

+ Lớp 2: $t = 100 - 500.(X_2 - 0,2)$ với X_2 nằm trong khoảng $0,2 \div 0,3 \text{ m}$.

9.2. Tính chiều dày vách phẳng để mật độ dòng nhiệt đạt 450 W/m^2 , khi nhiệt độ của hai bề mặt là $t_{w1} = 450^\circ\text{C}$ và $t_{w2} = 50^\circ\text{C}$ trong hai trường hợp:

a) Hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,009 + 0,0000872.t$, W/m.K ;

b) Hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,009 + 0,0000146.t$, W/m.K .

Đáp số: a) $\delta = 100 \text{ mm}$; b) $\delta = 130 \text{ mm}$

9.3. Một tường lò được xây bằng 2 lớp: Lớp gạch sa một dày $\delta_1 = 120 \text{ mm}$, lớp gạch đỏ $\delta_3 = 250 \text{ mm}$ với hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 0,93 \text{ W/m.K}$ và $\lambda_3 = 0,7 \text{ W/m.K}$.

a) Nếu thêm vào giữa lớp bột diatômít dày $\delta_2 = 50 \text{ mm}$, $\lambda_2 = 0,113 + 0,00023.t$, W/m.K thì bề dày lớp gạch đỏ sẽ là bao nhiêu để mật độ để mật độ dòng nhiệt không đổi, biết nhiệt độ bề mặt bên trong và bên ngoài tường luôn luôn là 1000°C và 50°C .

b) Tính nhiệt độ ở các bề mặt tiếp xúc.

Đáp số: a) $\delta = 102 \text{ mm}$; b) $t_{w2} = 750^\circ\text{C}$; $t_{w3} = 343^\circ\text{C}$.

9.4. Tường lò hai lớp; lớp trong bằng gạch chịu lửa $\delta_1 = 200 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 1,8 \text{ W/m.K}$; lớp ngoài là lớp cách nhiệt có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,054(1 + 0,0024.t) \text{ W/m.K}$. Nhiệt độ bề mặt trong của vách là 800°C . Xác định chiều dày.

9.5. Cho vách trụ 2 lớp

+ Lớp trong $d_1/d_2 = 80/120 \text{ mm}$, $\lambda_1 = 0,5 \text{ W/m.K}$, $t_{w1} = 200^\circ\text{C}$.

+ Lớp ngoài $d_2/d_3 = 120/160 \text{ mm}$, $\lambda_2 = 0,2 \text{ W/m.K}$, $t_{w3} = 50^\circ\text{C}$.

Xác định:

- Dòng nhiệt qua 1 m chiều dài vách q_l

- Nhiệt độ bề mặt tiếp xúc của 2 lớp t_{w2}
- Phương trình biểu thị trường nhiệt độ của các lớp khi đặt gốc tọa độ tại tâm trụ

Đáp số:

+ $q_l = 419 \text{ W/m}$, $t_{w2} = 186^\circ\text{C}$

+ Phương trình:

- Lớp trong: $t = 200 - 133 \ln(r/40)$ với $r = 40$ đến 60 mm

- Lớp ngoài: $t = 186 - 334 \ln(r/60)$ với $r = 60$ đến 80 mm

9.6. Có một ống thép có đường kính $d_1/d_2 = 100/110 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 50 \text{ W/m.K}$, được bọc hai lớp cách nhiệt có bề dày như nhau $\delta_2 = \delta_3 = 50 \text{ mm}$. Nhiệt độ mặt trong $t_{w1} = 250^\circ\text{C}$ và mặt ngoài của lớp cách nhiệt thứ hai $t_{w4} = 50^\circ\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt của lớp thứ nhất và thứ hai lần lượt là $\lambda_2 = 0,06 \text{ W/m.K}$ và $\lambda_3 = 0,12 \text{ W/m.K}$

a) Xác định tổn thất nhiệt qua một mét ống và nhiệt độ trên bề mặt tiếp xúc giữa hai lớp cách nhiệt t_{w3}

b) Nếu đổi vị trí hai lớp cách nhiệt thì tổn thất nhiệt và nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp cách nhiệt là bao nhiêu, nếu các điều kiện khác không đổi.

Đáp số:

a) $q_l = 89 \text{ W/m}$; $t_{w3} = 97^\circ\text{C}$;

b) $q_l = 105,5 \text{ W/m}$; $t_{w3} = 159^\circ\text{C}$;

9.7. Một dây dẫn có điện trở $R = 10 \Omega/\text{m}$ đặt trong một ống xi măng hình trụ. Hệ số dẫn nhiệt của ống là hàm số của nhiệt độ $\lambda = 0,159 \ln(t)$, W/m.K . Bán kính trong và ngoài của ống $r_1 = 5 \text{ mm}$; $r_2 = 10 \text{ mm}$. Dòng điện chạy trong dây có cường độ 9 A tạo ra nhiệt độ không đổi ở mặt trong ống là 150°C .

Đáp số:

$t_{w2} = 20,5^\circ\text{C}$; $q_l = 810 \text{ W/m}$; $\lambda_{td} = 0,685 \text{ W/m.K}$.

Chương 10

TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

10.1. NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN

10.1.1. Định nghĩa và phân loại

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu là quá trình trao đổi nhiệt xảy ra khi có sự chuyển động của khối chất lỏng hoặc chất khí trong không gian giữa các vùng có nhiệt độ khác nhau.

Vậy *trao đổi nhiệt đối lưu* hay còn gọi là *toả nhiệt nhiệt đối lưu* là hiện tượng trao đổi động năng giữa các phần tử trên bề mặt vật rắn với các phần tử chuyển động có hướng của một chất lỏng hoặc chất khí khi tiếp xúc nó.

Tùy theo nguyên nhân gây chuyển động của môi chất mà toả nhiệt đối lưu được phân ra làm 2 loại:

- Toả nhiệt đối lưu tự nhiên là hiện tượng trao đổi nhiệt khi dòng môi chất chuyển động tự nhiên trong trường trọng lực (vận tốc chuyển động nhỏ)
- Toả nhiệt đối lưu cưỡng bức là hiện tượng trao đổi nhiệt khi dòng môi chất chuyển động cưỡng bức do tác dụng của bơm, quạt hoặc máy nén (vận tốc chuyển động lớn)

10.1.2. Công thức Newton xác định dòng nhiệt toả nhiệt đối lưu

Bài toán: Cho vách rắn, có nhiệt độ bề mặt vách không đổi là t_w , tiếp xúc với môi trường lỏng hoặc khí chuyển động có nhiệt độ trung bình là t_f . Xác định dòng nhiệt trao đổi giữa vách rắn với môi trường đó.

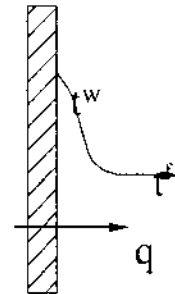
Công thức Newton:

Dòng nhiệt trao đổi giữa vách rắn với môi trường có thể xác định theo công thức

$$q = \alpha \cdot (t_w - t_f), [W/m^2] \quad (10-1)$$

trong đó:

α - hệ số toả nhiệt đối lưu, $W/m^2.K$;



Hình 10.1.

q - mật độ dòng nhiệt, W/m^2 ;

t_w, t_f - nhiệt độ bề mặt vách và nhiệt độ trung bình của môi trường, $^{\circ}C$.

Đối với toàn diện tích F của bề mặt vách:

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

Từ công thức Newton ta thấy rằng thực chất của việc giải bài toán tỏa nhiệt đối lưu là xác định hệ số tỏa nhiệt α .

Hệ số tỏa nhiệt đặc trưng cho cường độ trao đổi nhiệt đối lưu, từ (10-1) ta có:

$$\alpha = \frac{q}{t_w - t_f}, \quad W/m^2 \cdot K \quad (10-2)$$

Như vậy α chính là nhiệt lượng truyền qua một đơn vị diện tích bề mặt trong một đơn vị thời gian khi độ chênh nhiệt độ giữa chất lỏng và bề mặt vách là 1 độ.

Hệ số tỏa nhiệt α phụ thuộc vào nhiều yếu tố: tính chất vật lý, tốc độ chuyển động của môi trường chất lỏng, hình dạng, kích thước bề mặt, phạm vi nhiệt độ vv...

$$\alpha = f(\lambda, c_p, \rho, \nu, \beta, t_w, t_f, \omega, g, x, y, z, \tau), \quad W/m^2 \cdot K$$

10.1.3. Những nhân tố ảnh hưởng đến tỏa nhiệt đối lưu

10.1.3.1 Nguyên nhân gây ra chuyển động

Có hai nguyên nhân gây ra chuyển động của dòng môi chất.

- *Chuyển động đối lưu tự nhiên*: Là chuyển động gây ra bởi độ chênh mật độ (khối lượng riêng) giữa các vùng có nhiệt độ khác nhau. Lực nâng làm cho chất lỏng chuyển động giữa các vùng tính cho một đơn vị thể tích được xác định bởi biểu thức:

$$P = g \cdot \Delta \rho, \quad N/m^3 \quad (10-3)$$

g - gia tốc trọng trường, m/s^2 ;

$\Delta \rho$ - độ chênh mật độ giữa các vùng, kg/m^3 .

Như vậy chuyển động đối lưu tự nhiên phụ thuộc vào bản chất của môi chất và độ chênh nhiệt độ, khi độ chênh nhiệt độ lớn thì độ chênh mật độ tăng.

Từ các kết quả phân tích có thể thấy đối lưu tự nhiên phụ thuộc gia tốc trọng trường g , độ chênh nhiệt độ Δt và hệ số giãn nở nhiệt β , hay phụ thuộc tích số $g.\beta.\Delta t$

Chuyển động đối lưu tự nhiên thường có cường độ không mạnh lắm nên hiệu quả không cao. Trao đổi nhiệt đối lưu ứng với dòng môi chất chuyển động tự nhiên gọi là trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên.

- *Chuyển động đối lưu cưỡng bức*: Chuyển động đối lưu cưỡng bức là chuyển động gây ra do ngoại lực như bơm và quạt. Trong chuyển động đối lưu cưỡng bức bao giờ cũng tồn tại chuyển động đối lưu tự nhiên vì trong lòng môi trường tồn tại độ chênh nhiệt độ nên mật độ sẽ khác nhau. Tuy nhiên ảnh hưởng của chuyển động đối lưu tự nhiên phụ thuộc vào cường độ đối lưu cưỡng bức. Chuyển động đối lưu cưỡng bức có thể thực hiện theo mọi phương và phụ thuộc chủ yếu vào tốc độ.

Trao đổi nhiệt đối lưu ứng với dòng môi chất chuyển động cưỡng bức gọi là trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức.

10.1.3.2. Chế độ chuyển động của môi chất

Người ta phân quá trình chảy của môi chất ngang qua bề mặt vật rắn thành ba chế độ.

- *Chảy tầng*: Đó là quá trình chảy có qui luật, các phần tử trong dòng môi chất chuyển động song song với mặt vách, môi chất chảy theo từng lớp không xáo trộn với nhau, nên hệ số toả nhiệt α không lớn, trao đổi nhiệt giữa các lớp chủ yếu là do dẫn nhiệt. Do hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng hoặc chất khí nhỏ nên cường độ trao đổi nhiệt thấp.

- *Chảy rối*: Là hiện tượng các phần tử trong dòng chuyển động hỗn loạn, xáo trộn vào nhau, không theo quỹ đạo xác định mặc dù vẫn có khuynh hướng chung là chuyển động theo dòng chảy, các phần tử của môi chất có cơ hội tiếp xúc và trao đổi nhiệt với mặt vách nhiều hơn nên hệ số toả nhiệt α tăng cao. Trao đổi nhiệt chủ yếu là do đối lưu, cường độ trao đổi nhiệt lớn. Nhiệt độ giữa các vùng trong lòng chất lỏng tương đối đồng đều.

Mặc dù chất lỏng hoặc khí chảy rối nhưng sát bề mặt rắn bao giờ cũng có lớp biên chảy tầng, chiều dày lớp này phụ thuộc tốc độ dòng chảy, nếu tốc độ lớn, độ nhớt nhỏ thì chiều dày lớp biên sẽ nhỏ.

- *Chảy quá độ*: Dòng môi chất từ chế độ chảy tầng sang chế độ chảy rối thường qua giai đoạn trung gian là chế độ chảy quá độ, trong giai đoạn này dòng chảy không hoàn toàn là chảy tầng cũng không hoàn toàn là rối.

Chế độ chảy của dòng môi chất được đặc trưng bởi các thông số kích thước xác định l , [m]; độ nhớt động học ν , [m^2/s] và tốc độ dòng môi chất ω , [m/s] và được xác định thông qua hệ số vận tốc không thứ nguyên Reynolds;

$$Re = \frac{\omega \cdot l}{\nu} \quad (10-4)$$

- Khi $Re < 2300$: chảy tầng;
- Khi $2300 \leq Re < 10^4$: chảy quá độ;
- Khi $Re \geq 10^4$: chảy rối.

10.1.3.3. Thông số vật lý của môi chất

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu có cường độ trao đổi nhiệt phụ thuộc vào bản chất của môi chất (chất lỏng hoặc chất khí) Ảnh hưởng của dòng môi chất đến trao đổi nhiệt đối lưu chủ yếu dưới các dạng sau:

- *Ảnh hưởng đến quá trình chuyển động*: Các thông số vật lý ảnh hưởng đến sự chuyển động của dòng môi chất là độ nhớt động học ν (m^2/s), khối lượng riêng ρ (kg/m^3) và hệ số giãn nở vì nhiệt β (1/K) Chất lỏng có độ nhớt, khối lượng riêng nhỏ và hệ số giãn nở vì nhiệt lớn thì khả năng trao đổi nhiệt đối lưu càng tốt.

- *Ảnh hưởng đến dẫn nhiệt*: Các thông số ảnh hưởng đến dẫn nhiệt là hệ số dẫn nhiệt λ (W/m.K), hệ số khuếch tán nhiệt $a = \lambda/\rho C$, [m^2/s].

Các thông số vật lý đều thay đổi theo nhiệt độ của môi chất, do vậy để xác định giá trị của các thông số vật lý đó thì trong từng trường hợp cụ thể người ta qui định giá trị nhiệt độ của môi chất để làm cơ sở xác định các thông số vật lý khác và gọi đó là *nhiệt độ xác định*.

10.1.3.4. Thông số hình học của bề mặt

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu cường độ trao đổi nhiệt còn phụ thuộc nhiều vào hình dáng, kích thước và vị trí của bề mặt vật rắn toả nhiệt.

- *Hình dáng của các bề mặt*: mặt phẳng, mặt trụ, mặt cầu và các mặt đặc biệt khác.

- *Kích thước bề mặt*: chiều cao, chiều rộng, đường kính của bề mặt.

- *Vị trí*: Vị trí bao gồm vị trí của bề mặt trong không gian và vị trí của nó so với môi trường.

Vị trí của bề mặt trong không gian: đặt đứng, đặt nằm ngang và đặt nghiêng. Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu cũng phụ thuộc vào vị trí tương đối giữa bề mặt với môi trường, với chiều chuyển động của dòng chảy.

Trong công thức thực nghiệm để kể đến ảnh hưởng của các thông số hình học đến quá trình trao đổi nhiệt đối lưu thì tùy từng trường hợp cụ thể người ta chọn một kích thước để tính toán và được gọi là *kích thước xác định* (l).

10.2. CÁC PHƯƠNG PHÁP TÍNH TOÁN TOẢ NHIỆT ĐỐI LƯU

10.2.1. Phương pháp giải tích

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu được miêu tả bởi hệ bốn phương trình vi phân: Phương trình vi phân tỏa nhiệt đối lưu, phương trình năng lượng, phương trình chuyển động và phương trình liên tục. Phương pháp giải tích dựa trên việc giải hệ phương trình vi phân miêu tả quá trình và các điều kiện đơn trị.

10.2.1.1. Phương trình vi phân tỏa nhiệt

Mật độ dòng nhiệt trao đổi giữa vách rắn với môi trường chất lỏng hoặc chất khí được xác định theo công thức Newton:

$$q = \alpha \cdot (t_w - t_f) \quad (10-5)$$

Mật khác mật độ dòng nhiệt cũng được tính theo công thức Fourier cho lớp chất lỏng sát bề mặt:

$$q = -\lambda \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_{n=0} \quad (10-6)$$

Do đó ta phương trình vi phân tỏa nhiệt đối lưu:

$$\alpha = -\frac{\lambda}{t_w - t_f} \cdot \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_{n=0} \quad (10-7)$$

10.2.1.2. Phương trình vi phân năng lượng

Phương trình năng lượng biểu diễn mối quan hệ giữa nhiệt độ, thời gian, không gian và tốc độ dòng môi chất. Khi giả thiết chất lỏng không chịu nén,

đồng chất, không có nguồn nhiệt bên trong và bỏ qua tổn thất ma sát, phương trình có dạng:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \omega_x \cdot \frac{\partial t}{\partial x} + \omega_y \cdot \frac{\partial t}{\partial y} + \omega_z \cdot \frac{\partial t}{\partial z} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (10-8)$$

10.2.1.3. Phương trình vi phân chuyển động

Phương trình có dạng:

$$\rho \cdot \frac{d\vec{\omega}}{d\tau} = \rho \cdot \vec{g} - \text{grad}p + \nabla^2 \vec{\omega} \quad (10-9)$$

Theo phương x chẳng hạn, phương trình có dạng:

$$\rho \left(\frac{\partial \omega_x}{\partial \tau} + \omega_x \cdot \frac{\partial \omega_x}{\partial x} + \omega_y \cdot \frac{\partial \omega_x}{\partial y} + \omega_z \cdot \frac{\partial \omega_x}{\partial z} \right) = \rho \cdot g_x - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \cdot \left(\frac{\partial^2 \omega_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \omega_x}{\partial z^2} \right) \quad (10-10)$$

Cần lưu ý biểu thức vế trái của phương trình trên gọi là vi phân toàn phần của tốc độ theo thời gian và có thể biểu thị bằng $\rho \cdot \frac{d\vec{\omega}}{d\tau}$.

10.2.1.4. Phương trình liên tục

Khi chất lỏng không chịu nén thì phương trình liên tục có dạng:

$$\text{div} \vec{\omega} = 0$$

hay:

$$\frac{\partial \omega_x}{\partial x} + \frac{\partial \omega_y}{\partial y} + \frac{\partial \omega_z}{\partial z} = 0 \quad (10-11)$$

10.2.1.5. Điều kiện đơn trị

Tương tự như bài toán dẫn nhiệt, để giải bài toán trao đổi nhiệt đối lưu ngoài việc giải hệ bốn phương trình nói trên cần phải có các điều kiện đơn trị để có các nghiệm cụ thể:

- Điều kiện hình học;
- Điều kiện thời gian;
- Điều kiện vật lý;
- Điều kiện biên.

Tuy nhiên phương pháp giải tích cho đến nay vẫn chỉ giải được cho các

trường hợp đặc biệt với một loạt các giả thiết do đó phương pháp này về cơ bản chưa có ý nghĩa thực tiễn.

10.2.2. Phương pháp thực nghiệm

Phương pháp thực nghiệm xác định các thông số diễn tả hiện tượng thông qua việc đo đạc một số đại lượng trên các mô hình thí nghiệm.

Phương pháp này có ưu điểm là cho kết quả trực tiếp, đáng tin cậy, nhưng lại có nhược điểm là kết quả thu được chỉ đúng với hiện tượng thí nghiệm. Tuy nhiên, thực tế rất đa dạng nên để xác định được bài toán toả nhiệt đối lưu cần xây dựng nhiều thí nghiệm, mặt khác nhiều thiết bị thực tế rất lớn nên phải xây dựng mô hình lớn nên rất khó khăn và không thể thực hiện được.

Để mở rộng các kết quả thí nghiệm cần dựa vào phương pháp đồng dạng để khái quát một số kết quả nghiên cứu thành những công thức thực nghiệm áp dụng cho nhiều mô hình đồng dạng nhau.

10.2.3. Phương pháp phân tích thứ nguyên

Phương pháp phân tích thứ nguyên là phương pháp phân tích dựa trên nguyên lý là: Nội dung của phương trình mô tả một hiện tượng vật lý sẽ không đổi khi thay đổi đơn vị đo các đại lượng vật lý chứa trong phương trình.

Mục đích của phương pháp này là tìm cách thay đổi đơn vị đo thích hợp để khử các biến phụ thuộc, đưa phương trình tổng quát về dạng tiêu chuẩn chỉ chứa các biến độc lập không thứ nguyên.

10.2.4. Phương pháp đồng dạng

Phương pháp đồng dạng thực chất kết hợp phương pháp giải tích và thực nghiệm. Từ các phương trình vi phân người ta rút ra các tiêu chuẩn đồng dạng mô tả hiện tượng trao đổi nhiệt đối lưu. Phương pháp thực nghiệm xác định mối quan hệ giữa các tiêu chuẩn đồng dạng.

10.2.4.1. Lý luận đồng dạng

Phương pháp đồng dạng

Bản chất của phương pháp đồng dạng là từ các kết quả thực nghiệm

người ta khái quát và lập công thức tính cho trường hợp tổng quát với các điều kiện vật lý đồng dạng. Tuy nhiên thực tế việc thực hiện chính xác đồng dạng là một vấn đề khó khăn nên thường chỉ nhận được mô hình gần đúng, nên kết quả có những sai số nhất định, trong phạm vi cho phép.

Hai hiện tượng vật lý được coi là đồng dạng với nhau khi chúng có cùng bản chất vật lý và cùng được mô tả bằng phương trình hay hệ phương trình vi phân dạng giống nhau (kể cả điều kiện đơn trị).

- *Đồng dạng hình học*

Như chúng ta đã biết hai vật thể được coi là đồng dạng hình học khi các kích thước tương ứng tỉ lệ với nhau và bằng một số không đổi, gọi là hằng số đồng dạng:

$$\frac{a_1}{a_2} = \frac{b_1}{b_2} = \dots = \frac{a_n}{b_n} = c_1 = \text{const} \quad (10-12)$$

- *Đồng dạng giữa hai trường của một đại lượng vật lý*

Hai trường của một đại lượng vật lý được coi là đồng dạng khi giá trị của hai trường ở các điểm tương ứng tỉ lệ với nhau:

$$\frac{u_1(x, y, z, \tau)}{u_2(x, y, z, \tau)} = C = \text{Const} \quad (10-13)$$

- *Đồng dạng giữa hai hiện tượng vật lý*

Hai hiện tượng vật lý có thể coi là đồng dạng với nhau khi chúng có cùng bản chất và cùng được miêu tả bằng phương trình hay hệ phương trình vi phân dạng giống nhau (kể cả điều kiện đơn trị) về nội dung và hình thức.

Đồng dạng của hai hiện tượng vật lý là đồng dạng về trường các đại lượng cùng tên mô tả hiện tượng đó.

Ý nghĩa của lý thuyết đồng dạng:

- Lý thuyết đồng dạng có ý nghĩa rất quan trọng trong việc tổng quát hóa các kết quả nghiên cứu thực nghiệm và nhờ đó ta có thể dễ dàng giải được các bài toán trao đổi nhiệt đối lưu và đạt được các kết quả chính xác.

- Lý thuyết đồng dạng giúp ta giải quyết được hầu hết các bài toán trao đổi nhiệt đối lưu thực tế điều mà phương pháp giải tích không phải bao giờ cũng thực hiện được.

- Nhờ lý thuyết đồng dạng người ta có thể hạn chế được số lượng các thí

nghiệm cần phải tiến hành vì từ một kết quả trên cơ sở lý thuyết đồng dạng có thể khái quát để tính toán cho các hiện tượng đồng dạng khác.

10.2.4.2. Các tiêu chuẩn đồng dạng của toả nhiệt đối lưu

1. Định nghĩa

Tiêu chuẩn đồng dạng là tổ hợp không thứ nguyên của các đại lượng vật lý của các vật tham gia vào quá trình. Các tổ hợp không thứ nguyên này được rút ra từ các phương trình vi phân đặc trưng cho các hiện tượng vật lý.

Hay nói cách khác tiêu chuẩn đồng dạng là một biến không thứ nguyên chứa một số đại lượng vật lý được suy ra từ tính đồng nhất của phương trình mô tả hai hiện tượng đồng dạng.

2. Các tiêu chuẩn đồng dạng đặc trưng cho hiện tượng toả nhiệt ổn định.

Bằng phương pháp phân tích thứ nguyên của các đại lượng vật lý trong phương trình vi phân đặc trưng người ta đã đưa ra các tiêu chuẩn đặc trưng cho hiện tượng toả nhiệt đối lưu như sau:

- **Tiêu chuẩn Nusselt, Nu**

Tiêu chuẩn Nusselt là hệ số toả nhiệt không thứ nguyên, đặc trưng cho cường độ toả nhiệt

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} \quad (10-14)$$

trong đó:

α - hệ số toả nhiệt bề mặt; W/m² K;

l - kích thước xác định của bề mặt, dùng để xác định các tiêu chuẩn đồng dạng, m;

λ - hệ số dẫn nhiệt của môi chất, W/m.K.

Tiêu chuẩn Nusselt được rút ra từ phương trình vi phân toả nhiệt đối lưu. Đây là tiêu chuẩn rất quan trọng vì từ nó có thể xác định được hệ số toả nhiệt. Do đó bài toán toả nhiệt đối lưu được qui từ việc tính hệ số toả nhiệt α thành bài toán xác định tiêu chuẩn Nusselt.

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{l} \quad (10-15)$$

- **Tiêu chuẩn Reynolds, Re**

$$Re = \frac{\omega \cdot l}{\nu} \quad (10-16)$$

trong đó:

ω - tốc độ chuyển động của môi trường, m/s;

l - kích thước xác định, m;

ν - độ nhớt động học, m^2/s .

Tiêu chuẩn Reynolds được gọi là vận tốc không thứ nguyên, đặc trưng cho chế độ chuyển động của dòng chảy và luôn luôn có mặt trong trao đổi nhiệt cưỡng bức.

- **Tiêu chuẩn Grashoff, Gr**

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot l^3 \cdot \Delta t}{\nu^2} \quad (10-17)$$

trong đó:

g - gia tốc trọng trường, m/s^2 ;

β - hệ số giãn nở vì nhiệt, $1/K$, đặc trưng cho sự thay đổi thể tích riêng hay mật độ theo nhiệt độ:

$$\beta = \frac{\left(\frac{\partial \nu}{\partial T}\right)_p}{\nu} = \frac{\left(\frac{\partial \rho}{\partial T}\right)_p}{\rho}, \quad 1/K \quad (10-18)$$

Đối với khí lý tưởng $\beta = \frac{1}{T}$, $1/K$;

$\Delta t = t_w - t_f$, K - là độ chênh nhiệt độ giữa bề mặt của vật với môi trường ;

Gr gọi là lực nặng không thứ nguyên, đặc trưng cho cường độ đối lưu tự nhiên.

- **Tiêu chuẩn Prandtl, Pr**

$$Pr = \frac{\nu}{a} \quad (10-19)$$

a - là hệ số dẫn nhiệt độ, m^2/s ;

Pr gọi là độ nhớt không thứ nguyên, đặc trưng cho tính chất vật lý của môi chất.

10.2.4.3. Phương trình tiêu chuẩn

Phương trình tiêu chuẩn là biểu thức liên hệ giữa các tiêu chuẩn đồng dạng đặc trưng cho một hiện tượng (hoặc một hệ phương trình đã cho).

Phương trình tiêu chuẩn có dạng:

$$Nu = f(Re, Gr, Pr, \frac{Pr_f}{Pr_w}, \epsilon_l, \epsilon_R, \epsilon_\psi) \quad (10-20)$$

Người ta thường tìm quan hệ trên dưới dạng:

$$Nu = C.Re^m . Pr^n . Gr^p . (\frac{Pr_f}{Pr_w})^q . \epsilon_l . \epsilon_R . \epsilon_\psi \quad (10-21)$$

trong biểu thức trên :

C, m, n, p, q - các hằng số thực nghiệm;

Pr_f, Pr_w - tiêu chuẩn Prandt ở nhiệt độ t_f và t_w ;

$(\frac{Pr_f}{Pr_w})^q$ - hệ số xét tới ảnh hưởng của chiều dòng nhiệt;

$\epsilon_l, \epsilon_R, \epsilon_\psi$ - các hệ số hiệu chỉnh ảnh hưởng của chiều dài, khi bị uốn cong và khi dòng chuyển động nghiêng với tâm ống một góc $\psi \neq 90^\circ$ (khi chuyển động bên trong và ngoài ống).

10.3. CÁC CÔNG THỨC THỰC NGHIỆM XÁC ĐỊNH HỆ SỐ TOẢ NHIỆT ĐỐI LƯU

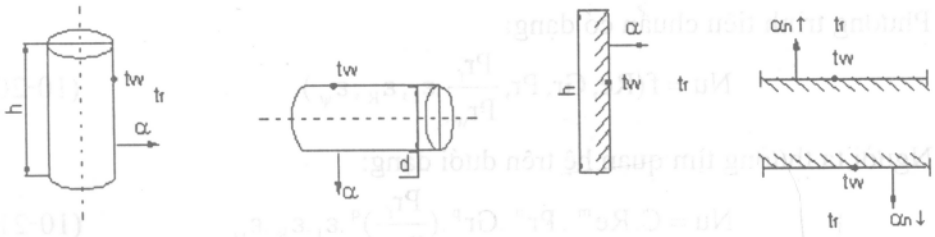
10.3.1. Toả nhiệt đối lưu tự nhiên

Toả nhiệt đối lưu tự nhiên là quá trình trao đổi nhiệt giữa vách rắn và môi chất chuyển động tự nhiên do có độ chênh nhiệt độ giữa các vùng. Đặc tính của chuyển động tự nhiên là phụ thuộc vào độ chênh nhiệt độ trong lòng chất lỏng, vị trí của vách và không gian chứa môi chất. Do phụ thuộc vào không gian nên người ta chia nó ra không gian vô hạn và không gian hữu hạn.

10.3.1.1. Toả nhiệt đối lưu trong không gian vô hạn

Không gian vô hạn là không gian đủ lớn để trong đó chỉ xảy ra hiện tượng đốt nóng hoặc làm nguội chất lỏng. Nói cách khác là không gian đủ lớn để hai quá trình này xảy ra độc lập không ảnh hưởng lẫn nhau. Chất lỏng chỉ trao đổi nhiệt với bề mặt đang xét.

Khi nghiên cứu nhiều thí nghiệm với ống, tấm hoặc dây đặt đứng, đặt nằm ngang trong không khí, nước, dầu. Các kết quả thực nghiệm được tổng quát lại như sau:



Hình 10.2. Tỏa nhiệt đối lưu trong không gian vô hạn.

$$Nu = C.(Gr.Pr)^n . \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \quad (10-22)$$

Các hệ số cho ở bảng dưới đây:

Bảng 10.1

Trạng thái chuyển động	(Gr.Pr)	C	n
- Chảy màng	$< 10^{-3}$	0,5	0
- Quá độ từ chảy màng sang chảy tầng	$10^{-3} \div 5.10^2$	1,18	1/8
- Chảy tầng	$5.10^2 \div 2.10^7$	0,54	1/4
- Chảy rối	$2.10^7 \div 10^{13}$	0,135	1/3

Lưu ý: Trong các phương trình tiêu chuẩn trên đây cần chú ý:

- Nhiệt độ xác định là nhiệt độ $[t] = \frac{1}{2}(t_w + t_f)$
- Kích thước xác định $[l]$ đối với trường hợp đặt đứng là chiều cao h của nó, trường hợp ống đặt nằm ngang là đường kính d, tấm nằm ngang là bề rộng của nó.
- Đối với tấm đặt nằm ngang nếu bề mặt đốt nóng quay lên trên thì hệ số tỏa nhiệt tính theo công thức trên nhưng tăng thêm 30%, nếu quay xuống thì giảm 30%.
- Trong các công thức trên $\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25}$ là hệ số hiệu chỉnh tính đến chiều của dòng nhiệt. Đối với các chất khí mà hệ số Pr ít phụ thuộc vào nhiệt độ

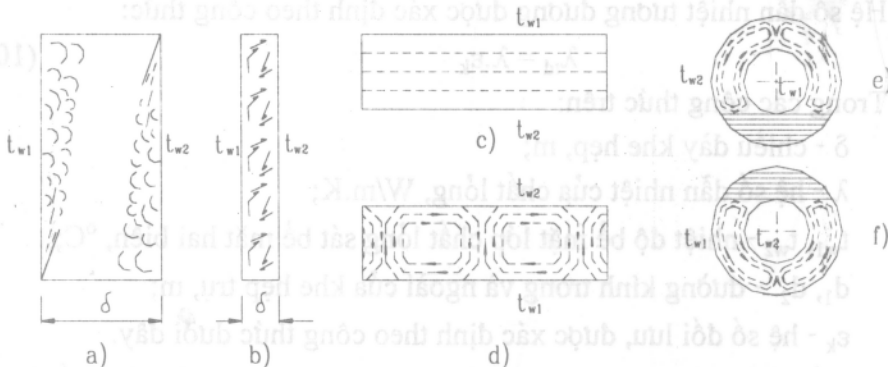
nên $\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0.25} = 1$, thì hệ số này có thể bỏ qua.

10.3.1.2 Tổn thất nhiệt đối lưu trong không gian hữu hạn

Không gian hữu hạn là không gian trong đó các quá trình đốt nóng và làm nguội có ảnh hưởng lẫn nhau.

Ví dụ: Trao đổi nhiệt đối lưu trong khe hẹp thẳng đứng, nằm ngang hay hình xuyên..vv

Khi nghiên cứu trao đổi nhiệt trong các không gian như vậy, người ta nhận thấy đặc tính của quá trình không những chỉ phụ thuộc vào các tính chất vật lý của chất lỏng mà còn phụ thuộc rất nhiều vào hình dáng, kích thước của không gian. Ta hãy xem xét một vài trường hợp đặc biệt:



Hình 10.3. Đối lưu tự nhiên trong không gian hữu hạn.

- Đối với khe hở đặt đứng với các bề mặt có nhiệt độ khác nhau ($t_{w1} > t_{w2}$). Nếu khe hẹp δ đủ lớn thì đặc tính chuyển động của chất lỏng tương tự không gian vô hạn (hình 10.3a) Nếu khe hẹp δ nhỏ thì trong khe hẹp xuất hiện các dòng tuần hoàn (hình 10.3b).

- Đối với khe hở đặt nằm ngang: Nếu bề mặt nóng đặt phía trên thì chuyển động đối lưu tự nhiên của chất lỏng có thể bỏ qua (hình 10.3c), trong khe hẹp đó chỉ có dẫn nhiệt hay bức xạ. Nếu bề mặt nóng đặt phía dưới thì trong khe hẹp xuất hiện một dòng tuần hoàn (hình 10.3d).

- Đối hệ vật bọc nhau thì thường xuất hiện các vòng tuần hoàn nhưng tùy

theo vị trí tương đối của các mặt nóng lạnh mà chiều của vòng tuần hoàn có khác nhau (hình 10.3e,f).

Việc tính toán trao đổi nhiệt đối lưu trong khe hở hẹp giống như dẫn nhiệt nhưng ở đây thay vì hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng mà đó là hệ số dẫn nhiệt tương đương có tính tới sự chuyển động đối lưu trong khe hở hẹp:

- Đối với khe hẹp phẳng:

$$q = \frac{\lambda_{td}}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}), \text{ W/m}^2 \quad (10-23)$$

- Đối với khe hẹp trụ:

$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_{td}} \ln \frac{d_2}{d_1}}, \text{ W/m} \quad (10-24)$$

Hệ số dẫn nhiệt tương đương được xác định theo công thức:

$$\lambda_{td} = \lambda \cdot \epsilon_k \quad (10-25)$$

Trong các công thức trên:

δ - chiều dày khe hẹp, m;

λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng, W/m.K;

t_{w1}, t_{w2} - nhiệt độ bề mặt lớp chất lỏng sát bề mặt hai bên, °C;

d_1, d_2 - đường kính trong và ngoài của khe hẹp trụ, m;

ϵ_k - hệ số đối lưu, được xác định theo công thức dưới đây.

Hệ số ϵ_k là đại lượng không thứ nguyên, phụ thuộc vào tích số Gr.Pr và được xác định bằng thực nghiệm:

- Khi $(Gr.Pr) < 10^3$ thì $\epsilon_k \approx 1$.

- Khi $10^3 < (Gr.Pr) < 10^6$ thì $\epsilon_k = 0,105 (Gr.Pr)^{0,3}$

- Khi $10^6 < (Gr.Pr) < 10^{10}$ thì $\epsilon_k = 0,40 (Gr.Pr)^{0,2}$

Một cách gần đúng khi $(Gr.Pr) > 10^3$ có thể tính chung cho cả hai trường hợp:

$$\epsilon_k = 0,18 \cdot (Gr.Pr)^{0,25} \quad (10-26)$$

Ghi chú:

- Kích thước xác định là chiều dày của khe hẹp.

- Nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của vách và chất lỏng:

$$[t] = 0,5 \cdot (t_w + t_f)$$

10.3.2. Tỏa nhiệt đối lưu cưỡng bức

Trao đổi nhiệt cưỡng bức là quá trình trao đổi nhiệt khi dòng môi chất chuyển động cưỡng bức dưới tác động của bơm, quạt.

10.3.2.1. Môi chất chảy trong ống

Quá trình trao đổi nhiệt khi môi chất chuyển động trong ống rất phức tạp và phụ thuộc vào nhiều yếu tố như: Bản chất môi chất, kích thước của ống, độ nhám bề mặt ống, tốc độ ống...vv.

- **Đối với chất lỏng**

- Ở chế độ chảy tầng $Re < 2300$

$$Nu = 0,15 \cdot Re^{0,33} \cdot Pr^{0,43} \cdot Gr^{0,1} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \cdot \epsilon_1 \cdot \epsilon_R \quad (10-27)$$

- Ở chế độ chảy rối: $Re_f > 10^4$

$$Nu = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \cdot \epsilon_1 \cdot \epsilon_R \quad (10-28)$$

- **Đối với không khí**

- Ở chế độ chảy tầng $Re_f < 2300$

$$Nu = 0,13 \cdot Re^{0,33} \cdot Gr^{0,1} \cdot \epsilon_1 \cdot \epsilon_R \quad (10-29)$$

- Ở chế độ chảy rối: $Re_f > 10^4$

$$Nu_{f,d} = 0,018 \cdot Re_f^{0,8} \cdot \epsilon_1 \cdot \epsilon_R \quad (10-30)$$

Lưu ý:

- Nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình chất lỏng t_f .
- Kích thước xác định là đường kính trong của ống (hình 10.4),
- Tốc độ là tốc độ trung bình trên tiết diện của chất lỏng.
- Hệ số ϵ_1 hiệu chỉnh khi chiều dài đường ống tương đối ngắn

Khi tỷ số $l/d \geq 50$ thì $\epsilon_1 = 1$

Khi tỷ số $l/d < 50$ thì ϵ_1 được tra theo bảng 10.2 theo tỷ số l/d và tiêu chuẩn Re.

Bảng 10.2. Bảng xác định giá trị ϵ_i

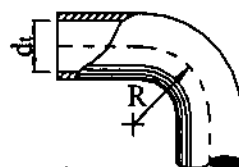
Re	Tỷ số l/d								
	1	2	5	10	15	20	30	40	50
$< 2 \cdot 10^3$	1,90	1,70	1,44	1,28	1,18	1,13	1,05	1,02	1
$1 \cdot 10^4$	1,56	1,50	1,34	1,23	1,17	1,13	1,05	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,51	1,40	1,27	1,18	1,13	1,10	1,05	1,02	1
$5 \cdot 10^4$	1,34	1,27	1,18	1,13	1,10	1,08	1,04	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,28	1,22	1,15	1,10	1,08	1,06	1,03	1,02	1

- Hệ số ϵ_R hiệu chỉnh khi dòng môi chất chuyển động qua đoạn ống bị uốn cong với bán kính cong của tâm là R:

$$\epsilon_R = 1 + 1,77 \cdot \frac{d_i}{R} \quad (10-31)$$

d_i là đường kính trong của ống, m;

R là bán kính cong, m.

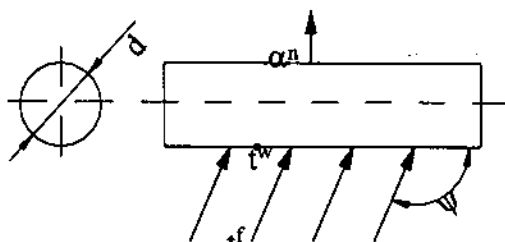


Hình 10.4

10.3.2.2 Môi chất chảy ngang qua ống

Khi môi chất chuyển động ngang qua một ống đơn, hệ số tỏa nhiệt phụ thuộc vào tác động của dòng lên bề mặt ống, sự tác động này phụ thuộc vào hệ số Re.

- Khi $Re < 5$ dòng chảy bao quanh ống và không có hiện tượng tạo xoáy sau ống.
- Khi $Re > 5$ phía sau ống bắt đầu tạo xoáy.
- Khi $Re > 10^3$ Bắt đầu có hiện tượng tách dòng khỏi bề mặt ống và tạo xoáy mãnh liệt.



Hình 10.5. Môi chất chảy ngang qua ống.

Thực tế cho thấy hệ số tỏa nhiệt α thay đổi theo chu vi ống. Để dễ dàng tính toán người ta lấy hệ số trung bình.

• **Đối với chất lỏng hoặc chất khí**

- Khi $Re = 5 - 10^3$:

$$Nu = 0,5 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,38} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \cdot \epsilon_\psi \quad (10-32)$$

- Khi $Re = 10^3 - 2 \cdot 10^5$:

$$Nu = 0,25 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,38} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \cdot \epsilon_\psi \quad (10-33)$$

Lưu ý:

- Nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của môi chất t_f ;

- Kích thước xác định là đường kính ngoài của ống d ;

- Hệ số ϵ_ψ là hệ số tính đến góc cắt của dòng môi chất với ống, thông thường góc này là 90° , nhưng khi góc cắt khác 90° thì phải nhân thêm hệ số hiệu chỉnh.

Khi góc cắt là 90° thì $\epsilon_\psi = 1$

Khi $\psi \neq 90^\circ$, thì: $\epsilon_\psi = 1 - 0,54 \cdot \cos^2 \psi$

• **Đối với không khí**

- Khi $Re = 5 - 10^3$:

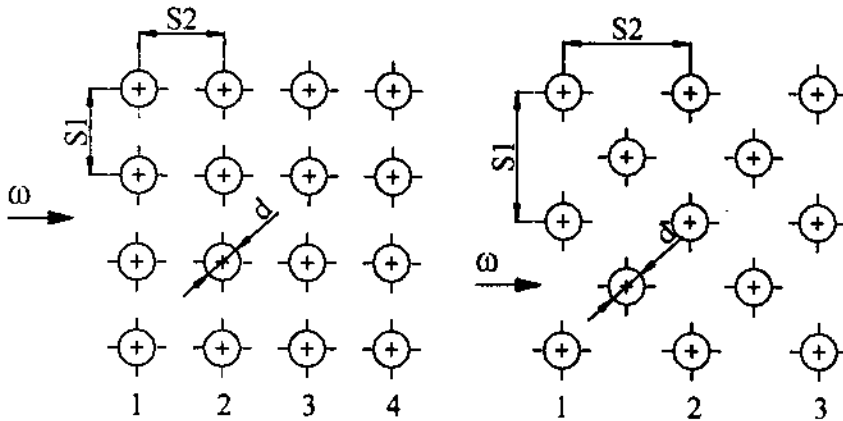
$$Nu = 0,43 \cdot Re^{0,5} \cdot \epsilon_\psi \quad (10-34)$$

- Khi $Re = 10^3 - 2 \cdot 10^5$:

$$Nu = 0,216 \cdot Re^{0,6} \cdot \epsilon_\psi \quad (10-35)$$

10.3.2.3. Môi chất chảy ngang qua chùm ống

Các thiết bị trao đổi nhiệt trong thực tế thường có dạng chùm ống dạng song song hay so le. Do ảnh hưởng qua lại giữa các ống nên đặc tính chuyển động của chất lỏng qua chùm ống tương đối phức tạp. Ở hàng ống đầu tiên đặc tính dòng chảy tương tự trường hợp chảy qua ống đơn, nhưng qua dãy ống thứ hai trở đi do ảnh hưởng qua lại giữa các ống đặc tính chuyển động của dòng môi chất hoàn toàn khác, hiện tượng xoáy xuất hiện cả phía trước lẫn phía sau ống, nên hệ số trao đổi nhiệt lớn hơn.



a) Chùm ống song song b) Chùm ống so le

Hình 10.6. Môi chất chảy ngang qua chùm ống.

Thực nghiệm cho thấy từ hàng thứ 3 trở đi hệ số trao đổi nhiệt trung bình theo chu vi của các ống không thay đổi nữa.

- Đối với chùm ống song song:

$$Nu = 0,26 \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,35} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \cdot \epsilon_1 \cdot \epsilon_s \cdot \epsilon_\psi \quad (10-36)$$

- Đối với chùm ống so le:

$$Nu = 0,21 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \cdot \epsilon_1 \cdot \epsilon_s \cdot \epsilon_\psi \quad (10-37)$$

trong đó:

ϵ_1 là hệ số xét tới ảnh hưởng của hàng ống:

- Chùm ống song song: $\epsilon_1 = 0,6; \epsilon_2 = 0,9; \epsilon_3 = \epsilon_4 = \dots = 1$

- Chùm ống so le: $\epsilon_1 = 0,6; \epsilon_2 = 0,7; \epsilon_3 = \epsilon_4 = \dots = 1$

ϵ_s là hệ số hiệu chỉnh ảnh hưởng của bước ống:

- Đối với chùm ống song song: $\epsilon_s = \left(\frac{s_2}{d}\right)^{0,15}$

- Đối với chùm ống so le: $\epsilon_s = \left(\frac{s_1}{s_2}\right)^{\frac{1}{6}}$ khi $\frac{s_1}{s_2} < 2$, và $\epsilon_s = 1,12$ khi $\frac{s_1}{s_2} \geq 2$

ϵ_ψ là hệ số tính đến ảnh hưởng của góc va: Tra bảng hoặc đồ thị.

10.3.3. Trao đổi nhiệt đối lưu khi có biến đổi pha

Khái niệm

Trao đổi nhiệt khi có biến đổi pha là quá trình trao đổi nhiệt trong đó có sự biến đổi chất lỏng thành hơi hoặc hơi thành lỏng.

Trao đổi nhiệt trong đó chất lỏng chuyển thành hơi gọi là trao đổi nhiệt khi sôi, còn quá trình trao đổi nhiệt trong đó hơi nước hoá lỏng gọi là trao đổi nhiệt khi ngưng.

So với trao đổi nhiệt khi không có biến đổi pha, trao đổi nhiệt khi có biến đổi pha có những điểm khác biệt. Do có biến đổi pha nên lượng nhiệt nhả ra hay thu vào khá lớn, vì thế nên hệ số toả nhiệt khi có biến đổi pha lớn hơn nhiều.

10.3.3.1. Trao đổi nhiệt đối lưu khi sôi

Quá trình sôi có thể chia ra làm hai loại: Sôi trong lòng chất lỏng và sôi trên bề mặt vật rắn. Để thực hiện được quá trình sôi cần có hai điều kiện:

- Chất lỏng phải được gia nhiệt đến quá nhiệt;
- Phải có tâm sinh hơi (tâm sôi) Tâm sinh hơi là những chỗ mà bọt hơi được hình thành đầu tiên, tâm sinh có thể là các hạt bụi, các bọt khí hoặc những chỗ lõm lõm trên bề mặt rắn.

Để sôi trong thể tích chất lỏng thì toàn bộ khối chất lỏng phải được quá nhiệt, sự quá nhiệt này phải đạt được bằng cách giảm nhanh áp suất trên mặt thoáng của chất lỏng hoặc khi trong chất lỏng có nguồn nhiệt.

Để sôi trên bề mặt vật rắn thì lớp chất lỏng sát bề mặt vật rắn phải được quá nhiệt. Trong kỹ thuật ta thường gặp quá trình sôi trên bề mặt vật rắn.

1. Sự hình thành các bọt hơi

Khi lớp chất lỏng ở sát bề mặt vật rắn được quá nhiệt thì các bọt hơi được hình thành từ các tâm sinh hơi. Bán kính nhỏ nhất của các phần tử dùng để làm các tâm sinh hơi được xác định:

$$R_0 = \frac{2\sigma T_s}{r\rho_l \Delta t}; m \quad (10-38)$$

ở đây:

σ - sức căng bề mặt, N/m;

T_s - nhiệt độ sôi tương ứng với áp suất hóa hơi đã cho, K;

r - nhiệt hoá hơi, J/kg;

ρ_h - khối lượng riêng của hơi ứng với áp suất hóa hơi, $[\text{kg}/\text{m}^3]$;

$$\Delta t = t_w - t_s$$

t_w - nhiệt độ bề mặt của vật rắn, $^{\circ}\text{C}$.

2. Sự lớn lên và tách ly các bọt hơi

Các bọt hơi sinh ra sẽ lớn dần lên, sự lớn lên của các bọt hơi là do lớp chất lỏng bao quanh bọt hơi tiếp tục bay hơi vào bọt hơi và do hơi trong bọt hơi giãn nở trong quá trình nhận nhiệt từ bề mặt đốt nóng. Các bọt hơi lớn đến một mức nào đó khi lực nâng tác dụng lên bọt hơi đủ làm tách ly bọt hơi thì bọt hơi tách ra khỏi bề mặt vật rắn và chuyển động lên mặt thoáng, tới mặt thoáng bọt hơi bị vỡ tung và hơi thoát ra ngoài.

Đường kính tách ly bọt hơi bằng:

$$D_t = 0,0205 \cdot \theta \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_f - \rho_h)}}; \text{m} \quad (10-39)$$

ở đây:

θ - góc dính ướt của chất lỏng, độ;

σ - sức căng bề mặt, N/m;

ρ_h và ρ_f - khối lượng riêng của hơi và của chất lỏng tương ứng với áp suất hoá hơi, kg/m^3 .

Khi một bọt hơi được tách khỏi bề mặt vật rắn thì tại đó một bọt hơi mới lại được hình thành. Thời gian hai lần tách ly bọt hơi tại cùng một tâm sinh hơi gọi là chu kỳ sinh hơi r (s) Đại lượng $f = \frac{1}{r}$, $[1/\text{s}]$ gọi là tần số sinh hơi.

Thực nghiệm chứng tỏ rằng giữa tần số sinh hơi và đường kính tách ly bọt hơi có quan hệ với nhau như sau:

$$f \cdot D_t = \text{const} \quad (10-40)$$

Ví dụ, đối với nước $f \cdot D_t = 280 \text{ m/s}$.

Có hai hiện tượng sôi: sôi bọt và sôi màng.

- *Sôi bọt* xảy ra khi các bọt hơi sinh ra, lớn lên rồi tách khỏi bề mặt đốt.

- *Sôi màng* xảy ra khi các bọt hơi sinh ra chưa kịp tách khỏi bề mặt đã liên kết với nhau tạo thành màng hơi ngăn không cho chất lỏng tiếp xúc với vách.

So với trao đổi nhiệt khi không có biến đổi pha, hệ số tỏa nhiệt khi sôi lớn hơn nhiều. Sở dĩ như vậy là vì khi sôi do sự hình thành và tách ly các bọt hơi nên lớp chất lỏng sát bề mặt vách xáo trộn rất mạnh, làm tăng cường quá trình trao đổi nhiệt, kết quả hệ số tỏa nhiệt tăng lên rõ rệt. So sánh hai chế độ sôi thì khi sôi bọt hệ số tỏa nhiệt lớn hơn khi sôi màng, vì khi sôi màng sự hình thành màng đã ngăn cách chất lỏng tiếp xúc bề mặt, quá trình dẫn nhiệt qua màng kém đã ngăn cản trao đổi nhiệt.

3. Ảnh hưởng của độ chênh nhiệt độ đến quá trình trao đổi nhiệt khi sôi

Quá trình trao đổi nhiệt khi sôi phụ thuộc vào nhiều yếu tố như độ quá nhiệt $\Delta t = t_w - t_s$, góc dính ướt θ , áp suất hoá hơi, sức căng bề mặt của chất lỏng σ , độ nhớt của chất lỏng, trạng thái và nhiệt độ bề mặt.

Ở đây ta đặc biệt chú ý đến ảnh hưởng của độ quá nhiệt Δt tới quá trình trao đổi nhiệt khi sôi.

Sự phụ thuộc của q và α vào Δt được biểu diễn trên đồ thị hình 10.7.

Khi độ chênh nhiệt độ này nhỏ ($\Delta t < 5^\circ\text{C}$) hệ số tỏa nhiệt được xác định bằng điều kiện trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên của chất lỏng một pha (đoạn AB) Khi tăng Δt , bán kính R_0 giảm, số các phần tử được dùng làm tâm sinh hơi tăng, số bọt hơi sinh ra nhiều do đó hệ số tỏa nhiệt tăng (đoạn BK) Khi tiếp tục tăng Δt , số các bọt hơi được hình thành nhiều, các bọt hơi này liên kết với nhau thành một màng, ta có chế độ sôi màng, hệ số tỏa nhiệt giảm đáng kể. Điểm K trên đồ thị là điểm chuyển từ chế độ sôi bọt sang chế độ sôi màng gọi là điểm tới hạn, các thông số ứng với điểm tới hạn gọi là các thông số tới hạn. Trị số Δt , α , q tương ứng với thời điểm chuyển từ chế độ sôi bọt sang sôi màng gọi là các giá trị tới hạn. Việc xác định các giá trị tới hạn có một ý nghĩa lớn trong kỹ thuật. Ở các thiết bị sôi và bay hơi ta luôn mong muốn chế độ sôi có hệ số tỏa nhiệt lớn đó là chế độ sôi bọt, vì thế cần chọn $\Delta t < \Delta t_{th}$ tới hạn.

Cùng với sự thay đổi hệ số tỏa nhiệt α theo Δt , mật độ dòng nhiệt trao đổi giữa bề mặt vật rắn và chất lỏng sôi cũng thay đổi.

Ở chế độ sôi bọt α tăng nên q cũng tăng.

Ở chế độ sôi màng α giảm sau đó ổn định, mật độ dòng nhiệt giảm nhưng sau đó lại tăng vì Δt khá lớn thì trao đổi nhiệt bằng bức xạ giữa bề mặt rắn và chất lỏng tăng.

Để xác định hệ số tỏa nhiệt khi sôi bọt của nước, với áp suất hoá hơi $p = 0,2 \div 80$ bar thì ta dùng công thức sau:

$$\alpha = 3,15p^{0,15}q^{0,7}, \text{ W/m}^2.\text{K} \quad (10-41)$$

hoặc:

$$\alpha = 46\Delta t^{2,33}p^{0,5}, \text{ W/m}^2.\text{K} \quad (10-42)$$

ở đây:

P - áp suất tuyệt đối khi sôi, bar;

q - mật độ dòng nhiệt, W/m^2 ;

$\Delta t = t_w - t_s$ là độ chênh nhiệt độ (độ quá nhiệt).

Khi thiết và vận hành các thiết bị trao đổi nhiệt có sự sôi thì cần đảm bảo dòng nhiệt nhỏ hơn dòng nhiệt tới hạn. Dòng nhiệt tới hạn có thể xác định theo công thức:

$$q_{th} = 0,14r\sqrt{\sigma \cdot g \cdot \rho_h^2 (\rho_l - \rho_h)} \quad (10-43)$$

ở đây:

r - nhiệt ẩn hóa hơi, J/kg ;

σ - sức căng bề mặt, N/m ;

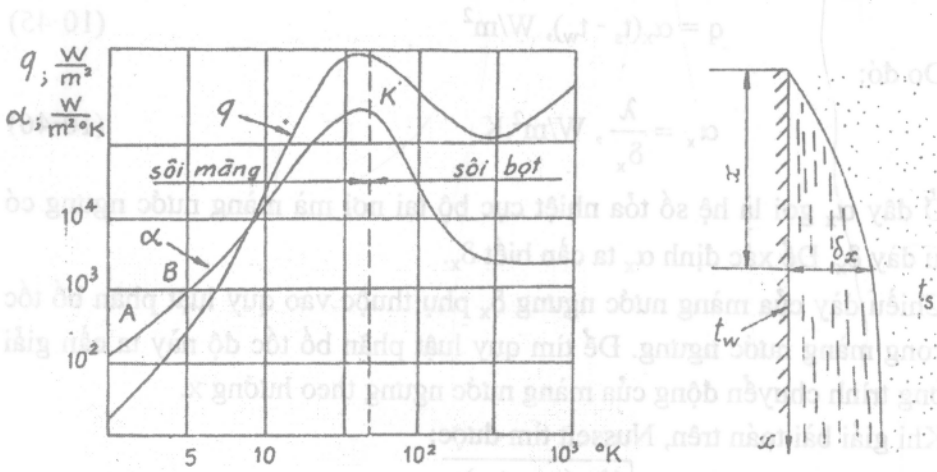
$g = 9,81 \text{ m/s}^2$ - gia tốc trọng trường;

ρ_l, ρ_h - khối lượng riêng của chất lỏng và của hơi ứng với áp suất hóa hơi, kg/m^3 .

10.3.3.2. Trao đổi nhiệt đối lưu khi ngưng

Trao đổi nhiệt đối lưu khi ngưng là quá trình trao đổi nhiệt trong đó hơi được ngưng lại thành lỏng. Trong thực tế ta thường gặp quá trình ngưng trên bề mặt vật rắn. Điều kiện để xảy ra quá trình ngưng là nhiệt độ của bề mặt vật rắn t_w phải nhỏ hơn nhiệt độ hơi bão hòa t_s ($t_w < t_s$) và trên bề mặt vật rắn phải có các tâm ngưng tụ như những hạt bụi, các bọt khí, hoặc những chỗ lõm của bề mặt. Phụ thuộc vào trạng thái bề mặt và tính dính ướt của chất lỏng ta có chế độ ngưng giọt và ngưng màng.

Trong kỹ thuật ta thường gặp chế độ ngưng màng, ngưng giọt thường không ổn định và xảy ra rất ngắn. Hệ số tỏa nhiệt khi ngưng giọt lớn hơn $15 \div 20$ lần so với khi ngưng màng, vì khi ngưng giọt hơi tiếp xúc trực tiếp với bề mặt trao đổi nhiệt còn khi ngưng màng hơi truyền nhiệt cho màng nước ngưng sau đó màng nước ngưng mới lại trao đổi với bề mặt. Chiều dày màng nước ngưng càng lớn hệ số tỏa nhiệt càng nhỏ.



Hình 10.7. Sự phụ thuộc của q và α vào Δt trong quá trình sôi. **Hình 10.8. Quá trình ngưng màng trên bề mặt thẳng đứng.**

Ta xét quá trình ngưng màng trên bề mặt thẳng đứng (hình 10.8) Khi màng chất lỏng ngưng được tạo thành dưới tác dụng của lực trọng trường, màng chất lỏng ngưng chuyển động xuống phía dưới.

Ở phần trên của bề mặt, màng nước ngưng chuyển động với tốc độ nhỏ, chuyển động của màng nước ngưng ở chế độ chảy tầng. Theo mức độ tăng tốc độ của màng chất lỏng ngưng, chế độ chảy chuyển từ chảy tầng sang chảy rối.

Ta xét quá trình tỏa nhiệt trong trường hợp màng nước ngưng chảy tầng. Trong trường hợp này sự trao đổi nhiệt giữa hơi và bề mặt được thực hiện bằng dẫn nhiệt qua màng nước ngưng.

Giả sử bề mặt vách tiếp xúc với màng nước ngưng có nhiệt độ t_w , còn nhiệt độ màng nước ngưng ở phía hơi có nhiệt độ t_s . Nếu màng nước ngưng

có hệ số dẫn nhiệt λ và chiều dày δ_x thì mật độ dòng nhiệt truyền từ hơi đến bề mặt vách bằng dẫn nhiệt qua màng nước ngưng sẽ là:

$$q = \frac{\lambda}{\delta_x} (t_s - t_w), \text{ W/m}^2 \quad (10-44)$$

Mặt khác, theo công thức Newton, mật độ dòng nhiệt xác định qua hệ số tỏa nhiệt α_x sẽ là:

$$q = \alpha_x (t_s - t_w), \text{ W/m}^2 \quad (10-45)$$

Do đó:

$$\alpha_x = \frac{\lambda}{\delta_x}, \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (10-46)$$

Ở đây α_x gọi là hệ số tỏa nhiệt cục bộ tại nơi mà màng nước ngưng có chiều dày δ_x . Để xác định α_x ta cần biết δ_x .

Chiều dày của màng nước ngưng δ_x phụ thuộc vào quy luật phân bố tốc độ trong màng nước ngưng. Để tìm quy luật phân bố tốc độ này ta cần giải phương trình chuyển động của màng nước ngưng theo hướng x.

Khi giải bài toán trên, Nusselt tìm được:

$$\delta_x = \sqrt[4]{\frac{4\lambda v (t_s - t_w) x}{r \rho g}}, \text{ m} \quad (10-47)$$

Và hệ số tỏa nhiệt trung bình dọc theo bề mặt vách có chiều cao h bằng:

$$\alpha_d = \frac{1}{h} \int_0^h \alpha_x dx = \frac{1}{h} \int_0^h \frac{\lambda}{\delta_x} dx, \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (10-48)$$

$$\alpha_d = 0,943 \sqrt{\frac{g \rho r \lambda^3}{v (t_s - t_w) h}}, \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (10-49)$$

Công thức này đúng cho cả trường hợp ống có chiều cao h đặt đứng.

Khi vách đặt nghiêng một góc φ nào đó (so với phương thẳng đứng) thì hệ số tỏa nhiệt sẽ bằng:

$$\alpha_{ng} = \alpha_d \sqrt{\cos \varphi}, \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (10-50)$$

Đối với ống đặt nằm ngang thì:

$$\alpha_{ng} = 0,72 \cdot 4 \sqrt{\frac{g \rho r \lambda^3}{v (t_s - t_w) d}}, \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (10-51)$$

ở đây:

$g = 9,81 \text{ m/s}^2$ - gia tốc trọng trường;

λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng ngưng, W/m.K ;

r - nhiệt hóa hơi, J/kg ;

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

v - độ nhớt động học, m^2/s ;

h - chiều cao của ống hoặc tấm đặt đứng, m ;

d - đường kính của ống đặt nằm ngang, m ;

t_w - nhiệt độ của bề mặt vách, $^\circ\text{C}$;

t_s - nhiệt độ của hơi bão hòa ứng với áp suất ngưng hơi đã cho, $^\circ\text{C}$;

Các yếu tố ảnh hưởng đến tỏa nhiệt khi ngưng.

- *Ảnh hưởng của tốc độ và hướng chuyển động của hơi*: Công thức tính hệ số tỏa nhiệt ở trên đúng với trường hợp khi hơi không chuyển động hoặc chuyển động với tốc độ nhỏ. Nếu hơi chuyển động trùng với hướng chuyển động của màng nước ngưng thì chiều dày của màng nước ngưng sẽ giảm do đó hệ số tỏa nhiệt tăng. Ngược lại, khi hơi chuyển động ngược với hướng của màng nước ngưng thì chiều dày màng nước ngưng sẽ tăng do đó hệ số tỏa nhiệt giảm. Nhưng nếu tốc độ chuyển động của hơi lớn có khả năng làm tách màng nước ngưng khỏi bề mặt thì khi đó hệ số tỏa nhiệt sẽ tăng đáng kể.

- *Ảnh hưởng của cách bố trí ống*. Hệ số tỏa nhiệt phụ thuộc vào chiều dày màng nước ngưng, vì thế đối với trường hợp ngưng hơi của chùm ống đặt nằm ngang, các dây ống phía dưới cần bố trí sao cho nước ngưng của dây ống phía trên không bám lên dây ống dưới (tránh tăng chiều dày màng nước ngưng)

- *Ảnh hưởng của hơi quá nhiệt*. Khi ngưng hơi quá nhiệt hệ số tỏa nhiệt tăng vì entanpi của hơi quá nhiệt lớn hơn entanpi của hơi bão hòa khô.

- *Ảnh hưởng của trạng thái bề mặt*. Trạng thái bề mặt đóng một vai trò rất lớn trong quá trình ngưng. Nếu hơi ngưng trên bề mặt xù xì, chiều dày màng nước ngưng sẽ tăng do đó hệ số tỏa nhiệt giảm, hệ số tỏa nhiệt có thể giảm 30% so với bề mặt nhẵn và sạch.

- *Ảnh hưởng của các khí không ngưng.* Nếu trong hơi có các khí không ngưng thì khi ngưng các khí này bị giữ lại trên bề mặt vách làm tăng nhiệt trở của màng nước ngưng do đó hệ số tỏa nhiệt giảm. Nếu trong hơi có 1% không khí thì hệ số tỏa nhiệt có thể giảm 60%.

BÀI TẬP CHƯƠNG 10

10.1. Xác định hệ số tỏa nhiệt đối lưu từ bề mặt tấm phẳng đặt thẳng đứng $H = 2$ m đến không khí xung quanh biết nhiệt độ trên mặt tấm phẳng $t_w = 100^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí xung quanh ở xa tấm phẳng là $t_f = 20^\circ\text{C}$.

Đáp số: $\alpha = 6,7 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$.

10.2. Trong hồ sơ của nhà sản xuất hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt lò sưởi điện đặt đứng có chiều cao $H = 400$ mm tổng diện tích bề mặt $F = 1 \text{ m}^2$, khi nhiệt độ bề mặt bằng 60°C và nhiệt độ môi trường là 20°C có trị số bằng $11,86 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$.

a) Ở chế độ đã nêu trên, công suất điện bằng bao nhiêu?

b) Hệ số tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên từ bề mặt lò sưởi ra môi trường bằng bao nhiêu? Giải thích sự khác nhau giữa kết quả tính toán và số liệu do nhà sản xuất đưa ra về hệ số α .

c) Khi nhiệt độ môi trường (và nhiệt độ của các tường bao quanh) tăng lên tới 25°C bộ phận điều khiển tự động sẽ giảm công suất điện của lò sưởi, do đó nhiệt độ bề mặt giảm xuống còn 55°C . Xác định công suất điện trong trường hợp này.

Đáp số: a) $P = 474,4 \text{ W}$; b) $\alpha = 5,25 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$; c) $P = 331,9 \text{ W}$.

10.3. Xác định hệ số tỏa nhiệt đối lưu từ tấm phẳng nằm ngang đến không khí xung quanh. Biết rằng bề mặt tỏa nhiệt nằm quay lên trên, kích thước của tấm là: $(a \times b) = (2 \times 3) \text{ m}$. Nhiệt độ bề mặt của tấm phẳng $t_w = 100^\circ\text{C}$ và nhiệt độ không khí xung quanh xa tấm phẳng $t_f = 20^\circ\text{C}$.

Đáp số: $\alpha = 8,45 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$.

10.4. Xác định hệ số dẫn nhiệt tương đương λ_{td} của lớp không khí mỏng có bề dày $\delta = 25$ mm. Nếu nhiệt độ bề mặt nóng $t_{w1} = 150^\circ\text{C}$, nhiệt độ bề mặt lạnh $t_{w2} = 50^\circ\text{C}$.

Đáp số: $\lambda_{td} = 0,0876$ W/m.K.

10.5. Xác định hệ số dẫn nhiệt tương đương và mật độ dòng nhiệt qua một lớp không khí mỏng có chiều dài $\delta = 20$ mm, nhiệt độ mặt nóng $t_{w1} = 200^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt lạnh $t_{w2} = 80^\circ\text{C}$. Hệ số dẫn nhiệt tương đương sẽ thay đổi thế nào nếu bề dày lớp không khí giảm đi hai lần, còn các điều kiện khác không đổi.

Đáp số: $q = 448$ W/m; λ_{td} giảm 1,68 lần.

10.6. Một dây dẫn bằng đồng đường kính $d = 15$ mm được làm nguội bằng dòng không khí chảy ngang qua. Tốc độ dòng không khí $\omega = 1$ m/s, nhiệt độ không khí $t_f = 20^\circ\text{C}$. Tính hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt dây dẫn đến không khí và cường độ dòng điện trong dây dẫn. Biết nhiệt độ trên bề mặt dây $t_w = 80^\circ\text{C}$ và điện trở suất của dây $\rho = 0,0175$ $\Omega\text{mm}^2/\text{m}$. Hệ số tỏa nhiệt sẽ thay đổi thế nào nếu áp suất của dòng không khí $p = 4$ bar, còn các điều kiện khác vẫn như cũ.

Đáp số: $\alpha = 23,8$ W/m.K; $I = 825$ A; $\frac{\alpha_2}{\alpha_1} = 2,3$.

10.7. Một dòng không khí tốc độ $\omega = 2$ m/s. Thổi xiên một góc $\psi = 60^\circ$ so với trục của một ống đường kính ngoài $d = 15$ mm. Nhiệt độ trung bình của không khí $t_f = 20^\circ\text{C}$, nhiệt độ trung bình mặt ngoài ống $t_w = 80^\circ\text{C}$. Tính hệ số tỏa nhiệt từ ống đến không khí và mật độ dòng nhiệt trên một mét chiều dài ống. Hỏi α thay đổi thế nào nếu ω tăng lên 2 và 4 lần, các điều kiện khác vẫn như cũ.

Đáp số: $\alpha = 33,8$ W/m².K ; $q_l = 95$ W/m; α tăng 1,51 và 2,3 lần.

10.8. Một dây dẫn điện bằng nhôm có đường kính $d = 5$ mm được làm nguội bằng dòng không khí có tốc độ $\omega = 1$ m/s. Nhiệt độ không khí $t_f = 10^\circ\text{C}$,

nhiệt độ bề mặt dây $t_w = 90^\circ\text{C}$. Xác định hệ số tỏa nhiệt từ dây vào không khí và cường độ dòng điện cho phép chạy trong dây, biết điện trở suất của dây $\rho = \frac{1}{35} \Omega\text{mm}^2/\text{m}$. Nếu dây được làm nguội bằng nước, còn các điều

kiện khác vẫn như cũ thì hệ số tỏa nhiệt bằng bao nhiêu?

Đáp số: $\alpha_1 = 41,4 \text{ W/m}^2.\text{K}$; $I = 188\text{A}$; $\alpha_2 = 14200 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

10.9. Ống có đường kính ngoài $d = 25 \text{ mm}$ được làm nguội bằng dầu máy biến áp chảy ngang qua với tốc độ $\omega = 1 \text{ m/s}$. Nhiệt độ dầu $t_f = 20^\circ\text{C}$. Xác định nhiệt độ cần thiết trên bề mặt ống để mật độ dòng nhiệt truyền qua là $q = 45.100 \text{ w/m}^2$ và hệ số tỏa nhiệt khi ấy bằng bao nhiêu ?

Đáp số: $t_w = 70^\circ\text{C}$; $\alpha = 925 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

10.10. Ống đặt nằm ngang đường kính ngoài $d = 200 \text{ mm}$, nhiệt độ vách $t_w = 50^\circ\text{C}$ đặt trong không khí có các thông số nhiệt vật lý như sau: Nhiệt độ $t_f = 200^\circ\text{C}$, $\rho_f = 0,748 \text{ kg/m}^3$, $\lambda_f = 0,401 \text{ W/m.K}$, $\nu_f = 32,8.10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, $Pr_f = 0,67$, $Pr_w = 0,705$

Xác định các tiêu chuẩn Gr_f , Nu_f và hệ số tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên α .

Đáp số: $Gr_f = 19\,073\,000$, $Nu_f = 59$ và $\alpha = 118 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

10.11. Ống tròn đường kính ngoài $d = 30 \text{ mm}$, nhiệt độ vách $t_w = 50^\circ\text{C}$. Dòng nước bão hòa chuyển động ngang qua ống có $\omega = 1,5 \text{ m/s}$, $t_f = 80^\circ\text{C}$, $\rho_f = 971,8 \text{ kg/m}^3$, $\lambda_f = 0,674 \text{ W/m.K}$, $\nu_f = 0,365.10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, $Pr_f = 2,21$, $Pr_w = 3,54$

- Xác định Re_f , Nu_f và hệ số tỏa nhiệt đối lưu α .

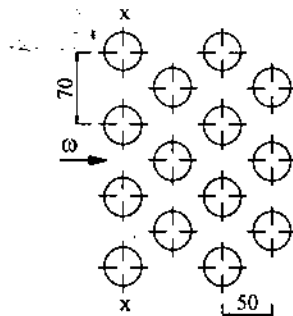
Đáp số: $Re_f = 1,23.10^5$; $Nu_f = 340$ và $\alpha = 7639 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

10.12. Ống tròn đường kính $d = 50 \text{ mm}$, nhiệt độ vách trong $t_w = 30^\circ\text{C}$. Nước chuyển động bên trong có $\omega = 5 \text{ m/s}$, nhiệt độ $t_f = 60^\circ\text{C}$, các thông số nhiệt vật lý $\rho_f = 983,1 \text{ kg/m}^3$, $\lambda_f = 0,659 \text{ W/m.K}$, $\nu_f = 0,478.10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, $Pr_f = 2,98$, $Pr_w = 5,42$.

Đáp số: $Re_f = 5,23 \cdot 10^5$, $Nu_f = 1086$ và $\alpha = 14\,313 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$.

10.13. Một chùm ống so le gồm 4 hàng ống đường kính ngoài của ống $d = 38 \text{ mm}$. Dòng không khí có nhiệt độ trung bình $t_f = 550^\circ\text{C}$ chuyển động nằm ngang qua chùm ống với tốc độ trung bình ở mặt cắt $x - x$ là $w = 12 \text{ m/s}$ (hình 10.9) Tính hệ số tỏa nhiệt α . Nếu góc va $\psi = 60^\circ$ thì hệ số tỏa nhiệt bằng bao nhiêu?

Đáp số: $\alpha = 81,7 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$; $\alpha_\psi = 76,8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$.



Hình 10.9.

10.14. Xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình từ dòng khói chảy cắt ngang chùm ống so le có bước ống $S_1 = S_2 = 2d$. Đường kính ống $d = 38 \text{ mm}$, số dãy ống là 30, nhiệt độ khói trước chùm ống là 650°C nhiệt độ khói sau chùm ống là 350°C . Tốc độ trung bình của khói ở mặt cắt hẹp nhất bằng 10 m/s . Nếu bố trí song song thì α bằng bao nhiêu khi các điều kiện khác không đổi.

Đáp số: $\alpha_{s1} = 99,5 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$; $\alpha_{ss} = 0,97 \cdot \alpha_{s1}$.

10.15. Không khí chảy qua ống có đường kính $d = 60 \text{ mm}$, dài $l = 4 \text{ m}$. Tốc độ chảy $w = 3,5 \text{ m/s}$. Xác định hệ số tỏa nhiệt α , biết nhiệt độ trung bình của không khí $t_f = 50^\circ\text{C}$.

- Nếu ống uốn cong với bán kính cong $R = 0,5 \text{ m}$ thì hệ số tỏa nhiệt bằng bao nhiêu?

- Hệ số tỏa nhiệt sẽ thay đổi thế nào khi áp suất không khí $p = 10 \text{ bar}$.

Đáp số: $\alpha = 15 \text{ W/m}^2.\text{K}$; $\alpha_R = 18,25 \text{ W/m}^2.\text{K}$; $\alpha_p = 6,3.\alpha$

10.16. Xác định lượng nhiệt truyền từ nước vào thành ống xoắn với bán kính cong $R = 120 \text{ mm}$, đường kính ống $d = 20 \text{ mm}$. Lưu lượng nước $G = 0,25 \text{ kg/s}$. Nhiệt độ trung bình theo chiều dài ống $t_f = 120^\circ\text{C}$. Nhiệt độ mặt trong của ống không đổi và bằng $t_w = 100^\circ\text{C}$, chiều dài ống $l = 2,5 \text{ m}$.

Đáp số: $Q = 25,3 \text{ kW}$.

10.17. Xác định phụ tải nhiệt khi nước sôi, biết nhiệt độ bề mặt vách bằng 115°C . Áp suất môi trường xung quanh bằng $1,08 \text{ bar}$.

Đáp số: $q = 1,37.10^5 \text{ W/m}^2$.

10.18. Xác định phụ tải nhiệt của bề mặt đốt nóng của một thiết bị sinh hơi, trong đó nước sôi bọt ở áp suất $p = 6,2 \text{ bar}$, nhiệt độ bề mặt đốt nóng bằng 175°C .

Đáp số: $q = 946.200 \text{ W/m}^2$.

Chương 11

TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ

11.1. CÁC KHÁI NIỆM CƠ BẢN

11.1.1. Khái niệm và tính chất của trao đổi nhiệt bức xạ

Bức xạ: là hiện tượng nguyên tử và phân tử phát ra các hạt truyền đi trong không gian dưới dạng sóng điện từ khi nguyên tử và phân tử bị kích thích.

- *Nguyên nhân gây ra bức xạ:*
 - Do phản ứng hoá học
 - Do phát xạ thú cấp
 - Do chuyển động nhiệt

Bức xạ nhiệt: là hiện tượng bức xạ do nguyên tử và phân tử của một vật phát ra khi bị kích thích bởi nguồn nhiệt.

- *Tính chất của bức xạ nhiệt:*
 - Mọi vật và ở bất kỳ nhiệt độ nào cũng có thể phát ra bức xạ nhiệt
 - Bức xạ nhiệt lúc phát và thu thì dưới dạng hạt còn khi truyền đi trong không gian thì dưới dạng sóng điện từ có bước sóng $\lambda = 0 + \infty$.

Trao đổi nhiệt bức xạ: là hiện tượng trao đổi nhiệt giữa 2 vật mà vật 1 phát ra bức xạ còn vật 2 thu bức xạ và chuyển hoá thành nhiệt năng thông qua môi trường sóng điện từ.

Mọi vật trong tự nhiên đều có khả năng bức xạ năng lượng, do kết quả dao động điện từ bên trong các nguyên tử, phân tử vật chất. Các dao động này truyền trong không gian theo mọi hướng bằng các sóng điện từ. Các sóng điện từ có cùng bản chất chỉ khác nhau bởi bước sóng. Thực tế cho thấy, chỉ có các sóng có bước sóng trong khoảng $\lambda = 0,38 + 400 \mu\text{m}$ mới có hiệu ứng nhiệt cao. Đó là các tia hồng ngoại và tia sáng. Các tia này gọi là tia nhiệt.

Đặc điểm của trao đổi nhiệt bức xạ là:

- Khác với truyền nhiệt dạng dẫn nhiệt hay đối lưu, trao đổi nhiệt bức xạ

không chỉ phụ thuộc vào độ chênh nhiệt độ giữa các nguồn mà còn phụ thuộc vào nhiệt độ tuyệt đối của chúng, nhiệt độ các nguồn càng cao thì khả năng trao đổi nhiệt càng lớn.

- Trao đổi nhiệt bức xạ có thể thực hiện trong các môi trường không khí, lỏng, chân không và rắn (trong suốt). Khác các dạng trao đổi nhiệt khác trao đổi nhiệt bức xạ có thể thực hiện trong môi trường chân không.

- Quá trình trao đổi nhiệt bức xạ luôn luôn kèm theo quá trình chuyển hóa các dạng năng lượng: từ năng lượng nhiệt \rightarrow năng lượng điện từ \rightarrow nhiệt năng.

- Tốc độ và khoảng cách trao đổi nhiệt bức xạ rất lớn (bằng tốc độ ánh sáng, và với khoảng cách bằng khoảng cách giữa các thiên thể trong vũ trụ).

11.1.2. Các đại lượng đặc trưng cho bức xạ

11.1.2.1. Dòng bức xạ toàn phần

Dòng bức xạ toàn phần của mặt F là tổng năng lượng bức xạ phát đi từ trên toàn bộ diện tích bề mặt F của vật theo mọi phương trong một đơn vị thời gian ứng với mọi chiều dài bước sóng ($\lambda = 0 \div \infty$). Ký hiệu là Q, [W].

Q đặc trưng cho công suất bức xạ của bề mặt F hay của vật, phụ thuộc vào diện tích F và nhiệt độ T trên bề mặt.

10.1.2.2. Năng suất bức xạ

Năng suất bức xạ là năng lượng bức xạ phát đi từ một đơn vị diện tích bề mặt dF của vật theo mọi phương trên dF trong một đơn vị thời gian ứng với mọi chiều dài bước sóng ($\lambda = 0 \div \infty$). Ký hiệu là E, W/m^2 .

Ta có:

$$E = \frac{dQ}{dF}, \text{ W}/m^2 \quad (11-1)$$

hay:
$$Q = \int_F E \cdot dF, \text{ W} \quad (11-2)$$

11.1.2.3. Cường độ bức xạ đơn sắc E_λ

Cường độ bức xạ đơn sắc là năng suất bức xạ đối với một khoảng hẹp bước sóng.

$$E_{\lambda} = \frac{dE}{d\lambda}, \quad \text{W/m}^3 \quad (11-3)$$

Từ đó suy ra năng suất bức xạ của vật:

$$E = \int_{\lambda=0}^{\infty} E_{\lambda} . d\lambda, \quad \text{W/m}^2 \quad (11-4)$$

Dòng bức xạ toàn phần:

$$Q = \int_F \int_{\lambda=0}^{\infty} E_{\lambda} . d\lambda . dF, \quad \text{W} \quad (11-5)$$

Tổng Nhiệt lượng bức xạ trong thời gian τ .

$$Q_{\tau} = \int_{\tau=0}^{\tau} \int_F \int_{\lambda=0}^{\infty} E_{\lambda} . d\lambda . dF . d\tau, \quad \text{J} \quad (11-6)$$

11.1.2.4. Dòng bức xạ hiệu dụng và năng suất bức xạ hiệu dụng

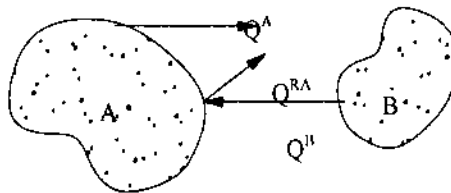
- Dòng bức xạ hiệu dụng Q_{hd} bao gồm tổng năng lượng phát trên toàn bộ diện tích bề mặt của vật và dòng năng lượng do vật phản xạ khi các vật khác bức xạ đến.

$$Q_{hd} = Q + Q_R, \quad \text{W} \quad (11-7)$$

Q, Q_R - dòng bức xạ do vật phát xạ và phản xạ.

- Năng suất bức xạ hiệu dụng E_{hd} là tổng năng suất bức xạ riêng của vật và phần năng lượng do một đơn vị diện tích bề mặt vật phản xạ lại khi vật khác bức xạ đến nó. Thực chất năng suất bức xạ hiệu dụng là dòng nhiệt bức xạ hiệu dụng của một đơn vị diện tích bề mặt vật.

$$E_{hd} = E + E_R, \quad \text{W/m}^2 \quad (11-8)$$



Hình 11.1. Dòng nhiệt hiệu dụng.

11.1.2.5. Các hệ số hấp thụ A , hệ số phản xạ R và hệ số trong suốt D

Giả sử có một dòng năng lượng bức xạ Q từ một vật thể khác chiếu tới một vật thì người ta nhận thấy vật hấp thụ một phần, phản xạ lại môi trường một phần và phần còn lại xuyên qua vật. Như vậy từ dòng nhiệt Q ban đầu, khi chiếu đến vật được phân thành 3 thành phần:

- Phần năng lượng bị hấp thụ: Q_A
- Phần bị phản xạ trở lại: Q_R
- Phần xuyên qua vật Q_D

Như vậy ta có:

$$Q = Q_R + Q_A + Q_D \quad (11-9)$$

hay:

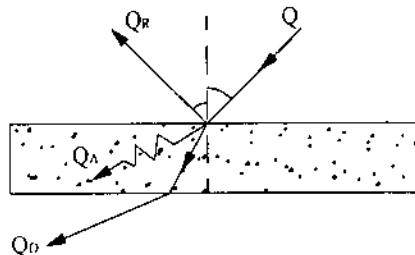
$$\frac{Q_A}{Q} + \frac{Q_R}{Q} + \frac{Q_D}{Q} = 1 \quad (11-10)$$

Đặt $\frac{Q_A}{Q} = A$, (< 1) gọi là hệ số hấp thụ của vật,

$\frac{Q_R}{Q} = R$, (< 1) gọi là hệ số phản xạ của vật,

$\frac{Q_D}{Q} = D$, (< 1) gọi là hệ số trong suốt của vật.

Và ta có: $A + R + D = 1 \quad (11-11)$



Hình 11.2. Các thành phần của dòng nhiệt bức xạ.

Các thành phần R , A , D phụ thuộc vào bản chất của vật, chiều dài bước sóng, nhiệt độ và trạng thái bề mặt của vật.

Một số trường hợp đặc biệt:

- Nếu $A = 1$ ($R = D = 0$) nghĩa là vật có khả năng hấp thụ toàn bộ năng lượng bức xạ tới, trong trường hợp này ta gọi là **vật đen tuyệt đối**. Trong thực tế không có vật đen tuyệt đối, nhưng những vật có màu tối, thì có A lớn.

- Nếu $R = 1$ ($A = D = 0$) nghĩa là vật có khả năng phản xạ toàn bộ năng lượng bức xạ tới, trong trường hợp nếu tia phản xạ tuân theo định luật quang hình (góc tới bằng góc phản xạ) thì ta gọi vật là **gương**, còn nếu tia phản xạ không tuân theo định luật quang hình (phản xạ theo mọi phương) thì vật được gọi là **vật trắng tuyệt đối**. Các vật có màu sáng, chẳng hạn như băng tuyết, cát, kim loại đánh bóng, gương là những bề mặt có hệ số phản xạ R lớn.

- Nếu $D = 1$ ($A = R = 0$) nghĩa là vật có khả năng cho qua toàn bộ năng lượng bức xạ tới, trong trường hợp này ta gọi là **vật trong suốt tuyệt đối**. Môi trường chân không có hệ số trong suốt $D = 1$, các chất khí có số nguyên tử nhỏ hơn 3, các loại kính trắng cũng có D lớn.

- Trong thực tế ta thường gặp các vật có A, R, D đều nhỏ hơn 1 và được gọi là **vật xám**.

11.2. CÁC ĐỊNH LUẬT CƠ BẢN CỦA BỨC XẠ

11.2.1. Định luật Planck

Định luật Planck thiết lập mối quan hệ giữa năng suất bức xạ đơn sắc của vật đen tuyệt đối với bước sóng và với nhiệt độ của vật.

$$E_{\sigma\lambda} = \frac{C_1}{\lambda^5 \cdot e^{\frac{C_2}{\lambda T}} - 1} \quad (11-12)$$

trong đó:

C_1, C_2 - các hằng số Planck, m.K:

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

$$C_2 = 1,439 \cdot 10^{-2} \text{ m.K}$$

λ - chiều dài bước sóng, m;

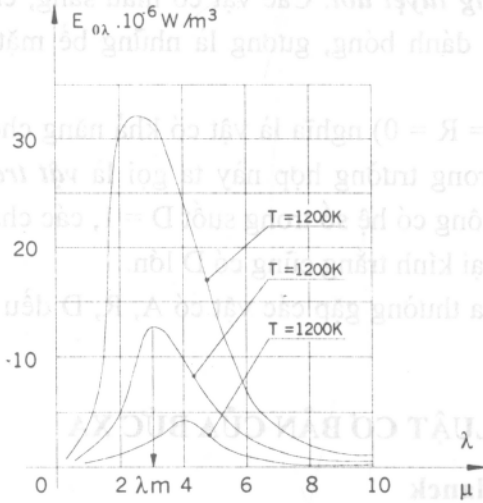
T - nhiệt độ tuyệt đối, K.

Từ biểu thức (11-12) ta có thể thiết lập đồ thị quan hệ $E_{0\lambda} = f(\lambda)$ ở các nhiệt độ khác nhau. Các đồ thị này có đặc điểm chung là hàm $E_{0\lambda}$ đạt cực đại ở một giá trị λ_{max} nào đó. Giá trị λ_{max} có thể xác định khi lấy đạo hàm biểu thức tính $E_{0\lambda}$ theo λ .

$$\frac{\partial E_{0\lambda}}{\partial \lambda} = e^{-\frac{C_2}{\lambda_{max} \cdot T}} + \frac{C_2}{5 \cdot \lambda_{max} \cdot T} - 1 = 0$$

Giải ra ta có: $\lambda_{max} \cdot T = 2,898 \cdot 10^{-3} \text{ m.K}$ (11-13)

Đây chính là nội dung định luật Wien.



Hình 11.3. Hàm phân bố $E_{0\lambda}$ theo λ và T .

11.2.2. Định luật Stephan-Boltzmann

Định luật *Stephan-Boltzmann* thiết lập mối quan hệ giữa năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối với nhiệt độ.

Nội dung: Năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối tỷ lệ với nhiệt độ tuyệt đối mũ 4.

Biểu thức:

$$E_o = \int_{\lambda=0}^{\infty} E_{o\lambda} \cdot d\lambda \quad (11-14)$$

hay: $E_o = \sigma_o \cdot T^4, \text{ W/m}^2$ (11-15)

hay: $E_o = C_o \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^4, \text{ W/m}^2$ (11-16)

trong đó:

$\sigma_o = 5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$ - hằng số bức xạ của vật đen tuyệt đối;

$C_o = 10^8 \cdot \sigma_o = 5,67, \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$ - hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối.

Định luật *Stephan-Bolzman* có thể sử dụng cho vật xám ($A \neq 1$).

$$E = C \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^4, \text{ W/m}^2 \quad (11-17)$$

trong đó C - hệ số bức xạ của vật xám, $\text{W/m}^2 \cdot \text{K}^4$.

Từ biểu thức 11-6 và 11-7 và nếu đặt $\frac{E}{E_o} = \frac{C}{C_o} = \epsilon$ gọi là độ đen của vật

khi đó:

$$E = \epsilon \cdot C_o \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^4 \quad (11-18)$$

11.2.3. Định luật Kirchoff

Định luật Kirchoff thiết lập mối quan hệ giữa năng suất bức xạ riêng của một vật với năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối $A_o = 1$.

Nội dung: Ở trạng thái cân bằng về nhiệt, thì tỷ số giữa năng suất bức xạ và hệ số hấp thụ của bất kỳ vật thể nào cũng bằng năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối ở cùng nhiệt độ và cũng chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ.

Biểu thức: Giả sử có n vật có năng suất bức xạ là E_1, E_2, \dots, E_n và các hệ số hấp thụ lần lượt là A_1, A_2, \dots, A_n . Các vật này có nhiệt độ như nhau, theo định luật Kirchoff ta có:

$$\frac{E_1}{A_1} = \frac{E_2}{A_2} = \dots = \frac{E_n}{A_n} = E_o = f(T) \quad (11-19)$$

E_o - năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối có cùng nhiệt độ.

Từ biểu thức định luật Kirchoff suy ra:

$$E = E_o \cdot A$$

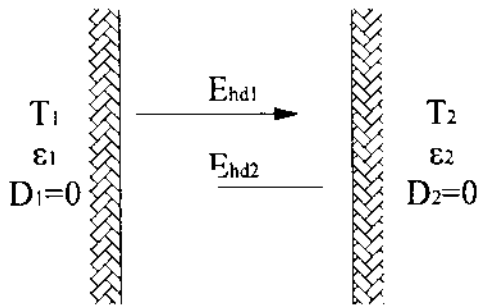
Hay $A = \epsilon$ (11-20)

11.3. TÍNH TOÁN TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ

11.3.1. Trao đổi nhiệt giữa hai bề mặt song song rộng vô hạn

11.3.1.1. Khi không có màn chắn (môi trường trong suốt)

Bài toán: Cho hai bề mặt phẳng song song rộng vô hạn đặt cách nhau một khoảng cách nào đó, ở giữa là môi trường trong suốt ($D = 1$). Bề mặt 1 có các thông số T_1, ϵ_1 , bề mặt 2 có các thông số T_2, ϵ_2 . Giả thiết $T_1 > T_2$. Xác định dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa 2 bề mặt.



Hình 11.4. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai bề mặt song song.

Dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa hai bề mặt được tính theo công thức:

$$q = E_{hd1} - E_{hd2} \quad (11-21)$$

trong đó:

$$E_{hd1} = E_1 + R_1 \cdot E_{hd2} = E_1 + (1 - A_1) \cdot E_{hd2} \quad (11-22)$$

$$E_{hd2} = E_2 + R_2 \cdot E_{hd1} = E_2 + (1 - A_2) \cdot E_{hd1} \quad (11-23)$$

Giải hệ phương trình ta có:

$$E_{hd1} = \frac{E_1 + E_2 - A_1 \cdot E_2}{A_1 + A_2 - A_1 \cdot A_2} \quad (11-24)$$

$$E_{hd2} = \frac{E_1 + E_2 - A_2 \cdot E_1}{A_1 + A_2 - A_1 \cdot A_2} \quad (11-25)$$

Thay vào ta có:

$$q_{12} = \frac{A_2 \cdot E_1 - A_1 \cdot E_2}{A_1 + A_2 - A_1 \cdot A_2} = \frac{\frac{E_1}{A_1} - \frac{E_2}{A_2}}{\frac{1}{A_1} + \frac{1}{A_2} - 1} \quad (11-26)$$

Mặt khác: $E_1 = \varepsilon_1 \cdot C_o \cdot \left(\frac{T_1}{100}\right)^4$, $E_2 = \varepsilon_2 \cdot C_o \cdot \left(\frac{T_2}{100}\right)^4$, $A_1 = \varepsilon_1$ và $A_2 = \varepsilon_2$ nên:

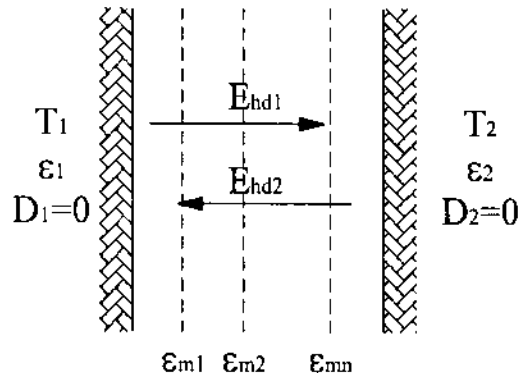
$$q_{12} = C_o \cdot \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} \quad (11-27)$$

Đặt $\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1}$ gọi là độ đen qui dẫn của hệ, ta có:

$$q_{12} = \varepsilon_{qd} \cdot C_o \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right], [W/m^2] \quad (11-28)$$

11.3.1.2. Khi có màng n chắn

Bài toán: Cho hai bề mặt phẳng song song rộng vô hạn đặt cách nhau một khoảng cách nào đó, ở giữa là môi trường trong suốt ($D = 1$). Bề mặt 1 có các thông số T_1 , ε_1 , bề mặt 2 có các thông số T_2 , ε_2 . Giả thiết $T_1 > T_2$. Ở giữa có n màng chắn ($D = 0$) với độ đen lần lượt là ε_{m1} , ε_{m2} , ..., ε_{mn} . Xác định dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa 2 bề mặt.



Hình 11.5. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai bề mặt song song có n màng chắn.

Ở điều kiện ổn định nhiệt ta có:

$$q_{1(nm)2} = q_{1,m1} = q_{m1,m2} = \dots = q_{mn,2}$$

Gọi nhiệt độ của các màng chắn lần lượt là T_{m1} , T_{m2} , ..., T_{mn} , theo công

thức (11-27) ta có:

- Dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa mặt 1 với màn chắn m_1 :

$$q_{1,m1} = C_o \cdot \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_{m1}}{100}\right)^4}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_{m1}} - 1}, \text{ W/m}^2 \quad (11-29)$$

- Dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa màn chắn m_1 với màn chắn m_2 :

$$q_{m1,m2} = C_o \cdot \frac{\left(\frac{T_{m1}}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_{m2}}{100}\right)^4}{\frac{1}{\epsilon_{m1}} + \frac{1}{\epsilon_{m2}} - 1}, \text{ W/m}^2 \quad (11-30)$$

.....

- Dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa màn n với bề mặt 2:

$$q_{mn,2} = C_o \cdot \frac{\left(\frac{T_{mn}}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4}{\frac{1}{\epsilon_{mn}} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1} \quad (11-31)$$

Theo tính chất của phân số, cộng tử số cho nhau và mẫu số cho nhau ta có:

$$q_{12} = C_o \cdot \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4}{\left(\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1\right) + \sum_{i=1}^n \left(\frac{2}{\epsilon_{mi}} - 1\right)}, \text{ W/m}^2 \quad (11-32)$$

Khi n màn chắn có độ đen giống nhau thì:

$$q_{12} = C_o \cdot \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4}{\left(\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1\right) + n \cdot \left(\frac{2}{\epsilon_m} - 1\right)}, \text{ W/m}^2 \quad (11-33)$$

So với khi không có màn chắn, khi có màn chắn mật độ dòng nhiệt giảm:

$$N = 1 + \frac{\sum_{i=1}^n \left(\frac{2}{\epsilon_{mi}} - 1\right)}{\left(\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1\right)} \text{ lần} \quad (11-34)$$

Đặt: $\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right) + \sum_{i=1}^n \left(\frac{2}{\varepsilon_{mi}} - 1\right)}$ gọi là độ đen qui dẫn của hệ.

Ta có:

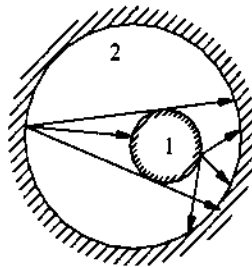
$$q = \varepsilon_{qd} \cdot C_0 \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right], \text{ W/m}^2 \quad (11-35)$$

11.3.2. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai vật bọc nhau

11.3.2.1. Khi không có màng chắn

Bài toán: Giả sử vật 1 không lõm phía ngoài diện tích bề mặt là F_1 , nhiệt độ T_1 , độ đen ε_1 bọc bởi vật 2 không lõm phía trong có diện tích F_2 , nhiệt độ T_2 và độ đen ε_2 ($T_1 > T_2$). Xác định dòng nhiệt trao đổi giữa hai vật.

Do đặc điểm bề mặt 2 vật và vật 2 bọc vật 1 nên ta có thể nhận thấy toàn bộ các tia bức xạ từ bề mặt vật 1 đều đến bề mặt vật 2, nhưng các tia bức xạ từ bề mặt 2 chỉ có một phần đến bề mặt vật 1, phần khác đi đến chính bề mặt của chính nó.



Hình 11.6 Hai vật bọc nhau.

Gọi tỷ số giữa dòng bức xạ từ vật 2 lên vật 1 Q_{21} và tổng dòng bức xạ của vật 2 phát đi Q_2 là hệ số góc bức xạ của vật 2 lên vật 1:

$$\varphi_{21} = \frac{Q_{21}}{Q_2} \quad (11-36)$$

Dòng nhiệt bức xạ trao đổi giữa bề mặt 1 và bề mặt 2 được xác định:

$$Q = Q_{hd1} - Q_{hd2}$$

Mặt khác ta có:

$$Q_{hd1} = Q_1 + R_1 \cdot \varphi_{21} \cdot Q_{hd2} = Q_1 + (1 - A_1) \cdot \varphi_{21} \cdot Q_{hd2} \quad (11-37)$$

$$Q_{hd2} = Q_2 + R_2 \cdot Q_{hd1} = Q_2 + (1 - A_2) \cdot Q_{hd1} \quad (11-38)$$

Mặt khác:

$$Q_1 = E_1 \cdot F_1 = \varepsilon_1 \cdot C_o \cdot \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 \cdot F_1, \quad (11-39)$$

$$Q_2 = E_2 \cdot F_2 = \varepsilon_2 \cdot C_o \cdot \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \cdot F_2, \quad (11-40)$$

Giải hệ phương trình và thay thế giá trị của Q_1 và Q_2 ta có:

$$Q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \varphi_{21} \cdot \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \cdot C_o \cdot \left[F_1 \cdot \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \varphi_{21} \cdot F_2 \cdot \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad W \quad (11-41)$$

Từ điều kiện $T_1 = T_2$ suy ra $\varphi_{21} = \frac{F_1}{F_2}$ suy ra:

$$Q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \cdot \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \cdot C_o \cdot F_1 \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad W \quad (11-42)$$

đặt $\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \cdot \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)}$ độ đen qui dẫn của hệ

Từ đó ta có:

$$Q_{12} = \varepsilon_{qd} \cdot C_o \cdot F_1 \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad W \quad (11-43)$$

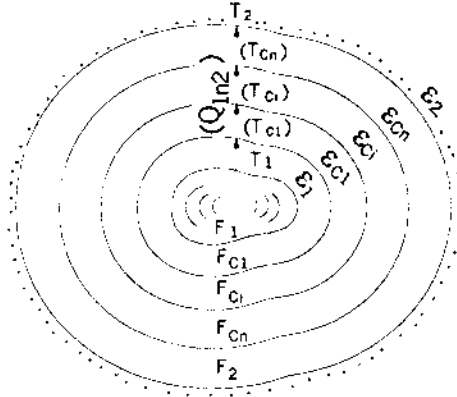
Trong trường hợp $F_2 \gg F_1$ thì

$$Q_{12} = \varepsilon_1 \cdot C_o \cdot F_1 \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad W \quad (11-44)$$

11.3.2.2. Khi có n màng chắn bức xạ

Bài toán: Tìm lượng nhiệt Q_{1n2} trao đổi bức xạ giữa F_1 không lõm có ε_1 , T_1 , và F_2 bao quanh có ε_2 , T_2 thông qua n màng chắn bức xạ có diện tích và độ

đen tùy ý cho trước F_{ci} , ε_{ci} , $\forall i = 1 \div n$. Tính nhiệt độ các màng chắn T_{mi} , $\forall i = 1 \div n$.



Hình 11.7. Bài toán n màng chắn giữa 2 mặt bao nhau.

Tính toán tương tự ta có

$$Q_{inc2} = \varepsilon_{qđnc} \cdot C_o \cdot F_1 \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], [W] \quad (11-45)$$

trong đó

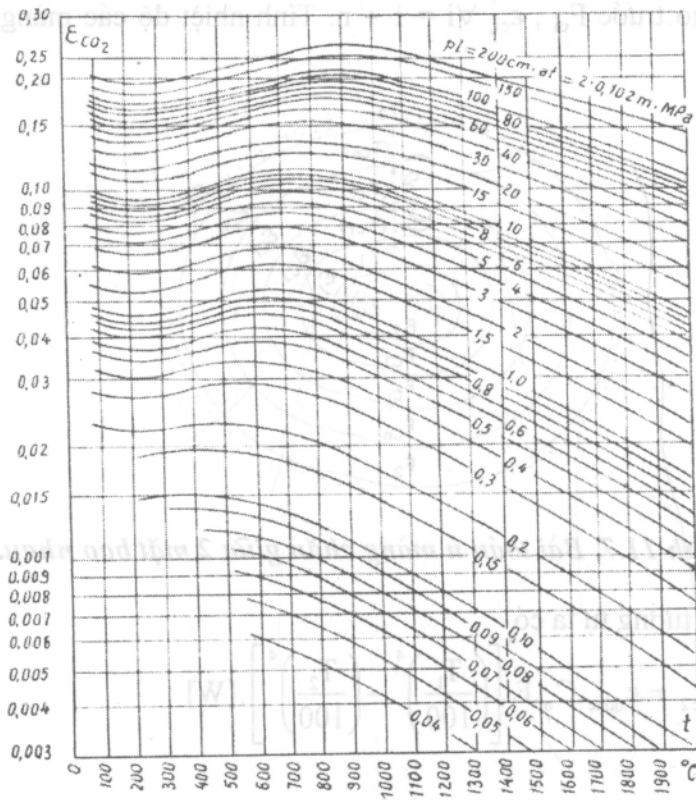
$$\varepsilon_{qđnc} = \left[\frac{1}{\varepsilon_1 F_1} + \frac{1}{F_1} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right) \right] + \sum_{i=1}^n \left[\frac{1}{F_{ci}} \left(\frac{2}{\varepsilon_{ci}} - 1 \right) \right] \quad (11-46)$$

Qua công thức trên ta nhận thấy rằng màng chắn có hiệu quả càng lớn khi độ đen của màng chắn càng bé và màng chắn đặt càng gần vật nhỏ (vật nóng F_1) càng tốt.

11.4. BỨC XẠ CỦA CHẤT KHÍ

11.4.1. Đặc điểm bức xạ của chất khí

Các chất khí có khả năng bức xạ và hấp thụ năng lượng, tuy nhiên khả năng bức xạ của chúng rất khác nhau. Các chất khí một hoặc hai nguyên tử như O_2 , H_2 , N_2 vv... có khả năng hấp thụ và bức xạ năng lượng thấp, còn các chất khí từ 3 nguyên tử trở lên như SO_2 , CO_2 , H_2O vv... có khả năng hấp thụ và bức xạ tương đối cao nên khi tính bức xạ chủ yếu để ý đến các chất khí này.



Hình 11.8. Độ đen của khí CO_2 .

So với vật rắn, bức xạ của chất khí có các đặc điểm sau:

- Bức xạ của chất khí có tính chọn lọc

Các vật rắn bức xạ và hấp thụ năng lượng trong toàn bộ chiều dài bước sóng, nhưng các chất khí thì chỉ bức xạ và hấp thụ năng lượng trong từng khoảng chiều dài bước sóng nhất định, ngoài những khoảng chiều dài bước sóng này thì chất khí không hấp thụ và bức xạ năng lượng. Do đó năng lượng bức xạ của các chất khí chỉ có thể tính bằng tổng năng lượng của từng khoảng chiều dài bước sóng.

- Bức xạ của chất khí có tính thể tích

Các vật rắn hoặc lỏng bức xạ và hấp thụ năng lượng chỉ xảy ra trên lớp mỏng bề mặt của vật, nhưng ở chất khí sự bức xạ và hấp thụ xảy ra trong

toàn bộ thể tích khối khí. Khi một tia mang năng lượng bức xạ đi vào khối khí thì năng lượng của tia giảm dần, sự giảm năng lượng này phụ thuộc vào số lượng các phân tử chất khí mà nó gặp trên quãng đường đi, nghĩa là phụ thuộc vào mật độ khối khí và chiều dài quãng đường mà nó đi qua.

Như vậy hệ số hấp thụ của chất khí không những phụ thuộc vào nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào tích số $p.l$.

$$\epsilon_K = (T, p.l) \quad (11-47)$$

11.4.2. Năng suất bức xạ của chất khí

Bằng thực nghiệm người ta đã xác định được năng suất bức xạ của từng loại khí theo p , l và T . Các chất khí thường được sử dụng để bức xạ nhiệt là CO_2 , H_2O , vv...

$$E_{\text{CO}_2} = 4,07.(p.l)^{0,33} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^{3,5}, \text{ W/m}^2 \quad (11-48)$$

$$E_{\text{H}_2\text{O}} = 4,07.(p.l)^{0,8} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3, \text{ W/m}^2 \quad (11-49)$$

Các công thức tính toán trên đây không tiện lợi cho việc tính toán nên để thuận lợi người ta coi chất khí cũng tuân theo định luật Stephan-Bonltzmann và năng suất bức xạ của chất khí xác định bằng:

$$E_K = \epsilon_K \cdot C_o \cdot \left(\frac{T_K}{100}\right)^4 \quad (11-50)$$

Ở đây ϵ_K gọi là độ đen của chất khí: $\epsilon_K = f(p.l, T)$ và được xác định bằng đồ thị. Nếu hỗn hợp gồm CO_2 và H_2O , đó là hai thành phần chính của sản phẩm cháy thì:

$$\epsilon_K = \epsilon_{\text{CO}_2} + \beta \cdot \epsilon_{\text{H}_2\text{O}} \quad (11-51)$$

Ở đây ϵ_{CO_2} , $\epsilon_{\text{H}_2\text{O}}$ là độ đen của khí CO_2 và H_2O và được xác định theo đồ thị cho từng chất khí theo nhiệt độ, phân áp suất và chiều dài quãng đường đi trung bình của tia:

$$\epsilon_{\text{CO}_2} = f_1(T_k, p_{\text{CO}_2}, l) \quad (11-52)$$

$$\epsilon_{\text{H}_2\text{O}} = f_2(T_k, p_{\text{H}_2\text{O}}, l) \quad (11-53)$$

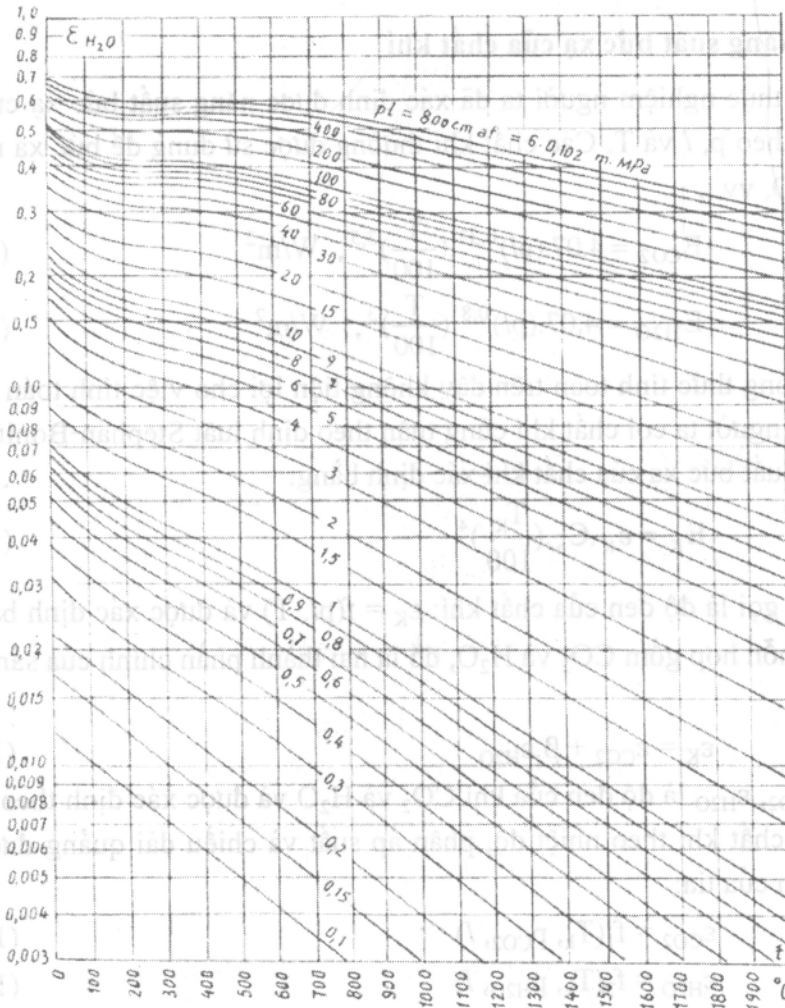
p_{CO_2} , $p_{\text{H}_2\text{O}}$ - phân áp suất của khí CO_2 và H_2O trong hỗn hợp.
Chiều dài trung bình của tia đi trong khối khí:

$$l = 3,6 \cdot \frac{V}{F}, \text{ m} \quad (11-54)$$

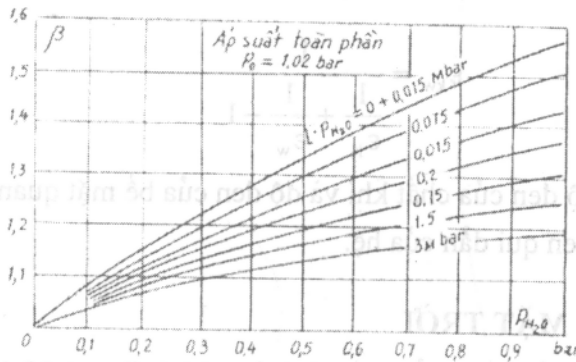
V - thể tích khối khí, m³;

F - diện tích bề mặt bao quanh, m²;

β - hệ số hiệu chỉnh kể đến sự phụ thuộc của ε_{H₂O} vào phân áp suất của H₂O trong hỗn hợp khí và được tra theo đồ thị.



Hình 11.9 Độ đen của hơi nước.



Hình 11.10 Hệ số hiệu chỉnh β .

11.4.3. Tính toán trao đổi nhiệt bức xạ giữa khối khí với bề mặt quanh nó

Giả sử một khối khí có nhiệt độ T_K được bao quanh bởi bề mặt có nhiệt độ T_w . Xác định lượng nhiệt trao đổi bức xạ giữa chất khí và vách bao quanh nó.

Dòng nhiệt trao đổi bức xạ được tính theo công thức:

$$q_{K-w} = \varepsilon_{hdw} \cdot C_o \cdot \left[\varepsilon_K \cdot \left(\frac{T_K}{100} \right)^4 - \varepsilon'_K \cdot \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right], \text{ W/m}^2 \quad (11-55)$$

Ở đây $C_o = 5,67 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$ - hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối;

ε_{hdw} - độ đen hiệu dụng của vách:

$$q_{K-w} = \varepsilon_{hdw} \cdot C_o \cdot \left[\varepsilon_K \cdot \left(\frac{T_K}{100} \right)^4 - \varepsilon'_K \cdot \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right] \quad (11-56)$$

$$\varepsilon_K = \varepsilon_{CO_2} + \beta \cdot \varepsilon_{H_2O}$$

$$\varepsilon'_K = \varepsilon'_{CO_2} + \beta \cdot \varepsilon'_{H_2O}$$

$$\varepsilon'_{CO_2} = f(T_w, p_{CO_2}, l) \text{ và } \varepsilon'_{H_2O} = f(T_w, p_{H_2O}, l)$$

Có thể tính mật độ dòng nhiệt trao đổi theo công thức gần đúng sau:

$$q_{K-w} = \varepsilon_{kw} \cdot C_o \cdot \left[\left(\frac{T_K}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right], \text{ W/m}^2 \quad (11-57)$$

trong đó:

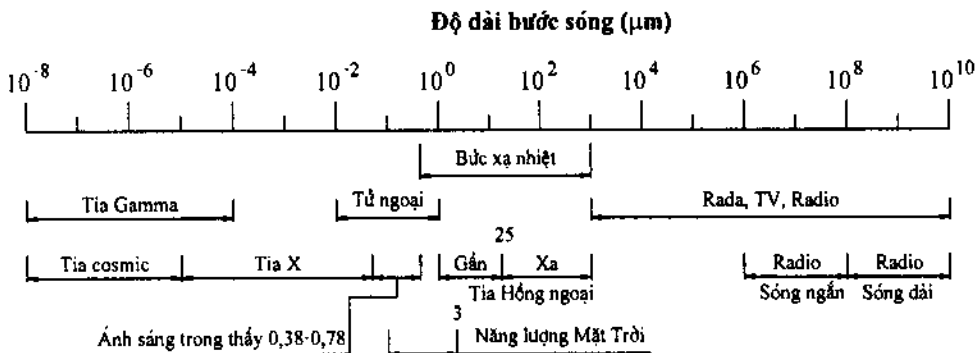
$$\epsilon_{kw} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_K} + \frac{1}{\epsilon_w} - 1} \quad (11-58)$$

ϵ_K, ϵ_w - độ đen của chất khí và độ đen của bề mặt quanh vách;
 ϵ_{kw} - độ đen qui dẫn của hệ.

11.5. BỨC XẠ MẶT TRỜI

Mặt trời là khối khí khổng lồ có đường kính $D = 1,39 \cdot 10^9$ m. Bên trong Mặt Trời liên tục xảy ra các phản ứng nhiệt hạch, phát ra năng lượng rất lớn. Nhiệt độ ở tâm của Mặt Trời khoảng từ $8 \cdot 10^6 + 40 \cdot 10^6$ °K. Nhiệt độ bề mặt ngoài khoảng 5762 °K.

Trong toàn bộ bức xạ của mặt trời, bức xạ liên quan trực tiếp đến các phản ứng hạt nhân xảy ra trong nhân mặt trời không quá 3%. Bức xạ γ ban đầu khi đi qua $5 \cdot 10^5$ km chiều dày của lớp vật chất mặt trời, bị biến đổi rất mạnh. Tất cả các dạng của bức xạ điện từ đều có bản chất sóng và chúng khác nhau ở bước sóng. Bức xạ γ là sóng ngắn nhất trong các sóng đó (hình 11.9). Từ tâm Mặt Trời đi ra do sự va chạm hoặc tán xạ mà năng lượng của chúng giảm đi và bây giờ chúng ứng với bức xạ có bước sóng dài. Như vậy bức xạ chuyển thành bức xạ Rơngen có bước sóng dài hơn. Gần đến bề mặt mặt trời nơi có nhiệt độ đủ thấp để có thể tồn tại vật chất trong trạng thái nguyên tử và các cơ chế khác bắt đầu xảy ra.



Hình 11.11. Dải bức xạ điện từ.

Đặc trưng của bức xạ Mặt Trời truyền trong không gian bên ngoài Mặt Trời là một phổ rộng trong đó cực đại của cường độ bức xạ nằm trong dải $10^{-1} \div 10 \mu\text{m}$ và hầu như một nửa tổng năng lượng mặt trời tập trung trong khoảng bước sóng $0,38 \div 0,78 \mu\text{m}$ đó là vùng nhìn thấy của phổ.

Chùm tia truyền thẳng từ mặt trời gọi là bức xạ trực xạ. Tổng hợp các tia trực xạ và tán xạ gọi là tổng xạ. Mật độ dòng bức xạ trực xạ ở ngoài lớp khí quyển, tính đối với với 1 m^2 bề mặt đặt vuông góc với tia bức xạ, được tính theo công thức:

$$q = \varphi_{D-T} \cdot C_0 (T/100)^4 \tag{11-57}$$

ở đây φ_{D-T} - hệ số góc bức xạ giữa trái đất và mặt trời

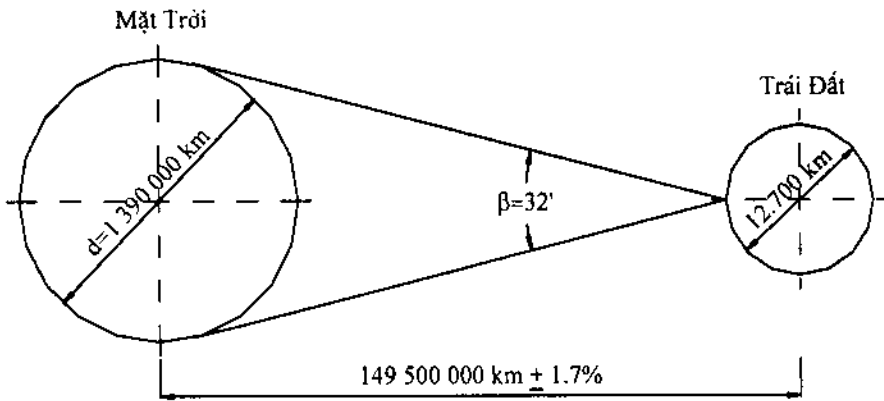
$$\varphi_{D-T} = \beta^2 / 4 ;$$

β - góc nhìn mặt trời và $\beta \approx 32'$ như hình 11.12;

$C_0 = 5,67 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$ - hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối;

$T \approx 5762^\circ\text{K}$ - nhiệt độ bề mặt mặt trời (xem giống vật đen tuyệt đối).

Vậy
$$q = \frac{\left(\frac{2.314.32}{360.60}\right)^2}{4} \cdot 5,67 \cdot \left(\frac{5762}{100}\right)^4 \approx 1353 \text{ W/m}^2 \tag{11-58}$$



Hình 11.12. Góc nhìn Mặt Trời.

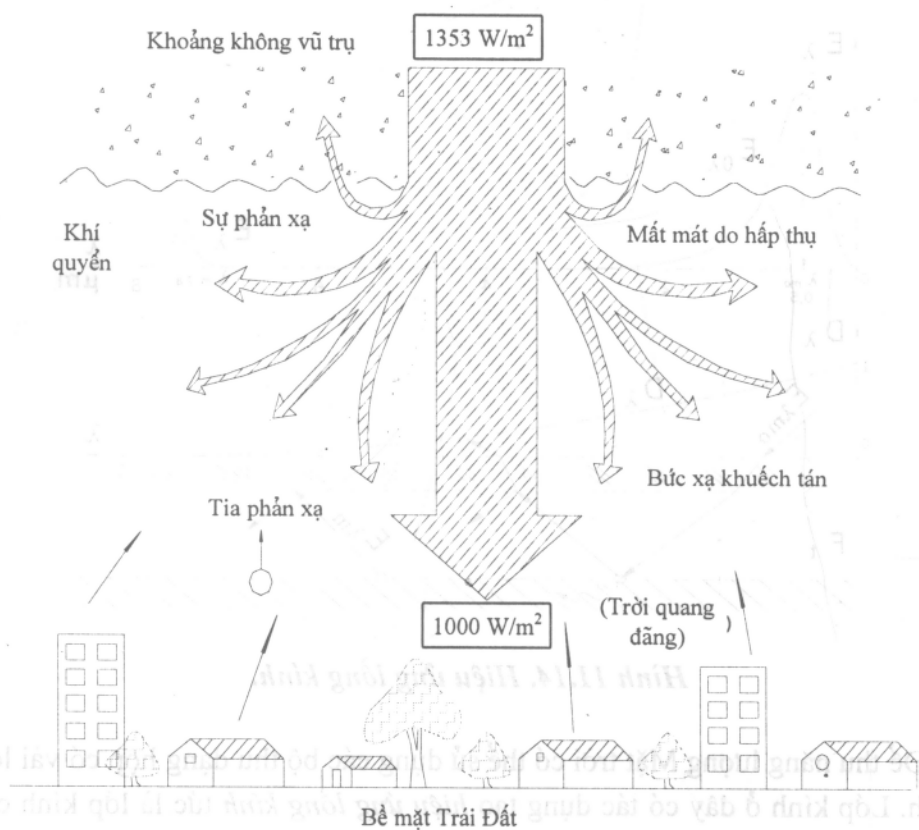
Do khoảng cách giữa Trái Đất và mặt trời thay đổi theo mùa trong năm nên β cũng thay đổi do đó q cũng thay đổi nhưng độ thay đổi này không lớn

lắm nên có thể xem q là không đổi và được gọi là *hằng số Mặt Trời*.

Khi truyền qua lớp khí quyển bao bọc quanh trái đất các chùm tia bức xạ bị hấp thụ và tán xạ bởi tầng ôzôn, hơi nước và bụi trong khí quyển, chỉ một phần năng lượng được truyền trực tiếp tới trái đất. Đầu tiên ôxy phân tử bình thường O_2 phân ly thành ôxy nguyên tử O , để phá vỡ liên kết phân tử đó, cần phải có các photon bước sóng ngắn hơn $0,18 \mu\text{m}$, do đó các photon (xem bức xạ như các hạt rời rạc - photon) có năng lượng như vậy bị hấp thụ hoàn toàn. Chỉ một phần các nguyên tử ôxy kết hợp thành các phân tử, còn đại đa số các nguyên tử tương tác với các phân tử ôxy khác để tạo thành phân tử ôzôn O_3 , ôzôn cũng hấp thụ bức xạ tử ngoại nhưng với mức độ thấp hơn so với ôxy, dưới tác dụng của các photon với bước sóng ngắn hơn $0,32 \mu\text{m}$, sự phân tách O_3 thành O_2 và O xảy ra. Như vậy hầu như toàn bộ năng lượng của bức xạ tử ngoại được sử dụng để duy trì quá trình phân ly và hợp nhất của O , O_2 và O_3 , đó là một quá trình ổn định. Do quá trình này, khi đi qua khí quyển, bức xạ tử ngoại biến đổi thành bức xạ với năng lượng nhỏ hơn.

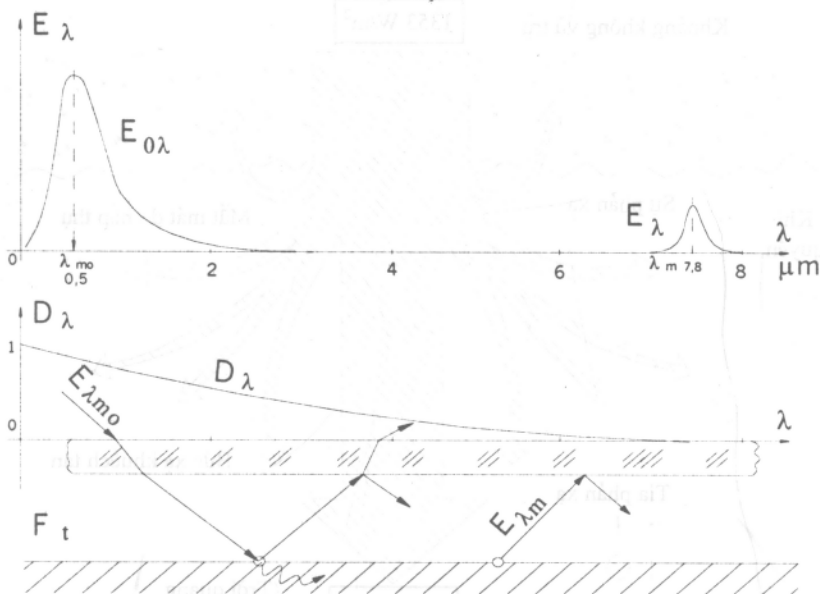
Các bức xạ với bước sóng ứng với các vùng nhìn thấy và vùng hồng ngoại của phổ tương tác với các phân tử khí và các hạt bụi của không khí nhưng không phá vỡ các liên kết của chúng, khi đó các photon bị tán xạ khá đều theo mọi hướng và một số photon quay trở lại không gian vũ trụ. Bức xạ chịu dạng tán xạ đó chủ yếu là bức xạ có bước sóng ngắn nhất. Sau khi phản xạ từ các phần khác nhau của khí quyển bức xạ tán xạ đi đến chúng ta mang theo màu xanh lam của bầu trời trong sáng và có thể quan sát được ở những độ cao không lớn. Các giọt nước cũng tán xạ rất mạnh bức xạ mặt trời. Bức xạ mặt trời khi đi qua khí quyển còn gặp một trở ngại đáng kể nữa đó là do sự hấp thụ của các phân tử hơi nước, khí cacbôníc và các hợp chất khác, mức độ của sự hấp thụ này phụ thuộc vào bước sóng, mạnh nhất ở khoảng giữa vùng hồng ngoại của phổ.

Phần năng lượng bức xạ mặt trời truyền tới bề mặt trái đất trong những ngày quang đãng (không có mây) ở thời điểm cao nhất vào khoảng 1000 W/m^2 (hình 11.13).



Hình 11.13. Quá trình truyền năng lượng bức xạ mặt trời qua lớp khí quyển của trái đất.

Yếu tố cơ bản xác định cường độ của bức xạ mặt trời ở một điểm nào đó trên trái đất là quãng đường nó đi qua. Sự mất mát năng lượng trên quãng đường đó gắn liền với sự tán xạ, hấp thụ bức xạ và phụ thuộc vào thời gian trong ngày, mùa, vị trí địa lý. Các mùa hình thành là do sự nghiêng của trục trái đất đối với mặt phẳng quỹ đạo của nó quanh mặt trời gây ra. Góc nghiêng vào khoảng $66,5^\circ$ và thực tế xem như không đổi trong không gian. Sự định hướng như vậy của trục quay trái đất trong chuyển động của nó đối với mặt trời gây ra những sự dao động quan trọng về độ dài ngày và đêm trong năm.



Hình 11.14. Hiệu ứng lồng kính.

Để thu năng lượng Mặt trời có thể sử dụng các bộ thu dạng hộp có vài lớp kính. Lớp kính ở đây có tác dụng tạo *hiệu ứng lồng kính* tức là lớp kính chỉ cho các tia bức xạ sóng ngắn của Mặt Trời đi qua nhưng ngược lại ngăn cản các tia phát xạ với bước sóng dài từ bề mặt thu nhiệt trở lại khí quyển (hình 11.14).

Năng lượng Mặt Trời được sử dụng để sưởi, sấy, chưng cất nước, làm lạnh, điều hoà không khí, sản xuất điện năng v.v...

BÀI TẬP CHƯƠNG 11

11.1. Tìm khả năng bức xạ của Mặt Trời, biết rằng nhiệt độ của Mặt Trời 5700°C và điều kiện bức xạ gần giống với vật đen tuyệt đối. Tính chiều dài bước sóng tương ứng với khả năng bức xạ đơn lớn nhất và năng lượng Mặt Trời phát ra trong một đơn vị thời gian nếu đường kính Mặt Trời bằng $1,391 \cdot 10^9 \text{ m}$.

Đáp số: $E_0 = 72,2 \cdot 10^6 \text{ W/m}^2$; $\lambda_{\text{max}} = 0,845 \text{ m}$; $Q_0 = 4,38 \cdot 10^{26} \text{ W}$.

11.2. Một thanh có nhiệt độ $t = 727^{\circ}\text{C}$, độ đen $\epsilon = 0,7$. Tìm khả năng bức xạ của thanh thép trong trường hợp ấy. Nếu nhiệt độ giảm đi còn một nửa thì khả năng bức xạ giảm đi bao nhiêu lần.

Đáp số: $E_1 = 3,97 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$, $Q_1/Q_2 = 6,7$.

11.3. Có hai tấm thép đặt song song, tấm thứ nhất có nhiệt $t_1 = 527^{\circ}\text{C}$, tấm thứ hai có nhiệt độ 27°C . Độ đen của hai tấm lần lượt là $\epsilon_1 = 0,8$, $\epsilon_2 = 0,6$. Tính khả năng bức xạ của mỗi tấm và năng lượng trao đổi giữa hai tấm. Nếu đặt ở giữa một màn chắn độ đen $\epsilon_m = 0,1$ thì năng lượng trao đổi bức xạ giảm mấy lần.

Đáp số: $E_1 = 18925 \text{ W/m}^2$; $E_2 = 279 \text{ W/m}^2$

$q_{12} = 11920 \text{ W/m}^2$; q_{12} giảm 11 lần.

11.4. Cho 02 tấm phẳng song song rộng vô hạn

- Tấm 1: Nhiệt độ $t_1 = 300^{\circ}\text{C}$, $\epsilon_1 = 0,8$

- Tấm 2: Nhiệt độ $t_2 = 50^{\circ}\text{C}$, $\epsilon_2 = 0,75$

Xác định:

- Độ đen qui dẫn của hệ

- Mật độ dòng nhiệt bức xạ q , W/m^2

- Cường độ bức xạ của các tấm

Đáp số: $\epsilon_{qd} = 0,63$, $q = 3461 \text{ W/m}^2$, $E_1 = 4890 \text{ W/m}^2$, $E_2 = 464 \text{ W/m}^2$.

11.5. Hai tấm song song, tấm 1 có nhiệt độ $t_1 = 327^{\circ}\text{C}$, tấm 2 có nhiệt độ 127°C . độ đen 2 tấm như nhau và bằng 0,8. Giữa 2 tấm có đặt màn có độ đen là $\epsilon_m = 0,05$

1. Tính mật độ dòng nhiệt q khi có 01 màn chắn

2. Muốn q giảm 79 lần so với khi không có màn chắn có bao nhiêu màn chắn với các điều kiện khác không đổi.

3. Nếu số màn chắn như ở câu 2, nhưng có độ đen 0,1 thì q giảm mấy lần

Đáp số: $q_{12} = 146 \text{ W/m}^2$, $n = 3$ màn chắn, q giảm 39 lần.

11.6. Một ống có đường kính $d = 200 \text{ mm}$, nhiệt độ bề mặt ống $t_1 = 527^\circ\text{C}$, độ đen $\epsilon_1 = 0,735$, ống dài 10 m .

a) Tính tổn thất nhiệt toàn phần của ống trong trường hợp ống đặt trong phòng riêng có nhiệt độ 27°C .

b). Nếu ống đặt trong cống gạch $400 \times 500 \text{ mm}$, độ đen $0,92$ và nhiệt độ bằng 27°C .

Đáp số: a) $Q = 105000 \text{ W}$; b) $Q = 103000 \text{ W}$.

11.7. Khí có thành phần $15\% \text{ CO}_2$ và $10\% \text{ H}_2\text{O}$. Nhiệt độ khói khi đi vào là 1400K , nhiệt độ khói khi đi ra là 1100K . Nhiệt độ bề mặt đường ống dẫn khói ở chỗ vào là 900K và ra là 700K , độ đen của bề mặt ống $\epsilon_w = 0,85$. Áp suất khói 1 bar . Xác định lượng nhiệt truyền bằng bức xạ từ khói đến 1 m^2 bề mặt ống dẫn khói đường kính 1 m và hệ số toả nhiệt bức xạ.

Đáp số: $q = 21300 \text{ W/m}^2$; $\alpha_{bx} = 47,3 \text{ W/m}^2.\text{K}$

11.8. Tính mật độ bức xạ của khói lò hơi tới vách ống của bộ qáu nhiệt bố trí so le đường kính $d = 83 \text{ mm}$, bước ngang $s_1 = 200 \text{ mm}$, bước dọc $s_2 = 350 \text{ mm}$. Thành phần khói $7,5\% \text{ H}_2\text{O}$ và $15\% \text{ CO}_2$, nhiệt độ khói khi vào 1020°C và khi ra 950°C , nhiệt độ bề mặt ống 500°C , độ đen của vách ống $\epsilon_w = 0,8$.

Đáp số: $q = 18924 \text{ W/m}^2$.

Chương 12

TRAO ĐỔI NHIỆT PHỨC TẠP VÀ TRUYỀN NHIỆT

Khái niệm và tính chất

Quá trình truyền nhiệt là quá trình trao đổi nhiệt giữa hai môi trường (chất lỏng hay chất khí) có nhiệt độ khác nhau qua một vách rắn ngăn cách.

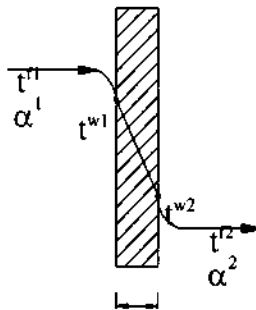
Quá trình này được thực hiện qua các giai đoạn:

- Trao đổi nhiệt giữa môi trường có nhiệt độ cao với bề mặt vách ngăn thực hiện chủ yếu bằng đối lưu.
- Dẫn nhiệt qua vách ngăn.
- Trao đổi nhiệt giữa bề mặt vách ngăn và môi trường nhiệt độ thấp thực hiện chủ yếu bằng đối lưu.

12.1. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH PHẪNG

12.1.1. Vách phẳng 1 lớp

Bài toán: Cho vách phẳng rộng vô hạn, đồng chất, đẳng hướng, có hệ số dẫn nhiệt λ không đổi, độ dày δ , hai bề mặt tiếp xúc với hai môi trường có nhiệt độ t_{f1} và t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt về phía hai môi trường đó lần lượt là α_1 và α_2 ($t_{f1} > t_{f2}$). Xác định dòng nhiệt trao đổi giữa hai môi trường.



Hình 12.1. Truyền nhiệt qua vách phẳng 1 lớp.

Từ điều kiện bài toán ta thấy dòng nhiệt chỉ truyền theo phương vuông góc với vách phẳng và qua ba giai đoạn như đã nêu trên. Ở điều kiện ổn định, dòng nhiệt từ môi trường nóng đến vách bằng dòng nhiệt truyền qua vách và cũng là dòng nhiệt truyền từ vách đến môi trường lạnh. Vậy ta có hệ phương trình sau:

- Toả nhiệt từ môi trường 1 lên bề mặt thứ nhất của vách rắn:

$$q = \alpha_1 \cdot (t_{f1} - t_{w1}) = \frac{t_{f1} - t_{w1}}{\frac{1}{\alpha_1}}, \text{ W/m}^2 \quad (12-1)$$

- Dẫn nhiệt trong lòng vách phẳng:

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta}{\lambda}}, \text{ W/m}^2 \quad (12-2)$$

- Toả nhiệt từ bề mặt thứ hai ra môi trường 2:

$$q = \alpha_2 \cdot (t_{w2} - t_{f2}) = \frac{t_{w2} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_2}}, \text{ W/m}^2 \quad (12-3)$$

Theo tính chất phân số, cộng tử số cho nhau và mẫu số cho nhau ta xác định được mật độ dòng nhiệt q:

$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \text{ W/m}^2 \quad (12-4)$$

Đặt $k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$, W/m².K, gọi là hệ số truyền nhiệt, ta có:

$$q = k \cdot (t_{f1} - t_{f2}), \text{ W/m}^2 \quad (12-5)$$

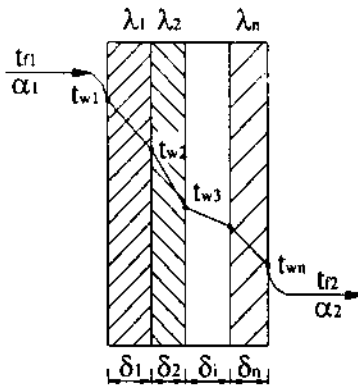
$$Q = k \cdot F \cdot (t_{f1} - t_{f2}), \text{ W} \quad (12-6)$$

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

$$R = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}, \text{ m}^2 \cdot \text{K/W} \quad (12-7)$$

12.1.2. Vách phẳng nhiều lớp

Bài toán: Cho vách phẳng rộng vô hạn, gồm n lớp vật liệu khác nhau. Trong mỗi lớp vật liệu đồng chất, đẳng hướng và có hệ số dẫn nhiệt không đổi. Độ dày các lớp là $\delta_1, \delta_2, \dots, \delta_n$ và hệ số dẫn nhiệt tương ứng là $\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_n$. Vách ngăn cách giữa hai môi trường có nhiệt độ t_{r1} và t_{r2} . Hệ số toả nhiệt giữa môi trường nóng với vách là α_1 , và giữa vách với môi trường lạnh là α_2 . Xác định mật độ dòng nhiệt trao đổi giữa hai môi trường và nhiệt độ các bề mặt của các lớp.



Hình 12.2. Truyền nhiệt qua vách phẳng n lớp.

Tương tự vách 1 lớp ta có:

- Toả nhiệt từ môi trường 1 lên bề mặt thứ nhất của lớp 1:

$$q = \alpha_1 \cdot (t_{r1} - t_{w1}) = \frac{t_{r1} - t_{w1}}{\frac{1}{\alpha_1}}, \text{ W/m}^2 \quad (I_1)$$

- Dẫn nhiệt trong lòng lớp 1 vách phẳng:

$$q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} (t_{w1} - t_{w2}) = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\lambda_1}{\delta_1}}, \text{ W/m}^2 \quad (I_2)$$

.....

- Toả nhiệt từ bề mặt thứ n + 1 ra môi trường 2:

$$q = \alpha_2 \cdot (t_{wn+1} - t_{f2}) = \frac{t_{wn+1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_2}}, \text{ W/m}^2 \quad (l_{n+2})$$

Theo tính chất phân số, cộng tử số cho nhau và mẫu số cho nhau ta xác định được mật độ dòng nhiệt q:

$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, \text{ W/m}^2 \quad (12-8)$$

Đặt $k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}$, W/m²K, gọi là hệ số truyền nhiệt, ta có:

$$q = k \cdot (t_{f1} - t_{f2}), \text{ W/m}^2 \quad (12-9)$$

$$Q = k \cdot F \cdot (t_{f1} - t_{f2}), \text{ W} \quad (12-10)$$

Ta có thể xác định nhiệt độ các bề mặt dựa vào các phương trình (l_1), (l_2), ..., (l_{n+1})

Từ (l_1) ta có:

$$t_{w1} = t_{f1} - q \cdot \frac{1}{\alpha_1} \quad (12-11)$$

Từ (l_2) ta có:

$$t_{w2} = t_{f1} - q \cdot \left[\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} \right] \quad (12-12)$$

Từ (l_i) bất kỳ ta có:

$$t_{wi} = t_{f1} - q \cdot \left[\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \dots + \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right] \quad (12-13)$$

Từ (l_{n+1}) ta có:

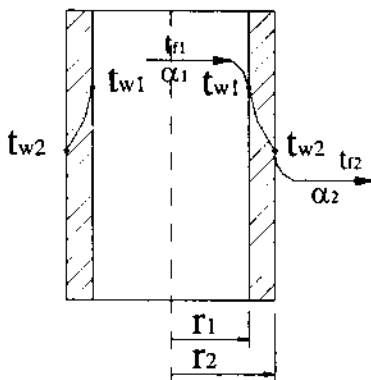
$$t_{wn+1} = t_{f1} - q \cdot \left[\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right] \quad (12-14)$$

12.2. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH TRỤ

12.2.1. Vách trụ một lớp

Bài toán: Cho vách trụ dài vô hạn làm bằng vật liệu đồng chất, đẳng

hướng có hệ số dẫn nhiệt λ không đổi, có đường kính trong d_1 và đường kính ngoài là d_2 , hai bề mặt tiếp xúc với 2 môi trường có nhiệt độ t_{f1} bên trong và t_{f2} bên ngoài, hệ số tỏa nhiệt về phía hai môi trường đó lần lượt là α_1 và α_2 ($t_{f1} > t_{f2}$).



Hình 12.3. Truyền nhiệt qua vách trụ 1 lớp.

Tương tự như bài toán truyền nhiệt qua vách phẳng ta có:

- Dòng nhiệt toả nhiệt từ môi trường 1 lên bề mặt trong của vách trụ, tính cho 1 m chiều dài được xác định theo công thức:

$$q_1 = \frac{Q}{l} = \frac{F_1 \cdot q_1}{l} = \frac{\pi d_1 \cdot l}{l} \alpha_1 \cdot (t_{f1} - t_{w1}) = \pi \cdot d_1 \cdot \alpha_1 \cdot (t_{f1} - t_{w1}) = \frac{t_{f1} - t_{w1}}{\frac{1}{\pi d_1 \cdot \alpha_1}}, \text{ W/m} \quad (12-15)$$

- Dẫn nhiệt qua vách trụ:

$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \lambda \ln \frac{d_2}{d_1}}}, \text{ W/m} \quad (12-16)$$

- Tỏa nhiệt từ bề mặt ngoài của vách ra môi trường t_{f2} .

$$q_1 = \frac{Q}{l} = \frac{F_2 \cdot q_2}{l} = \frac{\pi d_2 \cdot l}{l} \alpha_2 \cdot (t_{w2} - t_{f2}) = \pi \cdot d_2 \cdot \alpha_2 \cdot (t_{w2} - t_{f2}) = \frac{t_{w2} - t_{f2}}{\frac{1}{\pi d_2 \cdot \alpha_2}} \quad (12-17)$$

Theo tính chất phân số ta cộng tử số cho nhau và mẫu số cho nhau thì giá trị phân số không đổi:

$$q_1 = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\pi d_1 \alpha_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\pi d_2 \alpha_2}}, \quad \text{W/m} \quad (12-18)$$

đặt $k = \frac{1}{\frac{1}{\pi d_1 \alpha_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\pi d_2 \alpha_2}}$, W/m.K, gọi là hệ số truyền nhiệt của

vách trụ, ta có:

$$q = k.(t_{f1} - t_{f2}), \quad \text{W/m} \quad (12-19)$$

$$Q = k.l.(t_{f1} - t_{f2}), \quad \text{W} \quad (12-20)$$

Đại lượng nghịch đảo của hệ số truyền nhiệt:

$$R = \frac{1}{\pi d_1 \alpha_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\pi d_2 \alpha_2} \quad \text{gọi là nhiệt trở truyền nhiệt vách trụ, từ}$$

đó có thể viết:

$$q_1 = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{R}, \quad \text{W/m} \quad (12-21)$$

12.2.2. Vách trụ nhiều lớp

Bài toán: Cho vách trụ dài vô hạn có n lớp vật liệu khác nhau. Mỗi lớp vật liệu đồng chất, đẳng hướng và có hệ số dẫn nhiệt không đổi. Đường kính các bề mặt vách từ trong ra ngoài là d_1, d_2, \dots, d_{n+1} và hệ số dẫn nhiệt các lớp lần lượt là $\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_n$. Vách ngăn cách hai môi trường có nhiệt độ t_{f1} và t_{f2} ($t_{f1} > t_{f2}$). Xác định dòng nhiệt trao đổi và nhiệt độ các bề mặt vách.

Dẫn giải như trên ta có:

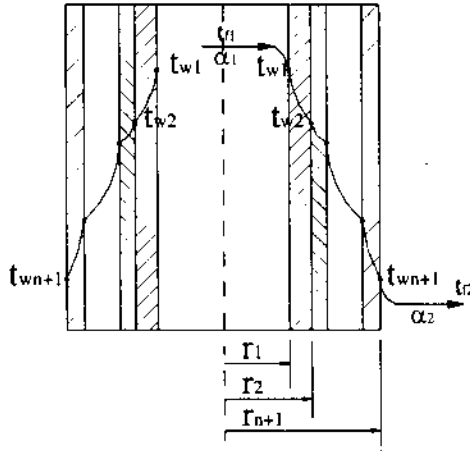
$$q = k.(t_{f1} - t_{f2}), \quad \text{W/m} \quad (12-22)$$

$$Q = k.l.(t_{f1} - t_{f2}), \quad \text{W} \quad (12-23)$$

Trong đó, hệ số truyền nhiệt của vách được xác định:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\pi d_1 \alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\pi d_{n+1} \alpha_2}} \quad (12-24)$$

Nhiệt trở truyền nhiệt của vách:



Hình 12.4. Truyền nhiệt qua vách trụ n lớp.

$$R = \frac{1}{\pi d_1 \alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\pi \lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\pi d_{n+1} \alpha_2} \quad (12-25)$$

Ta có thể xác định nhiệt độ các bề mặt vách:

$$t_{w1} = t_{f1} - q_1 \cdot \frac{1}{\pi d_1 \alpha_1} \quad (12-26)$$

$$t_{wi} = t_{f1} - q_1 \cdot \left[\frac{1}{\pi d_1 \alpha_1} + \frac{1}{2\pi \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \dots + \frac{1}{2\pi \lambda_{i-1}} \ln \frac{d_i}{d_{i-1}} \right] \quad (12-27)$$

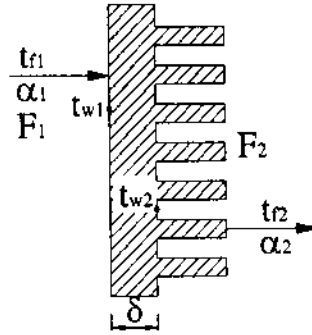
$$t_{wn+1} = t_{f1} - q_1 \cdot \left[\frac{1}{\pi d_1 \alpha_1} + \frac{1}{2\pi \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \dots + \frac{1}{2\pi \lambda_{i-1}} \ln \frac{d_{n+1}}{d_n} \right] \quad (12-28)$$

12.3. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH CÓ CÁNH

Bài toán: Cho vách làm bằng vật liệu đồng chất, đẳng hướng và có hệ số dẫn nhiệt \$\lambda\$ không đổi, chiều dày vách là \$\delta\$, phía vách có diện tích \$F_1\$ tiếp xúc môi trường có nhiệt độ \$t_{f1}\$, hệ số toả nhiệt từ môi trường đến vách là \$\alpha_1\$, phía vách có cánh diện tích \$F_2\$ tiếp xúc môi trường có nhiệt độ \$t_{f2}\$ và hệ số toả nhiệt từ vách ra môi trường này là \$\alpha_2\$.

Gọi nhiệt độ các bề mặt phía không làm cánh là \$t_{w1}\$ và phía có cánh là \$t_{w2}\$, ta có:

Dòng nhiệt truyền qua vách:



Hình 12.5. Truyền nhiệt qua vách có cánh.

$$Q = \alpha_1 \cdot F_1 \cdot (t_{f1} - t_{w1}) = \frac{t_{f1} - t_{w1}}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot F_1}} \quad (12-29)$$

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} \cdot F_1 \cdot (t_{w1} - t_{w2}) = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta}{\lambda \cdot F_1}} \quad (12-30)$$

$$Q = \alpha_2 \cdot F_2 \cdot (t_{w2} - t_{f2}) = \frac{t_{w2} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_2 \cdot F_2}} \quad (12-31)$$

Suy ra:

$$Q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot F_2}} \quad (12-32)$$

Đặt $k_c = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot F_2}}$ gọi là hệ số truyền nhiệt vách có cánh

$$Q = k_c \cdot (t_{f1} - t_{f2}), w \quad (12-33)$$

Nhiệt độ bề mặt các vách

$$t_{w1} = t_{f1} - Q \cdot \frac{1}{\alpha_1 \cdot F_1} \quad (12-34)$$

$$t_{w2} = t_{f2} + Q \cdot \frac{1}{\alpha_2 \cdot F_2} \quad (12-35)$$

Mật độ dòng nhiệt qua bề mặt F_1 :

$$q_1 = \frac{Q}{F_1} = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{F_1}{F_2} \frac{1}{\alpha_2}} \quad (12-36)$$

Tỷ số F_2/F_1 gọi là hệ số làm cánh.

Mật độ dòng nhiệt qua bề mặt F_2 :

$$q_2 = \frac{Q}{F_2} = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{F_2}{F_1} \frac{1}{\alpha_1} + \frac{F_2}{F_1} \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (12-37)$$

12.4. TĂNG CƯỜNG TRAO ĐỔI NHIỆT VÀ TÍNH CHIỀU DÀY CÁCH NHIỆT TỐI ƯU

12.4.1. Tăng cường trao đổi nhiệt

Tùy theo từng trường hợp cụ thể để tăng cường trao đổi nhiệt ta có các biện pháp khác nhau. Trong trường hợp truyền nhiệt, hiệu quả trao đổi nhiệt thể hiện ở hệ số truyền nhiệt và phụ thuộc vào nhiều yếu tố, vấn đề là nên lựa chọn ưu tiên yếu tố nào, hay nói cách khác yếu tố nào ảnh hưởng nhiều nhất đến hệ số truyền nhiệt k .

Xét trường hợp truyền nhiệt qua vách phẳng:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (12-38)$$

Để tăng hệ số truyền nhiệt có thể giảm các nhiệt trở: $\frac{1}{\alpha_1}$, $\frac{\delta}{\lambda}$, $\frac{1}{\alpha_2}$, nghĩa là

tăng α_1 , α_2 , λ và giảm δ . Nhưng vấn đề là thay đổi đại lượng nào có lợi hơn. Nếu bỏ qua nhiệt trở dẫn nhiệt thì hệ số truyền nhiệt k được tính:

$$k = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2} \quad (12-39)$$

Theo biểu thức trên ta thấy k luôn nhỏ hơn các hệ số toả nhiệt α_1 và α_2 . Vì vậy ta thấy để tăng k hiệu quả cần tăng hệ số toả nhiệt bé.

12.4.2 Xác định chiều dày cách nhiệt tối ưu của vách trụ

Khác với vách phẳng khi tăng chiều dày vách thì nhiệt trở tăng, hệ số truyền nhiệt giảm, vách trụ không phải hoàn toàn như thế. Ta hãy xem xét nhiệt trở vách trụ sẽ thế nào khi tăng chiều dày vách.

Giả sử bên ngoài vách trụ đường kính d_2 có bọc một lớp cách nhiệt và đường kính là d_{CN} . Nhiệt trở vách trụ khi đó:

$$R = \frac{1}{\pi \alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\pi \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2\pi \lambda_{CN}} \ln \frac{d_{CN}}{d_2} + \frac{1}{\pi \alpha_2 d_{CN}} \quad (12-40)$$

đạo hàm R theo chiều dày cách nhiệt khi coi các yếu tố khác không đổi ta có:

$$\frac{dR}{d(d_{CN})} = \frac{1}{2\pi \lambda_{CN} \cdot d_{CN}} - \frac{1}{\pi \alpha_2 \cdot d_{CN}^2} \quad (12-41)$$

đạo hàm trên bằng 0 khi:

$$\frac{1}{2\pi \lambda_{CN} \cdot d_{CN}} - \frac{1}{\pi \alpha_2 \cdot d_{CN}^2} = 0 \quad (12-42)$$

Từ đó suy ra đường kính cách nhiệt tối hạn để cho R nhỏ nhất là:

$$d_{th} = \frac{2 \cdot \lambda_{CN}}{\alpha_2} \quad (12-43)$$

Như vậy khi $d_2 < d_{th}$ việc bọc cách nhiệt không có lợi, và chỉ có lợi khi $d_2 > d_{th}$. Vì vậy cần chọn vật liệu cách nhiệt sao cho:

$$d_2 > d_{th} \text{ hay } \lambda_{CN} < \frac{\alpha_2 \cdot d_2}{2} \quad (12-44)$$

Khi bọc cách nhiệt cũng cần tính toán kinh tế kỹ thuật sao cho chi phí đầu tư và vận hành là nhỏ nhất và đảm bảo các yêu cầu kỹ thuật, thẩm mỹ.

BÀI TẬP CHƯƠNG 12

12.1. Vách phẳng 2 lớp ngăn cách khói và không khí. Nhiệt độ khói $t_{t1} = 200^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí $t_{t2} = 30^\circ\text{C}$.

- Lớp 1: $\delta_1 = 300 \text{ mm}$, $\lambda_1 = 0,6 \text{ W/m.K}$
- Lớp 2: $\delta_1 = 400 \text{ mm}$, $\lambda_1 = 0,8 \text{ W/m.K}$

Hệ số tỏa nhiệt về phía khói $\alpha_1 = 25 \text{ W/m}^2.\text{K}$, về phía không khí $\alpha_2 = 40 \text{ W/m}^2.\text{K}$

Xác định:

- Mật độ dòng nhiệt q
- Nhiệt độ các bề mặt vách t_{w1} , t_{w2} và t_{w3}

Đáp số: $q = 160 \text{ W/m}^2$; $t_{w1} = 194^\circ\text{C}$; $t_{w2} = 114^\circ\text{C}$; $t_{w3} = 54^\circ\text{C}$.

12.2. Một tường lò bên trong là gạch chịu lửa dày 250 mm, hệ số dẫn nhiệt 0,348 W/m.K, bên ngoài là lớp gạch đỏ dày 250 mm, hệ số dẫn nhiệt 0,695 W/m.K. Nếu khói trong lò có nhiệt độ 1300°C , hệ số tỏa nhiệt từ khói đến gạch là $34,8 \text{ W/m}^2.\text{K}$; nhiệt độ của không khí xung quanh bằng 30°C . Hệ số tỏa nhiệt từ gạch đến không khí là $11,6 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

Tìm mật độ dòng nhiệt qua tường lò và nhiệt độ tiếp xúc giữa hai lớp gạch.

Đáp số: $q = 1064 \text{ W/m}^2.\text{K}$; $t_{w2} = 504^\circ\text{C}$.

12.3. Vách trụ 2 lớp ngăn cách 02 môi trường có nhiệt độ $t_{t1} = 200^\circ\text{C}$ và $t_{t2} = 50^\circ\text{C}$

+ Lớp trong $d_1/d_2 = 75/100 \text{ mm}$, $\lambda_1 = 0,5 \text{ W/m.K}$

+ Lớp ngoài $d_2/d_3 = 100/125 \text{ mm}$, $\lambda_2 = 0,2 \text{ W/m.K}$

Hệ số tỏa nhiệt về môi trường 1: $\alpha_1 = 50 \text{ W/m}^2.\text{K}$, về môi trường 2: $\alpha_2 = 100 \text{ W/m}^2.\text{K}$

Xác định:

- Dòng nhiệt qua 1 m chiều dài vách q_l
- Nhiệt độ các bề mặt: t_{w1} , t_{w2} , t_{w3}

Đáp số: $q_l = 395 \text{ W/m}$; $t_{w1} = 174^\circ\text{C}$; $t_{w2} = 138^\circ\text{C}$ và $t_{w3} = 60^\circ\text{C}$.

12.4. Một ống dẫn hơi bằng thép, đường kính 200/216 mm, hệ số dẫn nhiệt 46 W/m.K được bọc bằng một lớp cách nhiệt dày 120 mm, có hệ số dẫn nhiệt 0,116 W/m.K. Nhiệt độ của hơi bằng 300°C . Hệ số tỏa nhiệt từ hơi đến bề mặt trong của ống bằng $116 \text{ W/m}^2.\text{K}$, nhiệt độ không khí xung quanh

bằng 25°C . Hệ số toả nhiệt từ bề mặt ngoài lớp cách nhiệt đến không khí xung quanh $10 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$. Xác định tổn thất nhiệt trên 1m chiều dài ống và nhiệt độ bề mặt lớp cách nhiệt.

Đáp số: $q_1 = 247,5 \text{ W/m}$; $t_{w3} = 49,75^{\circ}\text{C}$

12.5. Một vách có cánh dày 12 mm, hệ số dẫn nhiệt $60 \text{ W/m}\cdot\text{K}$. Phía không làm cánh tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ 117°C , hệ số toả nhiệt $\alpha_1 = 250 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$. Phía làm cánh tiếp xúc với không khí nhiệt độ 17°C , hệ số toả nhiệt $\alpha_2 = 12 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$. Hệ số làm cánh $F_2/F_1 = 12$.

Xác định mật độ dòng nhiệt phía không làm cánh và phía làm cánh. Nhiệt độ bề mặt tiếp xúc với môi trường nóng và môi trường lạnh. Hiệu quả của việc làm cánh.

Đáp số: $q_1 = 8970 \text{ W/m}^2$; $q_2 = 747,5 \text{ W/m}^2$; $q_{oc} = 1142 \text{ W/m}^2$; hiệu quả làm cánh $q_1/q_{oc} = 7,85$ lần.

12.6. Một vách có cánh dày 10mm, vật liệu có $\lambda = 40 \text{ W/m}\cdot\text{K}$, phía không làm cánh tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ $t_{f1} = 75^{\circ}\text{C}$, hệ số toả nhiệt $\alpha_1 = 200 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$. Phía làm cánh tiếp xúc với không khí nhiệt độ $t_{f2} = 15^{\circ}\text{C}$ hệ số toả nhiệt $\alpha_2 = 10 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$. Xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách khi có cánh và không có cánh và nhiệt độ bề mặt phía làm cánh và phía không làm cánh. Biết hệ số làm cánh $F_2/F_1 = 13$.

Đáp số: Khi làm cánh $q = 4620 \text{ W/m}^2$;

Khi không làm cánh $q = 570 \text{ W/m}^2$.

Chương 13

THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

13.1. KHÁI NIỆM VÀ PHÂN LOẠI THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

13.1.1. Thiết bị trao đổi nhiệt

Thiết bị trao đổi nhiệt là thiết bị trong đó thực hiện quá trình trao đổi nhiệt giữa các chất mang nhiệt, thường là các chất lỏng và khí.

Ví dụ như các thiết bị ngưng tụ, bay hơi trong các hệ thống lạnh, các clorifer trong các hệ thống sấy, bộ hâm nước, bộ sấy không khí, bộ quá nhiệt trong các nhà máy nhiệt điện vv...

13.1.2. Phân loại

Các thiết bị trao đổi nhiệt có nguyên lý làm việc, cấu tạo, chức năng rất khác nhau.

a) Theo nguyên lý làm việc

Theo nguyên lý làm việc người ta phân ra làm 3 loại thiết bị trao đổi nhiệt:

- Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu vách ngăn

Trong thiết bị này các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt với nhau một cách liên tục qua một vách rắn ngăn cách, thường vách bằng kim loại. Sự trao đổi nhiệt thực hiện liên tục và ổn định. Loại thiết bị này thường được sử dụng rộng rãi trong thực tế.

- Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hồi nhiệt

Trong thiết bị trao đổi nhiệt dạng này, các chất trao đổi nhiệt với nhau qua bộ phận trung gian gọi là bộ tích nhiệt. Bộ tích nhiệt có thể đứng yên hay xoay tròn. Sự trao đổi nhiệt ở đây thực hiện qua hai giai đoạn: Giai đoạn đầu chất tải nhiệt có nhiệt độ cao đi qua và thải nhiệt cho bộ tích nhiệt. Sau đó cho chất tải nhiệt có nhiệt độ thấp đi qua và nhận nhiệt ở bộ tích nhiệt. Vì vậy trao đổi nhiệt ở đây có tính chu kỳ và không ổn định.

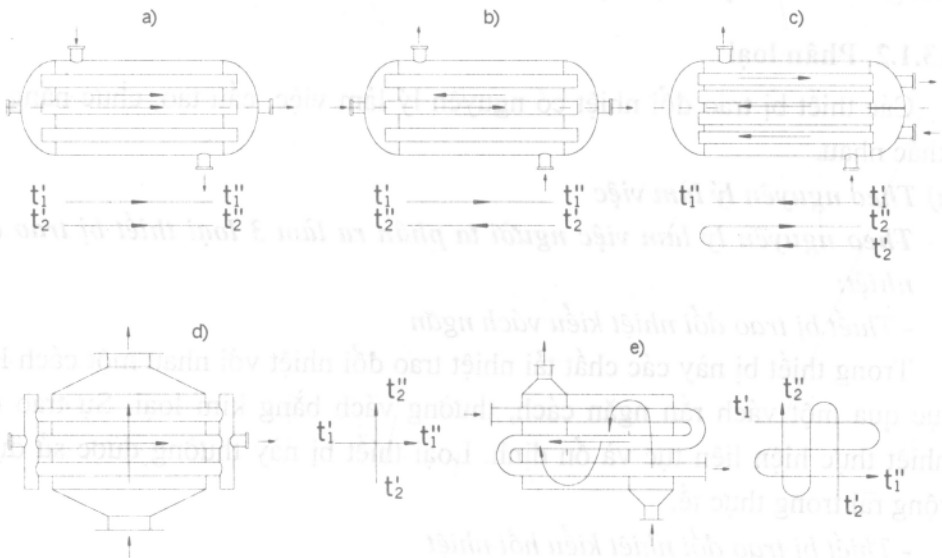
- *Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hỗn hợp*

Trong thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hỗn hợp các chất trao đổi nhiệt cho nhau khi hỗn hợp với nhau. Đặc điểm của loại này là quá trình trao đổi nhiệt gắn liền với quá trình trao đổi chất.

Ngoài ra còn có thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống nhiệt. Ống nhiệt là ống kim loại được hàn kín trong có chứa một chất lỏng xác định. Ống được chia làm ba phần: phần sôi, phần đoạn nhiệt và phần ngưng. Ở phần sôi chất lỏng được đốt nóng bởi môi chất nóng hay nguồn nóng và bốc hơi lên phần ngưng trao đổi nhiệt với môi chất lạnh và ngưng lại và chảy về phần sôi để tiếp tục hành trình.

b) Theo sơ đồ chuyển động của môi chất

Theo sơ đồ chuyển động của môi chất trong thiết bị trao đổi nhiệt có vách ngăn người ta phân thiết bị ra làm các loại sau:



Hình 13.1. Các sơ đồ chuyển động của môi chất trong TBTDN có vách ngăn.

- *Thiết bị trao đổi nhiệt song song cùng chiều:* Là thiết bị trao đổi nhiệt trong đó các môi chất chuyển động song song và cùng chiều với nhau (hình 13.1a)

- *Thiết bị trao đổi nhiệt song song ngược chiều*: Là thiết bị trao đổi nhiệt trong đó các môi chất chuyển động song song và ngược chiều với nhau (hình 13.1b)

- *Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hỗn hợp*: Là thiết bị trao đổi nhiệt trong đó các môi chất chuyển động phối hợp giữa cùng chiều và ngược chiều (hình 13.1c)

- *Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu cắt nhau*: Là thiết bị trao đổi nhiệt trong đó các môi chất chuyển động giao nhau một lần hoặc nhiều lần (hình 13.1d, e)

13.2. CÁC PHƯƠNG TRÌNH CƠ BẢN ĐỂ TÍNH NHIỆT THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

13.2.1. Phương trình cân bằng nhiệt

Phương trình cân bằng nhiệt là phương trình cân bằng nhiệt lượng giữa chất lỏng nóng toả ra và lượng nhiệt do chất lỏng lạnh nhận vào.

Để thuận tiện cho việc biểu thị ta qui ước một số ký hiệu như sau:

- Các dấu ' và " biểu thị trạng thái đầu vào và ra của môi chất;
- Các chỉ số "1" và "2" là chỉ môi chất nóng và lạnh;
- $t'_1 - t''_1 = \Delta t_1$ và $t'_2 - t''_2 = \Delta t_2$ là độ chênh nhiệt độ của chất lỏng nóng và lạnh khi đi qua thiết bị

Trong thiết bị trao đổi nhiệt toàn bộ nhiệt lượng môi chất nóng nhả ra đều cung cấp cho chất lỏng lạnh, phương trình có dạng:

$$G_1 \cdot (i''_1 - i'_1) = G_2 \cdot (i''_2 - i'_2) \quad (13-1)$$

Nếu nhiệt dung riêng của chất lỏng không đổi thì phương trình trên có thể viết lại:

$$G_1 \cdot C_{p1} (t''_1 - t'_1) = G_2 \cdot C_{p2} (t''_2 - t'_2), \quad W \quad (13-2)$$

G_1, G_2 - lưu lượng khối lượng của môi chất nóng và lạnh, kg/s;

C_{p1}, C_{p2} - nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp của môi chất nóng và lạnh, J/kg.K.

Nếu đặt $W = G \cdot C_p$ và gọi là nhiệt dung toàn phần của môi chất hay đương lượng nước thì:

$$W_1 (t'_1 - t''_1) = W_2 (t''_2 - t'_2), \quad W \quad (13-3)$$

hay: $W_1 \Delta t_1 = -W_2 \Delta t_2 \quad (13-4)$

Hay viết dưới dạng vi phân

$$\delta Q = W_1 dt_1 = -W_2 dt_2 \quad (13-5)$$

13.2.2. Phương trình truyền nhiệt

Khi xét trên một khoảng diện tích phân tố dF_x của thiết bị trao đổi nhiệt ta có phương trình truyền nhiệt:

$$\delta Q = k.(t_1 - t_2)dF_x = k. \Delta t_x .dF_x, \quad W \quad (13-6)$$

$t_1 - t_2 = \Delta t_x$ là độ chênh nhiệt độ giữa môi chất nóng và lạnh trên mặt dF_x .
 k - là hệ số truyền nhiệt của thiết bị (thường được xem là không đổi trên toàn mặt F), W/m^2K .

Tính trên toàn diện tích của thiết bị trao đổi nhiệt ta có:

$$Q = \int_F k.\Delta t_x .dF_x = k.F.\overline{\Delta t}, \quad W \quad (13-7)$$

$\overline{\Delta t} = \frac{1}{F} \int_F \Delta t_x .dF_x$ - độ chênh nhiệt độ trung bình trên mặt F của hai môi chất.

13.3. TÍNH ĐỘ CHÊNH NHIỆT ĐỘ TRUNG BÌNH CỦA CHẤT LỎNG TRONG THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

13.3.1. Chuyển động song song cùng chiều

Độ chênh nhiệt độ trung bình được tính như sau:

$$\Delta t_{tb} = \int_0^F \frac{\Delta t_x .dF}{F} \quad (13-8)$$

trong đó $\Delta t_x = t_1 - t_2$

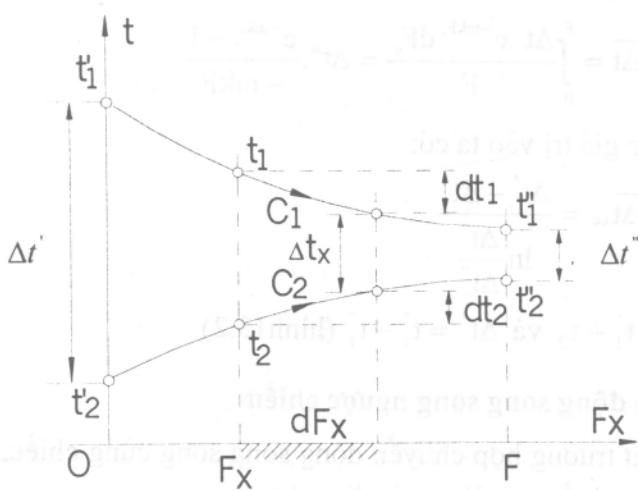
Vấn đề là xác định Δt_x , xét trên một đoạn phân tố diện tích dF_x ta có:

Từ phương trình cân bằng nhiệt và truyền nhiệt ta có:

$$\delta Q = -G_1.C_{p1}dt_1 = G_2.C_{p2}dt_2 \quad (13-9)$$

$$\delta Q = k.(t_1 - t_2)dF_x \quad (13-10)$$

$$\text{Do đó: } dt_1 - dt_2 = d(t_1 - t_2) = -\left(\frac{1}{G_1.C_{p1}} + \frac{1}{G_2.C_{p2}}\right)\delta Q = -\left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2}\right).\delta Q \quad (13-11)$$



Hình 13.2. Sơ đồ môi chất chuyển động song song cùng chiều.

Đặt $m = -\left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2}\right)$ ta có:

$$d(t_1 - t_2) = m \cdot \delta Q \quad (13-12)$$

Từ đó suy ra:

$$d(t_1 - t_2) = -m \cdot \delta Q = -m \cdot k \cdot (t_1 - t_2) dF_x \quad (13-13)$$

Hay:

$$\frac{d(\Delta t_x)}{\Delta t_x} = -m \cdot k \cdot dF_x \quad (13-14)$$

Tích phân hai vế ta có:

$$\int_{\Delta t_1}^{\Delta t_x} \frac{d(\Delta t_x)}{\Delta t_x} = \int_0^{F_x} -m \cdot k \cdot dF_x \quad (13-15)$$

Hay:

$$\ln \frac{\Delta t_x}{\Delta t_1} = -m \cdot k \cdot F_x \quad (13-16)$$

Suy ra:

$$\Delta t_x = \Delta t_1 \cdot e^{-mkF_x} \quad (13-17)$$

$$\Delta t'' = \Delta t_1 \cdot e^{-mkF} \quad (13-18)$$

Thay vào trên ta có:

$$\overline{\Delta t} = \int_0^F \frac{\Delta t' \cdot e^{-mkF_x} dF_x}{F} = \Delta t'' \cdot \frac{e^{-mkF} - 1}{-mkF} \quad (13-19)$$

Sau khi thay các giá trị vào ta có:

$$\overline{\Delta t}_{cc} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} \quad (13-20)$$

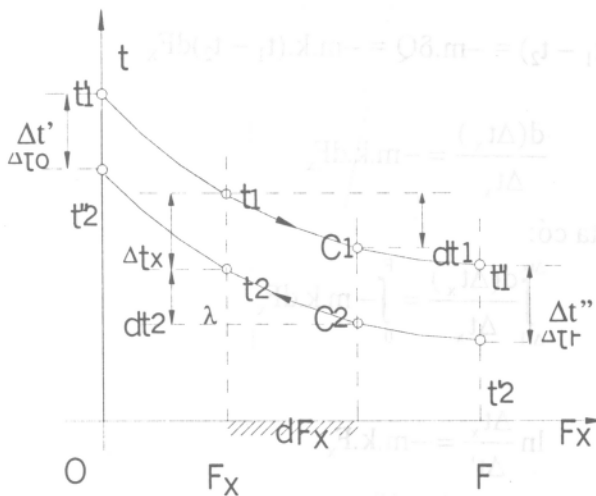
trong đó $\Delta t' = t_1' - t_2'$ và $\Delta t'' = t_1'' - t_2''$ (hình13.2)

13.3.2. Chuyển động song song ngược chiều

Tương tự như trường hợp chuyển động song song cùng chiều, trường hợp song song ngược chiều người ta xác định được:

$$\overline{\Delta t}_{nc} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} \quad (13-21)$$

trong đó: $\Delta t' = t_1' - t_2'$ và $\Delta t'' = t_1'' - t_2''$ (hình13.3)



Hình 13.3. Sơ đồ môi chất chuyển động song song ngược chiều.

13.3.3. Chuyển động cắt nhau

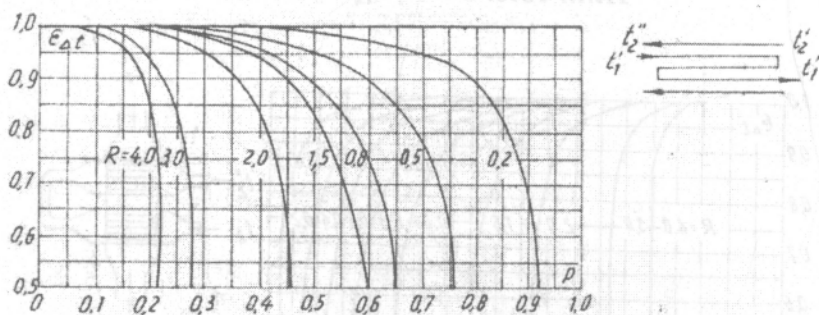
Trong trường hợp này độ chênh nhiệt độ trung bình được tính

$$\overline{\Delta t}_{\text{cat}} = \overline{\Delta t}_{\text{nc}} \cdot \epsilon_{\Delta t}$$

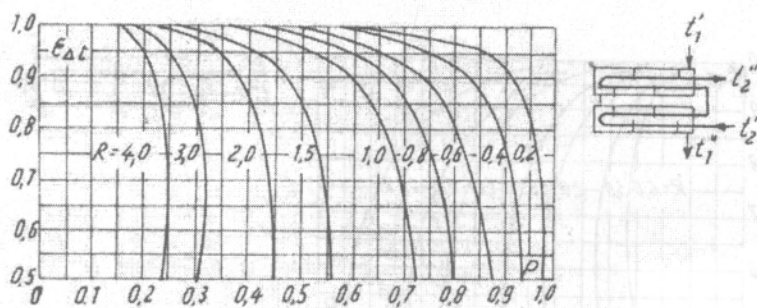
trong đó: $\overline{\Delta t}_{\text{nc}}$ - độ chênh nhiệt độ trung bình khi chuyển động ngược chiều;

$\epsilon_{\Delta t}$ - hệ số hiệu chỉnh phụ thuộc vào hai đại lượng P và R: $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$

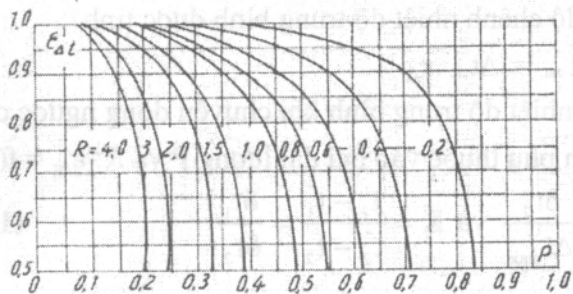
$$P = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_2'} = \frac{\delta t_2}{\Delta t_{\text{max}}} \quad \text{và} \quad R = \frac{t_1' - t_1''}{t_2'' - t_2'} = \frac{\delta t_1}{\delta t_2} \quad (13-22)$$



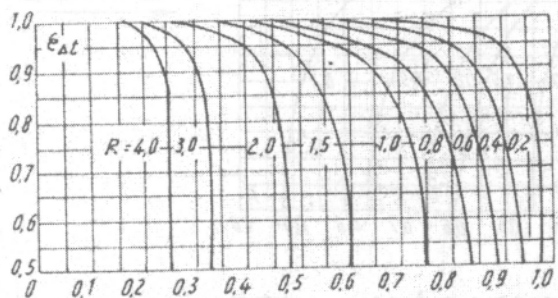
Hình 13.4. Đồ thị $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$.



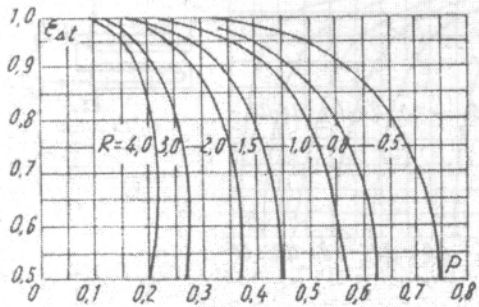
Hình 13.5. Đồ thị $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$.



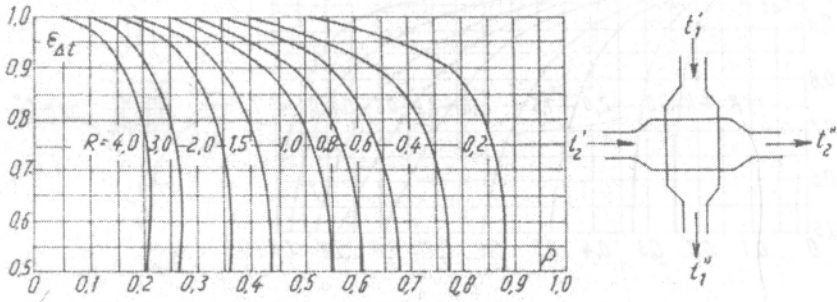
Hình 13.6. Đồ thị $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$.



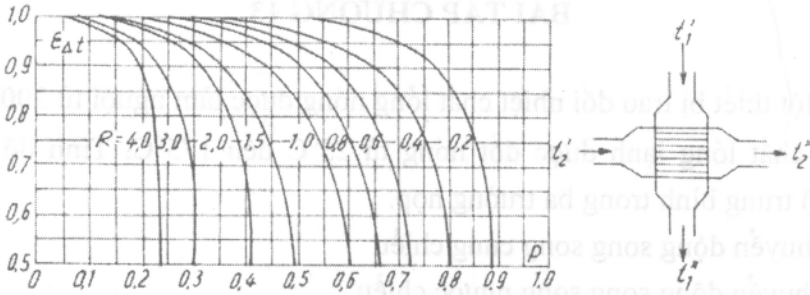
Hình 13.7. Đồ thị $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$.



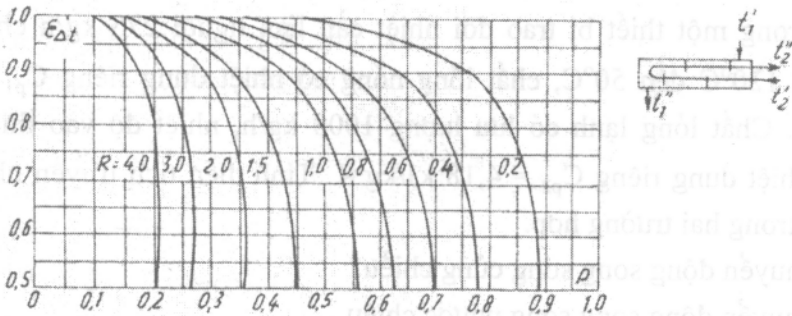
Hình 13.8. Đồ thị $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$.



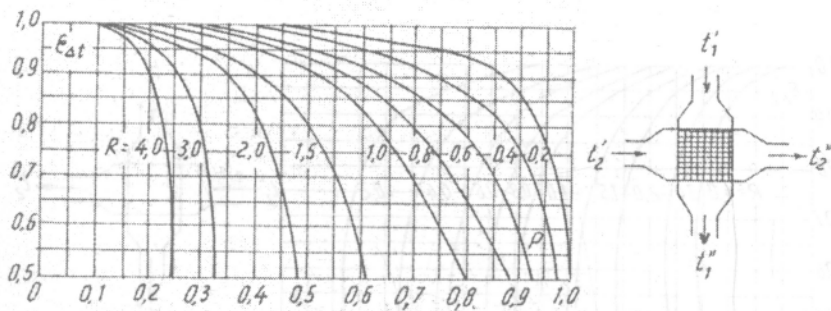
Hình 13.9. Đồ thị $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$.



Hình 13.10. Đồ thị $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$.



Hình 13.11. Đồ thị $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$.



Hình 13.12. Đồ thị $\epsilon_{\Delta t} = f(P, R)$.

BÀI TẬP CHƯƠNG 13

13.1. Một thiết bị trao đổi nhiệt chất lỏng nóng được làm nguội từ 300°C đến 200°C , chất lỏng lạnh được đốt nóng từ 25°C đến 175°C . Tính độ chênh nhiệt độ trung bình trong ba trường hợp.

- Chuyển động song song cùng chiều
- Chuyển động song song ngược chiều
- Cắt nhau.

Đáp số: a) $\Delta t_{cc} = 104^\circ\text{C}$; b) $\Delta t_{nc} = 149^\circ\text{C}$; c) $\Delta t_{cn} = 134^\circ\text{C}$.

13.2. Trong một thiết bị trao đổi nhiệt cần làm nguội 275 kg/h chất lỏng nóng từ 120°C đến 50°C , chất lỏng nóng có nhiệt dung riêng $C_{p1} = 3,04\text{ kJ/kg.K}$. Chất lỏng lạnh có lưu lượng 1000 kg/h , nhiệt độ vào thiết bị là 10°C , nhiệt dung riêng $C_{p2} = 4,18\text{ kJ/kg.K}$. Tính diện tích truyền nhiệt của thiết bị trong hai trường hợp.

- Chuyển động song song cùng chiều
- Chuyển động song song ngược chiều

Đáp số: a) $F_{cc} = 0,24\text{ m}^2$; b) $F_{nc} = 0,22\text{ m}^2$.

13.3. Lưu lượng nước chảy ra thiết bị trao đổi nhiệt chuyển động ngược chiều là $G_2 = 10 \text{ kg/s}$, nhiệt độ nước tăng từ 26°C lên đến 100°C sau đó sôi và biến thành hơi quá nhiệt có nhiệt độ 126°C . Toàn bộ quá trình thực hiện ở $p = 1,013 \text{ bar} = \text{const}$. Nước được gia nhiệt nhờ khí cháy. Khí cháy khi đi vào thiết bị có nhiệt độ 650°C và lưu lượng $G_1 = 45 \text{ kg/s}$. Biết hệ số truyền nhiệt của thiết bị $k = 197 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$. Tính diện tích truyền nhiệt thiết bị (Thông số nhiệt vật lý của khí cháy lấy như không khí)

Đáp số: $F = 696 \text{ m}^2$.

13.4. Trong một thiết bị trao đổi nhiệt mỗi giờ cần làm lạnh 250 lít chất lỏng nóng từ nhiệt độ 120°C xuống 50°C . Chất lỏng nóng có khối lượng riêng $\rho_1 = 1100 \text{ kg/m}^3$, nhiệt dung riêng $C_{p1} = 3 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$. Nước vào làm lạnh có lưu lượng 1000 lít/h và nhiệt độ bằng 10°C .

Xác định diện tích bề mặt trao đổi nhiệt trong trường hợp các chất lỏng chuyển động cùng chiều và ngược chiều. Biết hệ số truyền nhiệt của thiết bị $k = 1161 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$.

Đáp số: $F_{cc} = 0,24 \text{ m}^2$; $F_{nc} = 0,22 \text{ m}^2$.

13.5. Một bộ sấy không khí kiểu ống của lò hơi cần sấy nóng lượng không khí $G_2 = 25 \text{ kg/s}$ từ nhiệt độ $t_2 = 30^\circ\text{C}$ đến $t_2'' = 250^\circ\text{C}$. Xác định bề mặt truyền nhiệt, chiều cao của ống và số lượng ống. Biết thành phần của khối 13% CO_2 và 11% H_2O .

Khí chuyển động trong ống thép có hệ số dẫn nhiệt $48 \text{ W/m}\cdot\text{K}$ lưu lượng $G_2 = 20 \text{ kg/s}$, đường kính ống $d_2/d_1 = 53/50 \text{ mm}$, nhiệt độ khối $t_1 = 400^\circ\text{C}$, tốc độ $\omega_1 = 15 \text{ m/s}$. Không khí chuyển động ngang qua chùm ống với tốc độ $\omega_2 = 6 \text{ m/s}$.

Đáp số: $F = 2024 \text{ m}^2$.

13.6. Thiết bị trao đổi nhiệt giữa 2 môi chất:

- Chất lỏng nóng: $V_1 = 250 \text{ L/giờ}$, $t_1' = 120^\circ\text{C}$ và $t_1'' = 50^\circ\text{C}$, $C_{p1} = 3 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$, $\rho_1 = 1100 \text{ kg/m}^3$;

- Nước lạnh: $V_2 = 1000$ lít/giờ, $t'_2 = 10^\circ\text{C}$;
- Hệ số truyền nhiệt của thiết bị $k = 1161$ W/m².K.

a) Xác định dòng nhiệt trao đổi, nhiệt độ nước lạnh đầu ra t''_2

b) Xác định diện tích thiết bị trao đổi nhiệt trong 2 trường hợp: Chuyển động cùng chiều và ngược chiều.

Đáp số: Nhiệt lượng $Q = 16$ kW; $t''_2 = 24^\circ\text{C}$,

$$F_{TC} = 0,24 \text{ m}^2; F_{NC} = 0,22 \text{ m}^2$$

PHỤ LỤC

Phụ lục 1. Nhiệt dung riêng hằng số của các chất khí

Chất khí	kcal/kmol.K		kJ/kmol.K	
	$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$	$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$
Một nguyên tử	3	5	12,6	20,9
Hai nguyên tử	5	7	20,9	29,3
Ba nguyên tử	7	9	29,3	37,7

Phụ lục 2. Nhiệt dung riêng trung bình phụ thuộc vào nhiệt độ của các khí

Chất khí	C , kJ/kg.K	C' , kJ/m ³ tc.K
O ₂	$C_{ptb} = 0,9203 + 0,0001065.t$	$C'_{ptb} = 1,3138 + 0,0001577.t$
	$C_{vth} = 0,6603 + 0,0001065.t$	$C'_{vth} = 0,9429 + 0,0001577.t$
N ₂	$C_{ptb} = 1,024 + 0,00008855.t$	$C'_{ptb} = 01,2799 + 0,0001107.t$
	$C_{vth} = 0,7272 + 0,00008855.t$	$C'_{vth} = 0,9089 + 0,0001107.t$
Không khí	$C_{ptb} = 0,9956 + 0,00009299.t$	$C'_{ptb} = 1,2866 + 0,0001201.t$
	$C_{vth} = 0,7088 + 0,00009299.t$	$C'_{vth} = 0,9757 + 0,0001201.t$
H ₂ O	$C_{ptb} = 1,833 + 0,0003111.t$	$C'_{ptb} = 1,4733 + 0,0002498.t$
	$C_{vth} = 1,3716 + 0,0003111.t$	$C'_{vth} = 1,1024 + 0,0002498.t$
CO ₂	$C_{ptb} = 0,8654 + 0,0002443.t$	$C'_{ptb} = 1,699 + 0,0004798.t$
	$C_{vth} = 0,6764 + 0,0002443.t$	$C'_{vth} = 1,3281 + 0,0004798.t$

Phụ lục 3. Nước và hơi nước bão hoà (theo nhiệt độ)

t, °C	P, bar	v'	v''	ρ''	i'	i''	r	s'	s''
0,001	0,006108	0,0010002	206,3	0,004847	0	2501	2501	0	9,1544
5	0,008719	0,0010001	147,2	0,006793	21,05	2510	2489	0,0762	9,0241
10	0,012277	0,0010004	106,42	0,009398	42,04	2519	2477	0,1510	8,8994
15	0,017041	0,001001	77,97	0,01282	62,97	2528	2465	0,2244	8,7806
20	0,02337	0,0010018	57,84	0,01729	83,90	2537	2454	0,2964	8,6665
25	0,03166	0,001003	43,40	0,02304	104,81	2547	2442	0,3672	8,5570
30	0,04241	0,0010044	32,93	0,03037	125,71	2556	2430	0,4366	8,4523
35	0,05622	0,0010061	25,24	0,03962	146,60	2565	2418	0,5049	8,3519
40	0,07375	0,0010079	19,55	0,05115	167,50	2574	2406	0,5723	8,2559
45	0,09584	0,0010099	15,28	0,06544	188,40	2582	2394	0,6384	8,1638
50	0,12335	0,0010121	12,04	0,08306	209,30	2592	2383	0,7038	8,0753
55	0,15740	0,0010145	9,578	0,1044	230,20	2600	2370	0,7679	7,9901
60	0,19917	0,0010171	7,678	0,1302	251,10	2609	2358	0,8311	7,9084
65	0,2501	0,0010199	6,201	0,1613	272,1	2617	2345	0,8934	7,8297
70	0,3117	0,0010228	5,045	0,1982	293,0	2626	2333	0,9549	7,7544
75	0,3855	0,0010258	4,133	0,2420	314,0	2635	2321	1,0157	7,6815
80	0,4736	0,0010290	3,408	0,2934	334,9	2643	2308	1,0753	7,6116
85	0,5781	0,0010324	2,828	0,3536	355,9	2651	2295	1,1342	7,5438
90	0,7011	0,0010359	2,361	0,4325	377,0	2659	2282	1,1925	7,4787
95	0,8451	0,0010396	1,982	0,5045	398,0	2666	2270	1,2502	7,4155
100	1,0132	0,0010435	1,673	0,5977	419,1	2676	2257	1,3071	7,3547
105	1,2079	0,0010474	1,419	0,7047	440,2	2683	2243	1,3632	7,2959
110	1,4326	0,0010515	1,210	0,8264	461,3	2691	2230	1,4184	7,2387
115	1,6905	0,0010559	1,036	0,9652	482,5	2698	2216	1,4733	7,1832
120	1,9854	0,0010603	0,8917	1,121	503,7	2706	2202	1,5277	7,1298
125	2,3208	0,0010649	0,7704	1,298	525,0	2713	2188	1,5814	7,0777
130	2,7011	0,0010697	0,6683	1,498	546,3	2721	2174	1,6345	7,0272
135	3,130	0,0010747	0,5820	1,718	567,5	2727	2159	1,6869	6,9781

Phụ lục 3. (tiếp theo)

t, °C	P, bar	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ'' kg/m ³	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kgK	s'' kJ/kgK
140	3,614	0,0010798	0,5087	1,966	589,0	2734	2145	1,7392	6,9304
145	4,155	0,0010851	0,4461	2,242	610,5	2740	2130	1,7907	6,8839
150	4,760	0,0010906	0,3926	2,547	632,2	2746	2114	1,8418	6,8383
155	5,433	0,0010962	0,3466	2,835	653,9	2753	2099	1,8924	6,7940
160	6,180	0,0011021	0,3068	3,258	675,5	2758	2082	1,9427	6,7508
165	7,008	0,0022081	0,2725	3,670	697,3	2763	2066	1,9924	6,7081
170	7,920	0,0011144	0,2426	4,122	719,2	2769	2050	2,0417	6,6666
175	8,925	0,0011208	0,2166	4,617	741,1	2773	2032	2,0909	6,6250
180	10,027	0,0011275	0,1939	5,157	763,1	2778	2015	2,1395	6,5858
185	11,234	0,0011344	0,1739	5,750	785,2	2782	1997	2,1876	6,5465
190	12,553	0,0011415	0,1564	6,394	807,5	2786	1979	2,2357	6,5074
195	13,989	0,0011489	0,1409	7,097	829,9	2790	1960	2,2834	6,4694
200	15,551	0,0011565	0,1272	7,862	852,4	2793	1941	2,3308	6,4318
205	17,245	0,0011644	0,1151	8,688	875,0	2796	1921	2,3777	6,3945
210	19,080	0,0011726	0,1043	9,588	897,7	2798	1900	2,4246	6,3577
215	21,062	0,0011812	0,09465	10,560	920,7	2800	1879	2,4715	6,3212
220	23,201	0,0011900	0,08606	11,62	943,7	2802	1858	2,5179	6,2849
225	25,504	0,0011992	0,07837	12,76	966,9	2802	1835	2,5640	6,2488
230	27,979	0,0012087	0,07147	13,99	990,4	2803	1813	2,6101	6,2133
235	30,635	0,0012187	0,06527	15,32	1013,9	2804	1790	2,6561	6,1780
240	33,480	0,0012291	0,05967	16,76	1037,5	2803	1766	2,7021	6,1425
245	36,524	0,0012399	0,05462	18,30	1061,5	2803	1741	2,7478	6,1073
250	39,776	0,0012512	0,05006	19,98	1085,7	2801	1715	2,7934	6,0721
255	43,250	0,0012631	0,04591	21,78	1110,2	2799	1689	2,8394	6,0366
260	46,94	0,0012755	0,04215	23,72	1135,1	2796	1661	2,8851	6,0013
265	50,87	0,0012886	0,03872	25,83	1160,2	2794	1631	2,9307	5,9657
270	55,05	0,0013023	0,03560	28,09	1185,3	2790	1605,0	2,9764	5,9297
275	59,49	0,0013168	0,03274	30,53	1210,7	2785	1574,2	3,0223	5,8938

Phụ lục 3. (tiếp theo)

t, °C	P, bar	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ'' kg/m ³	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kgK	s'' kJ/kgK
280	64,91	0,0013321	0,03013	33,19	1236,9	2780	1542,9	3,0681	5,8573
285	69,18	0,0013483	0,02774	36,05	1263,1	2773	1510,2	3,1146	5,8205
290	74,45	0,0013655	0,02554	39,15	1290,0	2766	1476,3	3,1611	5,7827
295	80,02	0,0013839	0,02351	42,53	1317,2	2758	1441,0	3,2079	5,7443
300	85,92	0,0014036	0,02164	46,21	1344,9	2749	1404,2	3,2548	5,7049
305	92,14	0,001425	0,01992	50,20	1373,1	2739	1365,6	3,3026	5,6647
310	98,70	0,001447	0,01832	54,58	1402,1	2727	1325,2	3,3508	5,6233
315	105,61	0,001472	0,01683	59,42	1431,7	2714	1282,3	3,3996	5,5802
320	112,90	0,001499	0,01545	64,72	1462,1	2700	1237,8	3,4495	5,5353
325	120,57	0,001529	0,01417	70,57	1493,6	2684	1190,3	3,5002	5,4891
330	128,65	0,001562	0,01297	77,10	1526,1	2666	1139,6	3,5522	5,4412
335	137,14	0,001599	0,01184	84,46	1559,8	2646	1085,7	3,6056	5,3905
340	146,08	0,001639	0,01078	92,76	1594,7	2622	1027,0	3,6605	5,3361
345	155,48	0,001686	0,009771	102,34	1639	2595	963,5	3,7184	5,2769
350	165,37	0,001741	0,008803	113,6	1671	2565	893,5	3,7786	5,2117
355	175,77	0,001807	0,007869	127,1	1714	2527	813,0	3,8439	5,1385
360	186,74	0,001894	0,006943	144,0	1762	2481	719,3	3,9162	5,0530
365	198,30	0,00202	0,00599	166,8	1817	2421	603,5	4,0009	4,9463
370	210,53	0,00222	0,00493	203	1893	2331	438,4	4,1137	4,7951
374	225,22	0,00280	0,00347	288	485,3	512,7	27,4	1,0332	4,5029

Phụ lục 4. Nước và hơi nước trên đường bão hoà (theo áp suất)

P, bar	t, °C	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ'' kg/m ³	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kg.K	s'' kJ/kg.K
0,010	6,92	0,0010001	129,9	0,00770	29,32	2513	2484	0,1054	8,975
0,015	13,038	0,0010007	87,90	0,01138	54,75	2525	2470	0,1958	8,827
0,020	17,514	0,0010014	66,97	0,01493	73,52	2533	2459	0,2609	8,722
0,025	21,094	0,0010021	54,24	0,01843	88,50	2539	2451	0,3124	8,642
0,030	24,097	0,0010028	45,66	0,02190	101,04	2545	2444	0,3546	8,576
0,035	26,692	0,0010035	39,48	0,02533	111,86	2550	2438	0,3908	8,521
0,040	28,979	0,0010041	34,81	0,02873	121,42	2554	2433	0,4225	8,473
0,045	31,033	0,0010047	31,13	0,03211	103,00	2557	2427	0,4507	8,431
0,050	32,88	0,0010053	28,19	0,03547	137,83	2561	2423	0,4761	8,393
0,060	36,18	0,0010064	23,74	0,04212	151,50	2567	2415	0,5207	8,328
0,070	39,03	0,0010075	20,53	0,04871	163,43	2572	2409	0,5591	8,274
0,080	41,54	0,0010085	18,10	0,05525	173,9	2576	2402	0,5927	8,227
0,090	43,79	0,0010094	16,20	0,06172	183,3	2580	2397	0,6225	8,186
0,10	45,84	0,0010103	14,68	0,06812	191,9	2584	2392	0,6492	8,149
0,11	47,72	0,0010111	13,40	0,07462	199,7	2588	2388	0,6740	8,116
0,12	49,45	0,0010119	12,35	0,08097	207,0	2591	2384	0,6966	8,085
0,13	51,07	0,0010126	11,46	0,08726	213,8	2594	2380	0,7174	8,057
0,14	52,58	0,0010133	10,69	0,09354	220,1	2596	2376	0,7368	8,031
0,15	54,00	0,0010140	10,02	0,09980	226,1	2599	2373	0,7550	8,007
0,20	60,08	0,0010171	7,647	0,1308	251,4	2609	2358	0,8321	7,907
0,25	64,99	0,0010199	6,202	0,1612	272,0	2618	2346	0,8934	7,830
0,30	69,12	0,0010222	5,226	0,1913	289,3	2625	2336	0,9441	7,769
0,40	75,88	0,0010264	3,994	0,2504	317,7	2636	2318	1,0261	7,670
0,50	81,35	0,0010299	3,239	0,3087	340,6	2645	2304	1,0910	7,593
0,60	85,95	0,0010330	2,732	0,3661	360,0	2653	2293	1,1453	7,531
0,70	89,97	0,0010359	2,364	0,4230	376,8	2660	2283	1,1918	7,479
0,80	93,52	0,0010385	2,087	0,4792	391,8	2665	2273	1,2330	7,434
0,90	96,72	0,0010409	1,869	0,5350	405,3	2670	2265	1,2696	7,394
1,00	99,64	0,0010432	1,694	0,5903	417,4	2675	2258	1,3026	7,360
1,1	102,32	0,0010452	1,550	0,6453	428,9	2679	2250	1,3327	7,328
1,2	104,81	0,0010472	1,429	0,6999	439,4	2683	2244	1,3606	7,298
1,3	107,14	0,0010492	1,325	0,7545	449,2	2687	2238	1,3866	7,271

Phụ lục 4. (tiếp theo)

P, bar	t, °C	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ'' kg/m ³	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kg.K	s'' kJ/kg.K
1,4	109,33	0,0010510	1,236	0,8080	458,5	2690	2232	1,4109	7,246
1,5	111,38	0,0010527	1,159	0,8627	467,2	2693	2226	1,4336	7,223
1,6	113,32	0,0010543	1,091	0,9164	475,6	2696	2221	1,4550	7,202
1,7	115,17	0,0010559	1,031	0,9699	483,2	2699	2216	1,4752	7,182
1,8	116,94	0,0010575	0,9773	1,023	490,7	2702	2211	1,4943	7,163
1,9	118,62	0,0010591	0,9290	1,076	497,9	2704	2206	1,5126	7,145
2,0	120,23	0,0010605	0,8854	1,129	504,8	2707	2202	1,5302	7,127
2,1	121,78	0,0010619	0,8459	1,182	511,4	2709	2198	1,5470	7,111
2,2	123,27	0,0010633	0,8098	1,235	517,8	2711	2193	1,5630	7,096
2,3	124,71	0,0010646	0,7768	1,287	524,0	2713	2189	1,5783	7,081
2,4	126,09	0,0010659	0,7465	1,340	529,8	2715	2185	1,5929	7,067
2,5	127,43	0,0010672	0,7185	1,392	535,4	2717	2182	1,6071	7,053
2,6	128,73	0,0010685	0,6925	1,444	540,9	2719	2178	1,621	7,040
2,7	129,98	0,0010697	0,6684	1,496	546,2	2721	2175	1,634	7,027
2,8	131,20	0,0010709	0,6461	1,548	551,4	2722	2171	1,647	7,015
2,9	132,39	0,0010721	0,6253	1,599	556,5	2724	2167	1,660	7,003
3,0	133,54	0,0010733	0,6057	1,651	561,4	2725	2164	1,672	6,922
3,1	134,66	0,0010744	0,5873	1,703	566,3	2727	2161	1,683	6,981
3,2	135,75	0,0010754	0,5701	1,754	571,1	2728	2157	1,695	6,971
3,3	136,82	0,0010765	0,5539	1,805	575,7	2703	2154	1,706	6,961
3,4	137,66	0,0010776	0,5386	1,857	560,2	2731	2151	1,717	6,951
3,5	138,88	0,0010786	0,5241	1,908	584,5	2732	2148	1,728	6,941
3,6	139,87	0,0010797	0,5104	1,959	588,7	2734	2145	1,738	6,932
3,7	140,84	0,0010807	0,4975	2,010	592,8	2735	2142	1,748	6,933
3,8	141,79	0,0010817	0,4852	2,061	596,8	2736	2139	1,758	6,914
3,9	142,71	0,0010827	0,4735	2,112	600,8	2737	2136	1,768	6,905
4,0	143,62	0,0010836	0,4624	2,163	604,7	2738	2133	1,777	6,897
4,1	144,51	0,0010845	0,4518	2,213	608,5	2740	2131	1,786	6,889
4,2	145,39	0,0010855	0,4416	2,264	612,3	2741	2129	1,795	6,881
4,3	146,25	0,0010865	0,4319	2,315	616,1	2742	2126	1,804	6,873
4,4	147,09	0,0010874	0,4227	2,366	619,8	2743	2123	1,812	6,865
4,5	147,92	0,0010883	0,4139	2,416	623,4	2744	2121	1,821	6,857

Phụ lục 4. (tiếp theo)

P, bar	t, °C	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ'' kg/m ³	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kgK	s'' kJ/kg.K
5,0	151,84	0,0010927	0,3747	2,669	640,1	2749	2109	1,860	6,822
6,0	158,84	0,0011007	0,3156	3,169	670,5	2757	2086	1,831	6,761
7,0	164,96	0,0011081	0,2728	3,666	697,2	2764	2067	1,992	6,709
8,0	170,42	0,0011149	0,2403	4,161	720,9	2769	2048	2,046	6,663
9,0	175,35	0,0011213	0,2149	4,654	742,8	2774	2031	2,094	6,623
10	179,88	0,0011273	0,1946	5,139	762,7	2778	2015	2,138	6,587
11	184,05	0,0011331	0,1775	5,634	781,1	2781	2000	2,179	6,554
12	187,95	0,0011385	0,1633	6,124	798,3	2785	1987	2,216	6,523
13	191,60	0,0011438	0,1512	6,614	814,5	2787	1973	2,251	6,495
14	195,04	0,0011490	0,1408	7,103	830,0	2790	1960	2,284	6,489
15	198,28	0,0011539	0,1317	7,593	844,6	2792	1947	2,314	6,445
16	201,36	0,0011586	0,1238	8,080	858,3	2793	1935	2,344	6,422
17	204,30	0,0011632	0,1167	8,569	871,6	2795	1923	2,371	6,400
18	207,10	0,0011678	0,1104	9,058	884,4	2796	1912	2,397	6,379
19	209,78	0,0011722	0,1047	9,549	896,6	2798	1901	2,422	6,359
20	212,37	0,0011766	0,09958	10,041	908,5	2799	1891	2,447	6,340
21	214,84	0,0011809	0,09492	10,54	919,8	2800	1880	2,470	6,322
22	217,24	0,0011851	0,09068	11,03	930,9	2801	1870	2,492	6,305
23	219,55	0,0011892	0,08879	11,52	941,5	2801	1860	2,514	6,288
24	221,77	0,0011932	0,08324	12,01	951,8	2802	1850	2,534	6,272
25	223,93	0,0011972	0,07993	12,51	961,8	2802	1840	2,554	6,256
26	226,03	0,0012012	0,07688	13,01	971,7	2803	1831	2,573	6,242
27	228,06	0,0012050	0,07406	13,50	981,3	2803	1822	2,592	6,227
28	230,04	0,0012088	0,07141	14,00	990,4	2803	1813	2,611	6,213
29	231,96	0,0012126	0,06895	14,50	999,4	2803	1804	2,628	6,199
30	233,83	0,0012163	0,06665	15,00	1008,3	2804	1796	2,646	6,186
32	237,44	0,0012238	0,06246	16,01	1025,3	2803	1778	2,679	6,161
34	240,88	0,0012310	0,05875	17,02	1041,9	2803	1761	2,710	6,137
36	244,16	0,0012380	0,05543	18,04	1057,5	2802	1745	2,740	6,113
38	247,31	0,0012450	0,05246	19,06	1072,7	2802	1729	2,769	6,091
40	250,33	0,0012520	0,04977	20,09	1087,5	2801	1713	2,796	6,070
42	253,24	0,0012588	0,04732	21,13	1101,7	2800	1698	2,823	6,049

Phụ lục 4. (tiếp theo)

P, bar	t, °C	v' m³/kg	v'' m³/kg	ρ'' kg/m³	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kg.K	s'' kJ/kg.K
44	256,05	0,0012656	0,04508	22,18	1115,3	2798	1683	2,849	6,029
46	258,75	0,0012724	0,04305	23,23	1128,8	2797	1668	2,874	6,010
48	261,37	0,0012790	0,04118	24,29	1141,8	2796	1654	2,898	5,991
50	263,91	0,0012857	0,03944	25,35	1154,4	2794	1640	2,921	5,973
55	269,94	0,0013021	0,03564	28,06	1184,9	2790	1604,6	2,976	5,930
60	275,56	0,0013185	0,03243	30,84	1213,9	2785	1570,8	3,027	5,890
65	280,83	0,0013347	0,02973	33,64	1241,3	2779	1537,5	3,076	5,851
70	285,80	0,0013510	0,02737	36,54	1267,4	2772	1504,9	3,122	5,814
75	290,50	0,0013673	0,02532	39,49	1292,7	2766	1472,8	3,166	5,779
80	294,98	0,0013838	0,02352	42,52	1317,0	2758	1441,1	3,208	5,745
85	299,24	0,0014005	0,02192	45,62	1340,8	2751	1409,8	3,248	5,711
90	303,22	0,0014174	0,02048	48,83	1363,7	2743	1379,3	3,287	5,678
95	307,22	0,0014345	0,01919	52,11	1385,9	2734	1348,4	3,324	5,646
100	310,96	0,0014521	0,01803	55,46	1407,7	2725	1317,0	3,360	5,615
110	318,04	0,001489	0,01598	62,58	1450,2	2705	1255,0	3,430	5,553
120	324,63	0,001527	0,01426	70,13	1491,1	2685	1193,5	3,496	5,492
130	330,81	0,001567	0,01277	78,30	1531,5	2662	1130,8	3,561	5,432
140	336,63	0,001611	0,01149	87,03	1570,8	2638	1066,9	3,623	5,372
150	342,11	0,001658	0,01035	99,62	1610	2611	1001,1	3,684	5,310
160	347,32	0,001710	0,009318	107,3	1650	2582	932,0	3,746	5,247
170	352,26	0,001768	0,009682	119,3	1690	2548	858,3	3,807	5,177
180	356,96	0,001837	0,007504	133,2	1732	2510	778,2	3,871	5,107
190	361,44	0,001921	0,00668	149,7	1776	2466	690	3,938	5,027
200	365,71	0,00204	0,00585	170,9	1827	2410	583	4,015	4,928
210	369,79	0,00221	0,00498	200,7	1888	2336	448	4,108	4,803
220	373,7	0,00273	0,00367	272,5	2016	2168	152	4,303	4,591

Phụ lục 5. Nước chưa sôi và hơi quá nhiệt

P, bar	t, °C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
0,04	v	0,0010018	36,12	38,45	40,75	43,07	45,39	47,69	50,01	52,31
	i	83,7	2574	2612	2650	2688	2726	2764	2803	2841
	s	0,2964	8,537	8,651	8,762	8,867	8,966	9,060	9,150	9,238
0,08	v	0,0010018	0,0010079	19,19	20,34	21,50	22,66	23,82	24,97	26,13
	i	83,7	167,5	2612	2650	2688	2726	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,331	8,441	8,546	8,645	8,740	8,830	8,917
0,10	v	0,0010018	0,0010079	15,35	16,27	17,20	18,13	19,06	19,98	20,90
	i	83,7	167,5	2611	2649	2688	2726	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,227	8,337	8,442	8,542	8,636	8,727	8,814
0,12	v	0,0010018	0,0010079	12,79	13,55	14,33	15,10	15,87	16,64	17,42
	i	83,7	167,5	2611	2649	2687	2725	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,143	8,253	8,358	8,457	8,552	8,643	8,730
0,14	v	0,0010018	0,0010079	10,95	11,61	12,27	12,94	13,60	14,26	14,92
	i	83,7	167,5	2611	2649	2687	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,071	8,181	8,287	8,386	8,481	8,572	8,659
0,16	v	0,0010018	0,0010079	9,573	10,160	10,740	11,320	11,899	12,478	13,057
	i	83,7	167,5	2610	2649	2687	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,009	8,120	8,225	8,324	8,419	8,510	8,597
0,20	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	8,119	8,584	9,049	9,513	9,977	10,441
	i	83,7	167,5	251,1	2648	2687	2725	2763	2801	2840
	s	0,2964	0,5715	0,8307	8,015	8,120	8,220	8,315	8,406	8,493
0,30	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	5,400	5,713	6,025	6,335	6,645	6,955
	i	83,7	167,5	251,1	2648	2685	2724	2762	2801	2839
	s	0,2964	0,5715	0,8307	7,825	7,931	8,031	8,126	8,217	8,304
1,0	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	0,0010289	1,695	1,795	1,889	1,984	2,078
	i	83,7	167,5	251,1	334,9	2676	2717	2757	2796	2835
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	7,361	7,4665	7,562	7,654	7,743
1,2	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	0,0010289	0,0010434	1,491	1,572	1,650	1,729
	i	83,9	167,5	251,1	334,9	419,0	2715	2755	2795	2834
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	1,3067	7,376	7,475	7,568	7,657

Phụ lục 5. (tiếp theo)

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
54,63	56,93	59,24	61,56	63,87	66,18	71,96	77,73	85,31	89,28	100,84
2880	2918	2958	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
9,321	9,402	9,479	9,554	9,627	9,698	9,866	10,024	10,174	10,317	10,585
27,29	28,44	29,60	30,75	31,90	33,06	35,94	38,84	41,72	44,61	50,38
2880	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
9,00	9,081	9,159	9,234	9,306	9,377	9,546	9,704	9,854	9,997	10,265
21,83	22,76	23,68	24,60	25,53	26,46	28,76	31,08	33,39	35,70	40,32
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,897	8,978	9,056	9,131	9,203	9,274	9,443	9,601	9,751	9,895	10,162
18,19	18,96	19,73	20,50	21,27	22,04	23,96	25,89	27,82	29,74	33,60
2879	2918	2957	2996	3036	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,813	8,894	8,972	9,047	9,119	9,190	9,359	9,517	9,667	9,810	10,078
15,59	16,24	16,90	17,56	18,22	18,88	20,53	22,18	29,63	25,49	28,79
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,742	8,823	8,900	8,975	9,048	9,119	9,288	9,446	9,596	9,739	10,007
13,635	14,213	14,790	15,367	15,943	16,52	17,96	19,41	20,85	22,29	25,18
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,680	8,761	8,838	8,913	8,986	9,057	9,226	9,384	9,534	9,678	9,945
10,905	11,369	11,832	12,295	12,758	13,220	14,376	15,53	16,68	17,82	20,15
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,576	8,657	8,735	8,610	8,883	8,954	9,123	9,281	9,431	9,575	9,842
7,246	7,573	7,882	8,191	8,500	8,809	9,580	10,351	11,121	11,891	13,430
2878	2917	2956	2996	3036	3075	3177	3280	3384	3490	3707
8,388	8,469	8,547	8,622	8,695	8,766	8,935	9,093	9,244	9,388	9,655
2,172	2,266	2,358	2,452	2,545	2,638	2,871	3,102	3,334	3,565	4,028
2875	2914	2954	2993	3033	3074	3175	3278	3382	3488	3706
7,828	7,910	7,988	8,064	8,139	8,211	8,381	8,541	8,690	8,333	9,097
1,807	1,886	1,964	2,042	2,120	2,197	2,391	2,584	2,777	2,970	3,357
2874	2913	2953	2993	3033	3073	3174	3278	3382	3488	3705
7,742	7,824	7,903	7,979	8,053	8,126	8,296	8,456	8,606	8,749	9,013

Phụ lục 5. (tiếp theo)

P, bar	t, °C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
6,0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010168	0,0010287	0,0010432	0,0010601	0,0010797	0,3167	0,3348
	i	84,3	167,9	251,5	335,2	419,1	503,7	589,1	2759	2805
	s	0,2964	0,5716	0,8302	1,0744	1,3062	1,5265	1,738	6,767	6,869
8,0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010167	0,0010286	0,0010431	0,0010600	0,0010795	0,001102	0,2473
	i	84,5	168,1	251,7	335,3	419,2	503,8	589,1	675,3	2792
	s	0,2962	0,5714	0,83	1,0742	1,306	1,5263	1,737	1,941	6,715
10	v	0,0010014	0,0010075	0,0010166	0,0010285	0,0010430	0,0010598	0,0010794	0,0011018	0,1949
	i	84,7	168,3	251,8	335,4	419,3	503,9	589,2	675,4	2778
	s	0,2960	0,5712	0,8298	1,074	1,3058	1,5261	1,737	1,941	6,588
12	v	0,0010013	0,0010074	0,0010165	0,0010284	0,0010429	0,0010597	0,0010793	0,0011016	0,1945
	i	84,9	168,5	251,9	335,5	419,4	504,0	589,3	675,5	2790
	s	0,2959	0,5711	0,8297	1,0738	1,3056	1,5259	1,737	1,940	6,534
14	v	0,0010012	0,0010073	0,0010164	0,0010282	0,0010427	0,0010596	0,0010792	0,0011015	0,011271
	i	85,1	168,7	252,1	335,7	419,6	504,2	589,5	675,7	763,2
	s	0,2958	0,5710	0,8296	1,0736	1,3054	1,5257	1,736	1,940	2,137
16	v	0,0010011	0,0010072	0,0010163	0,0010282	0,0010426	0,0010595	0,0010790	0,0011013	0,011270
	i	85,3	168,8	252,2	335,8	419,7	504,3	589,6	675,7	763,2
	s	0,2958	0,5710	0,8296	1,0735	1,3052	1,5256	1,736	1,940	2,137
18	v	0,0010010	0,0010071	0,0010162	0,0010281	0,0010425	0,0010594	0,0010789	0,0011012	0,011268
	i	85,5	169,0	252,4	336,0	419,9	504,5	589,8	675,8	763,2
	s	0,2957	0,5709	0,8295	1,0733	1,3050	1,5254	1,736	1,939	2,136
20	v	0,0010009	0,0010070	0,0010161	0,0010280	0,0010424	0,0010593	0,0010776	0,0011011	0,011267
	i	85,7	169,2	252,6	336,2	420,1	504,7	589,9	675,9	763,2
	s	0,2957	0,5708	0,8294	1,0731	1,3048	1,5252	1,736	1,939	2,136
30	v	0,0010004	0,0010065	0,0010157	0,0010275	0,0010419	0,0010587	0,0010782	0,0011004	0,011258
	i	86,7	170,1	253,5	337,0	420,9	505,4	590,6	676,4	763,7
	s	0,2956	0,5707	0,8290	1,0726	1,3038	1,5244	1,735	1,938	2,134
80	v	0,000983	0,0010043	0,0010134	0,0010254	0,0010398	0,0010564	0,0010972	0,0011220	0,011258
	i	91,3	174,4	257,8	341,2	424,9	509,1	593,4	679,6	766,7
	s	0,2943	0,5686	0,8260	1,0689	1,2996	1,5198	1,730	1,931	2,126

Phụ lục 5. (tiếp theo)

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0,3520	0,3688	0,3855	0,4019	0,4181	0,4342	0,4741	0,5136	0,5528	0,5919	0,6697
2849	2891	2933	2975	3017	3059	3164	3270	3376	3483	3701
6,963	7,051	7,135	7,215	7,292	7,366	7,541	7,704	7,857	8,001	8,266
0,2609	0,2739	0,2867	0,2993	0,3118	0,3240	0,3542	0,3842	0,4137	0,4432	0,5018
2839	2883	2926	2969	3011	3054	3160	3267	3373	3481	3699
6,814	6,905	6,991	7,073	7,151	7,226	7,404	7,568	7,722	7,866	8,132
0,2060	0,2169	0,2274	0,2377	0,2478	0,2578	0,2822	0,3065	0,3303	0,3539	0,401
2827	2874	2918	2962	3005	3058	3155	3263	3370	3479	3698
6,692	6,788	6,877	6,961	7,040	7,116	7,296	7,461	7,615	7,761	8,027
0,1693	0,1788	0,1879	0,1967	0,2054	0,2139	0,2343	0,2547	0,2747	0,2944	0,333
2816	2865	2911	2955	2999	3042	3151	3260	3364	3477	3696
6,588	6,688	6,780	6,866	6,947	7,025	7,206	7,373	7,529	7,674	7,942
0,1429	0,1515	0,1596	0,1673	0,1748	0,1823	0,2001	0,2176	0,2349	0,2520	0,285
2803	2855	2902	2948	2992	3036	3147	3256	3365	3474	3695
6,497	6,602	6,697	6,784	6,867	6,945	7,130	7,299	7,455	7,601	7,870
0,0011565	0,1309	0,1382	0,1452	0,1519	0,1585	0,1743	0,1899	0,2051	0,2201	0,249
852,4	2844	2893	2940	2986	3030	3142	3253	3363	3472	3691
2,329	6,524	6,622	6,711	6,796	6,877	7,063	7,233	7,390	7,537	7,804
0,0011562	0,1149	0,1216	0,1280	0,1341	0,1401	0,1545	0,1683	0,1819	0,1953	0,2211
852,4	2833	2884	2932	2979	3025	3138	3249	3360	3470	3690
2,328	6,452	6,554	6,646	6,732	6,814	7,003	7,175	7,333	7,480	7,750
0,0011561	0,1021	1,084	0,1143	0,1200	0,1255	0,1384	0,1511	0,1634	0,1755	0,199
852,4	2821	2875	2924	2972	3019	3134	3246	3357	3468	3690
2,328	6,385	6,491	6,585	6,674	6,757	6,949	7,122	7,282	7,429	7,701
0,0011551	0,0011891	0,06826	0,07294	0,07720	0,08119	0,09051	0,09929	0,1078	0,1161	0,1325
852,6	943,5	2823	2882	2937	2988	3111	3229	3343	3456	3682
2,826	2,514	6,225	6,337	6,438	6,530	6,735	6,916	7,080	7,231	7,506
0,0011504	0,0011833	0,001221	0,0012689	0,001357	0,0249	0,03003	0,03438	0,03821	0,04177	0,04844
855,0	945,1	1037,9	1134,4	1235,4	2784	2985	3135	3270	3397	3640
2,317	2,504	2,688	2,873	3,059	5,788	6,126	6,358	6,552	6,722	7,019

Phụ lục 5. (tiếp theo)

P, bar	t, °C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
90	v	0,000978	0,0010038	0,0010129	0,0010249	0,0010393	0,0010559	0,0010749	0,0010966	0,0011213
	i	92,3	175,5	258,7	342,1	425,7	509,8	594,6	680,3	767,4
	s	0,2941	0,5681	0,8253	1,0682	1,2988	1,5189	2,729	1,930	2,125
100	v	0,0009975	0,0010031	0,0010125	0,0010245	0,0010386	0,0010552	0,0010741	0,0010956	0,0011201
	i	93,2	176,9	259,6	342,9	426,5	510,5	595,3	681,0	768,0
	s	0,2939	0,5674	0,8247	1,0676	1,2982	1,5182	1,718	1,929	2,123
120	v	0,0009965	0,0010024	0,0010116	0,0010236	0,0010379	0,0010544	0,0010732	0,0010946	0,0011189
	l	95,1	178,2	261,4	344,6	428,1	512,0	596,7	682,4	769,1
	s	0,2935	0,5668	0,8236	1,0662	1,2967	1,5165	1,727	1,927	2,121
130	v	0,0009961	0,0010020	0,0010112	0,0010231	0,0010373	0,0010538	0,0010725	0,0010939	0,0011182
	i	96,0	179,0	262,2	345,4	428,9	512,7	597,4	683,0	769,7
	s	0,2931	0,5664	0,8230	1,0655	1,2959	1,5156	1,726	1,926	2,119
140	v	0,0009957	0,0010016	0,0010108	0,0010226	0,0010368	0,0010533	0,0010719	0,0010932	0,0011174
	i	96,9	179,9	263,0	346,2	429,6	513,1	598,0	683,6	770,2
	s	0,2930	0,5660	0,8224	1,0648	1,2951	1,5148	1,724	1,925	2,118
160	v	0,0009948	0,0010007	0,0010099	0,0010217	0,0010359	0,0010522	0,0010707	0,0010918	0,0011157
	i	98,9	181,7	264,7	347,9	431,2	524,9	599,4	684,9	771,3
	s	0,2925	0,5653	0,8212	1,0634	1,2937	1,5131	1,722	1,922	2,116
240	v	0,0009912	0,0009973	0,0010065	0,0010182	0,0010320	0,0010479	0,0010660	0,0010864	0,0011095
	l	106,4	188,8	271,5	254,3	437,2	520,8	604,6	689,9	775,7
	S	0,2911	0,5625	0,8169	1,0582	1,2881	1,5062	1,715	1,915	2,108
300	v	0,0009886	0,0009949	0,0010041	0,0010156	0,0010293	0,0010450	0,0010622	0,0010825	0,0011050
	i	112,0	194,1	275,5	359,1	441,9	525,1	609,0	693,6	779,1
	s	0,2902	0,5603	0,8140	1,0545	1,2864	1,5024	1,709	1,908	2,100

Phụ lục 5. (tiếp theo)

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0,0011496 855,5 2,316	0,0011822 945,2 2,502	0,0012207 1038,1 2,686	0,0012669 1134,2 2,870	0,0013246 1234,9 3,056	0,0014016 1344,4 3,249	0,002586 2954 6,033	0,03001 3114 6,280	0,03354 3254 6,481	0,03680 3386 6,656	0,04285 3631 6,957
0,0011482 856,0 2,314	0,0011805 945,8 2,500	0,0012185 1038,3 2,684	0,001265 1134,1 2,868	0,0013217 1234,5 3,053	0,0013970 1342,2 3,244	0,02247 2920 5,940	0,02646 3093 6,207	0,02979 3239 6,416	0,03281 3372 6,596	0,03837 3621 6,901
0,0011622 901,5 2,404	0,0011788 946,6 2,497	0,0012164 3038,7 2,680	0,0012612 1133,9 2,863	0,0013164 1233,7 3,046	0,0013886 1340,0 3,235	0,01726 2844 5,755	0,02113 3049 6,071	0,02414 3206 6,298	0,02681 3347 6,487	0,03163 3603 6,803
0,0011458 857,4 2,309	0,0011777 946,9 2,495	0,0012150 1038,9 2,678	0,0012593 1133,8 2,860	0,0013137 1233,3 3,043	0,0013847 1339,0 3,230	0,01514 2799 5,657	0,01905 3026 6,006	0,02197 3189 6,243	0,02450 3334 6,138	0,02903 3294 6,758
0,0011448 857,9 2,308	0,0011766 947,3 2,493	0,0012136 1039,1 2,676	0,0012575 1133,8 2,858	0,0013111 1232,9 3,040	0,0013808 1338,0 3,226	0,01325 2750 5,550	0,01726 3000 5,942	0,02010 3172 6,190	0,02252 3321 6,390	0,02683 3585 6,716
0,0011430 858,8 2,305	0,0011744 948,0 2,489	0,0012109 1039,5 2,672	0,0012539 1133,7 2,853	0,0013061 1232,2 3,035	0,0013735 1336,2 3,218	0,00978 2612 5,302	0,01429 2945 5,816	0,01704 3137 6,090	0,01930 3294 6,303	0,02322 3567 6,640
0,0011357 862,6 2,295	0,0011658 950,9 2,477	0,0012004 1041,3 2,657	0,0012404 1134,0 2,835	0,0012883 1230,3 3,011	0,001375 1331,2 3,190	0,001612 1625 3,684	0,00676 2638 5,236	0,00977 2971 5,723	0,01174 3174 5,999	0,01478 3493 6,394
0,0011305 865,4 2,287	0,0011597 953,3 2,468	0,0011931 1042,9 2,647	0,0012315 1134,7 2,822	0,0012764 1229,0 2,996	0,0013311 1329,0 3,171	0,001556 1608 3,640	0,00283 2155 4,476	0,00672 2816 5,446	0,00869 3073 5,799	0,01144 3434 6,242

Phụ lục 6. Các tính chất nhiệt vật lý của nước

t, °C	ρ kg/m ³	C _p kcal/kg.K	$\lambda \cdot 10^2$ kcal/m.h.K	$a \cdot 10^4$ m ² /h	$\mu \cdot 10^6$ kG.s/m ²	$\nu \cdot 10^6$ m ² /s	$\sigma \cdot 10^4$ kG/m	$\beta \cdot 10^4$ 1/K	Pr
0	999,9	1,006	47,74	4,71	182,3	1,789	77,1	0,63	13,67
10	999,7	1,001	49,4	4,94	133,1	1,306	75,6	0,70	9,52
20	998,2	0,999	51,5	5,16	102,4	1,006	74,1	1,82	7,02
30	995,7	0,997	53,1	5,35	81,7	0,805	72,6	3,21	5,42
40	992,2	0,997	54,5	5,51	66,6	0,659	71,0	3,87	4,31
50	988,1	0,997	55,7	5,65	56,0	0,556	69,0	4,49	3,54
60	983,2	0,998	56,7	5,78	47,9	0,478	67,5	5,11	2,98
70	977,8	1,000	57,4	5,87	41,4	0,415	65,6	5,70	2,55
80	971,8	1,002	58,0	5,96	36,2	0,365	63,8	6,32	2,21
90	965,3	1,005	58,5	6,03	32,1	0,326	61,9	6,95	1,95
100	958,4	1,008	58,7	6,08	28,8	0,295	60,0	7,52	1,75
110	951,0	1,011	58,9	6,13	26,4	0,272	58,0	8,08	1,60
120	943,1	1,015	59,0	6,16	24,2	0,252	55,9	8,64	1,47
130	934,8	1,019	59,0	6,19	22,2	0,233	53,9	9,19	1,36
140	926,1	1,024	58,9	6,21	20,5	0,217	51,7	9,72	1,26
150	917,0	1,030	58,8	6,22	19,0	0,203	49,6	10,3	1,17
160	907,4	1,038	58,7	6,23	17,7	0,191	47,5	10,7	1,10
170	897,3	1,046	58,4	6,22	16,6	0,181	45,2	11,3	1,05
180	886,9	1,055	58,0	6,20	15,6	0,173	43,1	11,9	1,00
190	876,0	1,065	57,6	6,17	14,7	0,165	40,8	12,6	0,96
200	863,0	1,076	57,0	6,14	13,9	0,158	38,4	13,3	0,93
210	852,8	1,088	56,3	6,07	13,3	0,153	36,1	14,1	0,91
220	840,3	1,102	55,5	5,99	12,7	0,148	33,8	14,8	0,89
230	827,3	1,118	54,8	5,92	12,2	0,145	31,6	15,9	0,88
240	813,6	1,136	54,0	5,84	11,7	0,141	29,1	16,8	0,87
250	799,0	1,157	53,1	5,74	11,2	0,137	26,7	18,1	0,86
260	784,0	1,182	52,0	5,61	10,8	0,135	24,2	19,7	0,87
270	767,9	1,211	50,7	5,45	10,4	0,133	21,9	21,6	0,88
280	750,7	1,249	49,4	5,27	10,0	0,131	19,5	23,7	0,90
290	732,3	1,310	48,0	5,00	9,6	0,129	17,2	26,2	0,93

Phụ lục 6. (tiếp theo)

t, °C	ρ kg/m ³	C_p kcal/kg.K	$\lambda \cdot 10^2$ kcal/m.h.K	$a \cdot 10^4$ m ² /h	$\mu \cdot 10^6$ kG.s/m ²	$\nu \cdot 10^6$ m ² /s	$\sigma \cdot 10^4$ kG/m	$\beta \cdot 10^4$ 1/K	Pr
300	712,5	1,370	46,4	4,75	9,3	0,128	14,7	29,2	0,97
310	691,1	1,450	45,0	4,49	9,0	0,128	12,3	32,9	1,03
320	667,1	1,570	43,5	4,15	8,7	0,128	10,0	38,2	1,11
330	640,2	1,730	41,6	3,76	8,3	0,127	7,82	43,3	1,22
340	610,1	1,950	39,3	3,30	7,9	0,127	5,78	53,4	1,39
350	574,4	2,270	37,0	2,84	7,4	0,126	3,89	66,8	1,60
360	528,0	3,340	34,0	1,93	6,8	0,126	2,06	109,0	2,35
370	450,5	9,630	29,0	0,67	5,8	0,126	0,48	264,0	6,79

Phụ lục 7. Các tính chất nhiệt vật lý của không khí khô

t, °C	ρ kg/cm ³	C_p kcal/kg.K	λ kcal/m.h.K	$a \cdot 10^2$ m ² /h	$\mu \cdot 10^6$ kG.s/m ²	$\nu \cdot 10^6$ m ² /s	Pr
-50	1,584	0,242	1,75	4,57	1,49	9,23	0,728
-40	1,515	0,242	1,82	4,96	1,55	10,04	0,728
-30	1,453	0,242	1,89	5,37	1,60	10,80	0,723
-20	1,395	0,241	1,96	5,83	1,65	12,79	0,716
-10	1,342	0,241	2,03	6,28	1,70	12,43	0,712
0	1,293	0,240	2,10	6,77	1,75	13,28	0,707
10	1,247	0,240	2,16	7,22	1,80	14,16	0,705
20	1,205	0,240	2,23	7,71	1,85	15,06	0,703
30	1,165	0,240	2,30	8,23	1,90	16,00	0,701
40	1,128	0,240	2,37	8,75	1,95	16,96	0,699
50	1,093	0,240	2,43	9,26	2,00	17,95	0,698
60	1,060	0,240	2,49	9,79	2,05	18,97	0,696
70	1,029	0,241	2,55	10,28	2,10	20,02	0,694
80	1,000	0,241	2,62	10,87	2,15	21,09	0,692
90	0,972	0,241	2,69	11,48	2,19	22,10	0,690
100	0,946	0,241	2,76	12,11	2,23	23,13	0,688
120	0,898	0,241	2,87	13,26	2,33	25,45	0,686
140	0,854	0,242	3,00	14,52	2,42	27,80	0,684
160	0,815	0,243	3,13	15,80	2,50	30,09	0,682

Phụ lục 7. Các tính chất nhiệt vật lý của không khí khô

t, °C	ρ kg/cm ³	C _p kcal/kg.K	λ kcal/m.h.K	$a.10^2$ m ² /h	$\mu.10^6$ kG.s/m ²	$\nu.10^6$ m ² /s	Pr
180	0,779	0,244	3,25	17,10	2,58	32,49	0,681
200	0,746	0,245	3,38	18,49	2,65	31,85	0,680
250	0,674	0,248	3,67	21,96	2,79	40,61	0,677
300	0,615	0,250	3,96	25,76	3,03	48,33	0,674
350	0,566	0,253	4,22	29,47	3,20	55,46	0,676
400	0,524	0,255	4,48	33,52	3,37	63,09	0,678
500	0,456	0,261	4,94	41,51	3,69	79,38	0,687
600	0,404	0,266	5,35	49,78	3,99	96,89	0,699
700	0,362	0,271	5,77	58,82	4,26	115,40	0,706
800	0,329	0,276	6,17	67,95	4,52	134,80	0,713
900	0,301	0,280	6,56	77,84	4,76	155,10	0,717
1000	0,277	0,283	6,94	88,53	5,00	177,10	0,719
1100	0,257	0,286	7,31	99,45	5,22	199,30	0,722
1200	0,239	0,289	7,87	113,94	5,45	223,70	0,724

Phụ lục 8. Các tính chất nhiệt vật lý của NH₃ lỏng bão hoà

t, °C	ρ kg/m ³	C _p kcal/kg.K	λ kcal/m.h.K	$a.10^4$ m ² /h	$\mu.10^4$ kG.s/m ²	$\nu.10^6$ m ² /s	$\alpha.10^4$ kG/m	$\beta.10^4$ 1/K	Pr
-77,9	-	1,032	0,473	-	0,663	-	58,2	-	-
-70	725,3	1,036	0,473	6,295	0,483	0,653	56,0	15,6	3,73
-60	713,8	1,044	0,475	6,374	0,388	0,533	52,4	16,1	3,01
-50	702,0	1,053	0,475	6,426	0,330	0,461	49,1	16,9	2,58
-40	690,0	1,060	0,474	6,481	0,291	0,414	45,7	17,7	2,30
-30	677,7	1,067	0,472	6,527	0,260	0,376	42,5	18,3	2,07
-20	665,0	1,077	0,468	6,534	0,237	0,342	39,2	19,3	1,88
-10	652,0	1,087	0,462	6,519	0,210	0,316	36,0	20,2	1,74
0	638,6	1,098	0,451	6,432	0,191	0,293	33,0	21,1	1,64
10	624,7	1,110	0,438	6,316	0,172	0,270	29,9	22,5	1,54
20	610,3	1,125	0,425	6,190	0,155	0,249	26,9	23,9	1,45
30	595,2	1,146	0,408	5,982	0,140	0,230	23,9	25,7	1,38
40	579,5	1,170	0,391	5,779	0,128	0,216	21,0	27,9	1,34
50	562,8	1,199	0,372	5,513	0,116	0,202	18,1	30,3	1,32

Phụ lục 8. (tiếp theo)

t_c °C	ρ kg/m ³	C_p kcal/kg.K	λ kcal/mh.K	$a.10^4$ m ² /h	$\mu.10^4$ kG.stm ²	$\nu.10^6$ m ² /s	$\alpha.10^4$ kG/m	$\beta.10^4$ 1/K	Pr
60	544,0	1,230	0,353	5,276	0,105	0,189	15,2	33,2	1,29
70	524,8	1,270	-	-	0,094	0,176	-	36,8	-
80	504,2	1,321	-	-	0,084	0,163	-	42,3	-
90	481,6	-	-	-	0,075	0,153	-	-	-
100	456,3	1,481	-	-	0,065	0,140	-	-	-
132,4	242,0	-	-	-	0,027	0,109	-	-	-

Phụ lục 9. Các tính chất nhiệt vật lý của NH₃ hơi bão hoà

t_c °C	ρ kg/m ³	C_p kcal/kg.K	$\lambda.10^2$ kcal/mh.K	$a.10^2$ m ² /h	$\mu.10^6$ kG.stm ²	$\nu.10^6$ m ² /s	Pr
-70	0,121	-	1,30	-	0,714	63,12	-
-60	0,213	0,51	1,37	12,64	0,748	34,46	0,93
-50	0,381	0,52	1,44	7,17	0,780	20,07	1,01
-40	0,645	0,54	1,51	4,32	0,816	12,41	1,04
-30	1,038	0,57	1,51	2,71	0,852	8,04	1,07
-20	1,604	0,59	1,69	1,78	0,886	5,42	1,10
-10	2,390	0,62	1,78	1,20	0,928	3,81	1,14
0	3,452	0,65	1,90	0,85	0,975	2,77	1,18
10	4,859	0,69	2,04	0,61	1,010	2,04	1,21
20	6,694	0,73	2,19	0,45	1,065	1,56	1,25
30	9,034	0,79	2,36	0,33	1,153	1,28	1,34
40	12,005	0,85	2,57	0,25	1,199	0,98	1,40
50	15,75	0,92	2,88	0,20	1,332	0,83	1,50
60	20,35	1,00	-	-	1,522	0,73	-
70	26,36	1,10	-	-	1,747	0,65	-
80	33,90	1,29	-	-	2,073	0,60	-
90	43,60	1,36	-	-	-	-	-
100	56,10	1,52	-	-	-	-	-
110	-	1,74	-	-	-	-	-
120	-	2,01	-	-	-	-	-
130	-	2,53	-	-	-	-	-
132,4	-	-	-	-	2,662	0,11	-

Phụ lục 10. Các tính chất nhiệt vật lý của R₁₂ lỏng bão hoà

t, °C	ρ kg/m ³	C _p kcal/kg.K	λ kcal/m.h.K	$a.10^4$ m ² /h	$\mu.10^4$ kG.s/m ²	$\nu.10^6$ m ² /s	$\sigma.10^4$ kG/m	$\beta.10^4$ 1/K	Pr
-70	1489	0,227	0,107	3,16	0,661	0,434	23,5	15,69	3,94
-60	1465	0,235	0,103	3,00	0,484	0,323	21,9	16,91	3,88
-50	1439	0,243	0,100	2,86	0,404	0,275	20,5	19,50	3,46
-40	1411	0,250	0,096	2,71	0,358	0,249	18,8	19,84	3,31
-30	1382	0,258	0,093	2,60	0,326	0,232	17,2	20,82	3,20
-20	1350	0,266	0,089	2,48	0,301	0,218	15,5	23,74	3,17
-10	1318	0,274	0,086	2,38	0,282	0,210	13,9	24,52	3,18
0	1285	0,282	0,082	2,26	0,268	0,204	12,25	29,72	3,25
10	1249	0,290	0,078	2,16	0,254	0,199	10,60	29,53	3,32
20	1213	0,298	0,075	2,08	0,243	0,197	9,19	30,51	3,41
30	1176	0,305	0,071	1,98	0,234	0,196	7,74	33,70	3,55
40	1132	0,313	0,068	1,91	0,226	0,196	6,14	39,95	3,67
50	1084	0,321	0,064	1,84	0,217	0,196	4,76	45,50	3,78
60	1032	0,328	0,061	1,80	0,212	0,202	3,44	54,60	3,92
70	969	0,336	0,059	1,77	0,205	0,208	2,17	68,83	4,11
80	895	0,344	0,054	1,75	0,200	0,219	1,14	95,71	4,41

Phụ lục 11. Các tính chất nhiệt vật lý của R₂₂ hơi bão hoà

t, °C	ρ kg/m ³	C _p kcal/kg.K	λ kcal/m.h.K	$a.10^3$ m ² /h	$\mu.10^6$ kG.s/m ²	$\nu.10^6$ m ² /s	Pr
-100	0,120	0,120	0,0060	418,7	0,78	63,8	0,55
-80	0,563	0,124	0,0068	96,73	0,88	15,3	0,57
-60	1,869	0,129	0,0073	30,33	0,98	5,14	0,61
-50	3,096	0,132	0,0076	18,44	1,02	3,23	0,63
-40	4,878	0,136	0,0080	12,06	1,07	2,15	0,64
-30	7,407	0,140	0,0083	7,96	1,11	1,47	0,66
-20	10,76	0,144	0,0086	5,55	1,14	1,04	0,67
-10	15,29	0,148	0,0089	3,95	1,19	0,763	0,70
0	21,23	0,153	0,0092	2,83	1,22	0,563	0,72
10	28,90	0,160	0,0095	2,04	1,25	0,424	0,75
20	38,76	0,169	0,0098	1,49	1,30	0,329	0,79
30	51,55	0,180	0,0101	1,09	1,33	0,253	0,84
40	67,57	0,192	0,0104	0,80	1,37	0,199	0,90
50	88,50	0,205	-	-	-	-	-
60	111,5	-	0,0110	-	1,42	0,125	-

Phụ lục 12. Các tính chất nhiệt vật lý của dung dịch muối NaCl

ξ %	t_d , °C	ρ kg/m ³	t , °C	C kcal/kg.K	λ kcal/m.h.K	$a \cdot 10^4$ m ² /h	$\mu \cdot 10^4$ kG.s/m ²	$\nu \cdot 10^6$ m ² /s	Pr
7	-4,4	1050	20	0,918	0,510	5,31	1,10	1,03	6,9
			10	0,916	0,495	5,16	1,44	1,34	9,4
			0	0,914	0,481	5,02	1,91	1,78	12,7
			-4	0,912	0,478	5,00	2,20	2,06	14,8
11	-7,5	1030	20	0,883	0,510	5,33	1,17	1,06	7,2
			10	0,880	0,490	5,15	1,55	1,41	9,9
			0	0,878	0,478	5,03	2,06	1,87	13,4
			-5	0,877	0,472	4,98	2,49	2,26	16,4
			-7,5	0,877	0,469	4,96	2,70	2,45	17,8
13,6	-9,8	1100	20	0,862	0,510	5,40	1,25	1,12	7,4
			10	0,860	0,488	5,15	1,65	1,47	10,3
			0	0,857	0,476	5,07	2,19	1,95	13,9
			-5	0,856	0,470	5,00	2,66	2,37	17,1
			-9,8	0,855	0,464	4,94	3,50	3,13	22,9
16,2	-12,2	1120	20	0,844	0,493	5,21	1,34	1,20	8,3
			10	0,842	0,489	5,18	1,76	1,57	10,9
			-5	0,838	0,468	5,00	2,89	2,58	18,6
			-10	0,837	0,460	4,93	3,56	3,18	23,2
			-	0,836	0,458	4,90	4,30	3,84	28,3
			12,2						
18,8	-15,1	1140	20	0,827	0,500	5,32	1,46	1,26	8,5
			10	0,825	0,487	5,17	1,89	1,63	11,4
			0	0,822	0,473	5,05	2,61	2,25	16,1
			-5	0,820	0,466	5,00	3,18	2,74	19,8
			-10	0,819	0,458	4,92	3,95	3,40	24,8
			-15	0,818	0,451	4,86	4,87	4,19	31,0
21,2	-18,2	1160	20	0,811	0,498	5,27	1,53	1,33	9,1
			10	0,808	0,484	5,17	2,05	1,73	12,1
			0	0,806	0,470	5,03	2,88	2,44	17,5
			-5	0,804	0,463	4,96	3,51	2,96	21,5
			-10	0,803	0,456	4,90	4,39	3,70	27,1
			-15	0,802	0,449	4,85	5,38	4,55	33,9
			-18	0,802	0,445	4,80	6,20	5,24	39,4

Phụ lục 12. (tiếp theo)

ξ %	t_d , °C	ρ kg/m ³	t , °C	C kcal/kg.K	λ kcal/m.h.K	$a.10^4$ m ² /h	$\mu.10^4$ kG.s/m ²	$\nu.10^6$ m ² /s	Pr
23,1	-21,2	1175	20	0,799	0,486	5,30	1,70	1,42	9,6
			10	0,796	0,472	5,05	2,20	1,84	13,1
			0	0,794	0,468	5,02	3,10	2,59	18,6
			-5	0,793	0,461	4,95	3,82	3,20	23,3
			-10	0,791	0,454	4,89	4,80	4,02	29,5
			-15	0,790	0,447	4,83	5,86	4,90	36,5
			-21	0,789	0,442	4,77	7,90	6,60	50,0

Phụ lục 13. Các tính chất nhiệt vật lý của dung dịch muối CaCl₂

ξ %	t_d , °C	ρ kg/m ³	t , °C	C kcal/kg.K	λ kcal/m.h.K	$a.10^4$ m ² /h	$\mu.10^4$ kG.s/m ²	$\nu.10^6$ m ² /s	Pr
9,4	-5,2	1080	20	0,870	0,502	5,35	1,26	1,15	7,8
			10	0,868	0,490	5,23	1,58	1,44	9,9
			0	0,866	0,478	5,11	2,20	2,00	14,1
			-5	0,860	0,472	5,08	2,60	2,36	16,7
14,7	-10,2	1130	10	0,803	0,495	5,46	1,52	1,32	8,7
			20	0,800	0,484	5,35	1,90	1,64	11,0
			0	0,795	0,472	5,26	2,61	2,27	15,6
			-5	0,792	0,466	5,20	3,10	2,70	18,7
			-10	0,790	0,459	5,15	4,14	3,60	25,3
18,9	-15,7	1170	20	0,752	0,492	5,60	1,84	1,54	9,9
			10	0,750	0,480	5,47	2,28	1,91	12,6
			0	0,747	0,468	5,37	3,05	2,56	17,2
			-5	0,740	0,462	5,34	3,50	2,94	19,8
			-10	0,737	0,455	5,29	4,76	4,00	27,3
			-15	0,732	0,450	5,28	6,27	5,27	35,9
20,9	-19,2	1190	20	0,735	0,489	5,59	2,04	1,68	10,9
			10	0,730	0,477	5,50	2,50	2,06	13,4
			0	0,727	0,466	5,38	3,34	2,76	18,5
			-5	0,720	0,460	5,38	3,90	3,22	21,5
			-10	0,720	0,453	5,30	5,17	4,25	28,9
			-15	0,720	0,448	5,23	6,72	5,53	38,2

Phụ lục 13. (tiếp theo)

ξ %	t_d °C	ρ kg/m ³	t , °C	C kcal/kg.K	λ kcal/m.h.K	$a.10^4$ m ² /h	$\mu.10^4$ kG.s/m ²	$\nu.10^6$ m ² /s	Pr
23,8	-25,7	1220	20	0,710	0,486	5,62	2,40	1,94	12,5
			10	0,705	0,474	5,50	2,93	2,35	15,4
			0	0,700	0,463	5,43	3,89	3,13	20,8
			-5	0,695	0,456	5,38	4,50	3,63	24,4
			-10	0,695	0,450	5,32	6,04	4,87	33,0
			-15	0,695	0,445	5,27	7,70	6,20	42,5
			-20	0,690	0,439	5,20	9,66	7,77	53,8
			-25	0,690	0,433	5,15	11,80	9,48	66,5
25,7	-31,2	1240	20	0,690	0,483	5,66	2,68	2,12	13,5
			10	0,690	0,471	5,50	3,28	2,51	16,5
			0	0,685	0,460	5,43	4,34	3,43	22,7
			-10	0,680	0,448	5,32	6,81	5,40	36,6
			-15	0,680	0,442	5,25	8,53	6,75	46,3
			-20	0,670	0,437	5,26	10,77	8,52	58,5
			-25	0,670	0,431	5,20	13,16	10,40	72,0
			-30	0,660	0,425	5,21	15,10	12,00	83,0
27,5	-38,6	1260	20	0,680	0,480	5,63	2,99	2,33	14,9
			10	0,675	0,469	5,50	3,68	2,87	18,8
			0	0,671	0,457	5,41	4,99	3,81	25,3
			-10	0,665	0,446	5,33	7,67	5,97	40,3
			-20	0,660	0,435	5,24	12,1	9,45	65,0
			-25	0,655	0,429	5,20	15,0	11,70	80,7
			-30	0,655	0,423	5,12	17,5	13,60	95,5
			-35	0,650	0,418	5,12	22,0	17,10	120
28,5	-43,6	1270	20	0,670	0,479	5,62	3,20	2,47	15,8
			0	0,664	0,455	5,40	5,22	4,02	26,7
			-10	0,660	0,445	5,31	8,18	6,32	42,7
			-20	0,650	0,434	5,25	12,9	10,0	68,8
			-25	0,650	0,428	5,18	16,3	12,6	87,5
			-30	0,645	0,422	5,16	19,2	14,9	103,5
			-35	0,645	0,416	5,10	25,0	19,3	136,5
			-40	0,640	0,411	5,07	31,0	24,0	171,0
29,4	-50,1	1280	20	0,670	0,477	5,57	3,4	2,65	17,2
			0	0,658	0,454	5,40	5,6	4,30	28,7
			-10	0,650	0,444	5,35	8,8	6,75	45,4

Phụ lục 13. (tiếp theo)

ξ %	t_d , °C	ρ kg/m ³	t , °C	C kcal/kg.K	λ kcal/m.h.K	$a.10^4$ m ² /h	$\mu.10^4$ kG.s/m ²	$\nu.10^6$ m ² /s	Pr
			-20	0,640	0,433	5,28	14,1	10,8	73,4
			-30	0,635	0,421	5,19	21,7	16,61	115,0
			-35	0,630	0,415	5,15	26,0	9,9	139,0
			-40	0,630	0,410	5,10	33,0	25,3	179,0
			-45	0,625	0,404	5,06	41,0	31,4	223,0
			-50	0,625	0,399	4,68	50,0	38,3	295,0
29,9	-55	1286	20	0,665	0,476	5,58	3,53	2,75	17,8
			0	0,654	0,454	5,40	5,80	4,43	29,5
			-10	0,645	0,443	5,34	9,22	7,04	47,5
			-20	0,640	0,432	5,25	14,7	11,23	77,0
			-30	0,635	0,420	5,16	23,0	17,6	123,0
			-35	0,630	0,415	5,10	29,0	22,1	156,5
			-40	0,630	0,409	5,06	36,0	27,5	196,0
			-45	0,625	0,404	5,02	44,0	33,5	240,0
			-50	0,625	0,398	4,96	52,0	39,7	290,0
			-55	0,620	0,392	4,91	66,0	50,2	368,0

Phụ lục 14. Các tính chất nhiệt vật lý của các vật liệu

Vật liệu	t, °C	ρ kg/m ³	λ kcal/mh.K	C _p kcal/kg.K	a.10 ³ m ² /h	φ , %
VẬT LIỆU XÂY DỰNG VÀ CÁCH NHIỆT						
- Nhôm lá	50	20	0,04	-	-	-
- Nhôm lá có dạng hạt	20	160	0,25	0,20	18,5	-
- Amiăng						
+ Loại tấm	30	770	0,10	0,195	0,712	-
+ Loại sợi	50	470	0,095	0,195	1,04	-
- Bakelit amiăng	20	156	0,061	0,28	13,96	-
	20	210	0,074	0,28	12,47	-
	20	293	0,093	0,28	11,32	-
	20	363	0,106	0,28	10,12	-
- Tấm lợp ximăng amiăng	-	1800	0,30	-	-	-
- Nhựa đường	20	2110	0,60	0,50	0,57	-
- Keo	-196	90	0,0108	0,126	8,52	-
	-80	90	0,016	0,180	10,2	-
	-30	90	0,018	0,200	10,0	-
	0	90	0,020	0,218	10,2	-
	20	90	0,023	0,231	11,0	-
	50	90	0,025	0,246	11,2	-
- Sơn bakelit	20	1400	0,25	-	-	-
- Bê tông	20	2300	1,10	0,27	1,77	-
- Bê tông khí	-	600	0,10	-	-	-
- Bê tông thạch cao bãng						
+ Xi lò luyện kim	-	1000	0,32	0,19	16,8	-
+ Xi than	-	1300	0,48	0,19	19,4	-
- Bê tông xốp	90	400	0,108	0,20	13,8	1,5
	25	360	0,082	0,19	12,2	1,5
	-14	520	0,22	0,33	12,9	77,5
- Bông	50	50	0,055	0,437	25,4	-
	9	50	0,046	0,401	23,0	-
	-78	50	0,037	0,331	22,7	-
	-196	50	0,023	0,211	21,9	-
- Phốt						
+ Loại giấy	-	300	0,05	-	-	-
+ Loại vải	30	330	0,045	-	-	-
- Cao su tấm lưu hoá	50	400	0,078	-	-	-

Phụ lục 14. (tiếp theo)

Vật liệu	t, °C	ρ kg/m ³	λ kcal/mhK	C _p kcal/kgK	a.10 ³ m ² /h	ϕ , %
- Thạch cao	-	1650	0,25			
- Thạch cao có độ ẩm hữu cơ	-	700	0,20	0,25	11,4	-
- Đất sét chịu lửa	450	1845	0,89	0,26	1,855	-
- Sỏi	20	1840	0,31	-	-	-
- Đất						
+ Đất sét	18	2160	1,19	0,31	17,70	17,5
	18	1500	0,16	0,17	6,4	0,0
	-25	2160	1,64	0,22	22,6	17,5
+ Đất sét Cambri	18	1280	0,26	0,23	8,74	0,0
	10	2000	1,15	0,33	17,4	12,8
	-14	2000	0,95	0,27	17,5	12,8
+ Đất cát mịn	16	2000	1,93	0,37	26,2	25,0
	0	1430	0,16	0,16	7,1	0,24
	-25	2000	2,5	0,24	54,1	25,0
+ Đất cát chảy	17	1500	0,19	0,19	6,8	0,0
	18	2200	1,29	0,40	14,7	35,0
	-16	2200	2,30	0,27	39,0	35,0
+ Đất cát băng tích	17	1270	0,13	0,16	6,3	0
	18	2020	1,17	0,46	12,6	35
	-20	2020	1,46	0,28	25,8	35
+ Đất cát pha	24	1900	0,68	0,15	24,0	0,0
	-10	2060	1,13	0,21	26,1	7,4
	-14	2060	0,96	0,08	26,0	7,4
- Gỗ						
+ Gỗ tạp	30	128	0,045	-	-	-
+ Gỗ sồi thớ ngang	20	800	0,178	0,42	0,53	-
+ Gỗ sồi thớ dọc	20	800	0,312	-	-	-
+ Gỗ thông thớ ngang	20	448	0,092	-	-	-
+ Gỗ thông thớ dọc	20	448	0,22	-	-	-
+ Mùn cưa	20	200	0,60	-	-	-
+ Dăm bào	25	150	0,007	0,66	7,46	11,4
+ Tấm làm từ dăm bào	-	150	0,050	0,60	5,6	-
	-	250	0,065	0,60	4,3	-
	-	500	0,140	0,60	3,9	-

Phụ lục 14. (tiếp theo)

Vật liệu	t, °C	ρ kg/m ³	λ kcal/mh.K	C _p kcal/kg.K	a.10 ³ m ² /h	ϕ , %
- Đất						
+ Đất ẩm	-	1700	0,565	0,48	0,693	-
+ Đất khô	-	1500	0,119	-	-	-
- Than đá	20	1400	0,16	0,312	0,37	-
- Tấm côi	-	400	0,12	0,35	8,6	-
- Các tông						
+ Loại ẩm		150	0,055	0,35	10,5	-
+ Gợn sóng		-	0,055	-	-	-
+ Loại thường		700	0,15	0,35	6,1	-
+ Loại ép chặt		1000	0,20	0,35	5,7	-
+ Cao su tổng hợp		1600	0,184	0,373	3,1	-
- Thạch anh tinh thể						
+ Loại trục ngang	0	2500 ÷ 2800	6,2	0,2	12,0	-
+ Loại trục dọc	0	0	11,7	-	-	-
- Keramzit đỏ thành đồng	-	1400	0,45	0,20	26,1	-
- Gạch						
+ Gạch cách nhiệt	100	550	0,12	-	-	-
+ Gạch cacborundum	-	1000	0,97	0,162	0,60	-
+ Gạch xây dựng	20	800 ÷ 1500	0,2 ÷ 0,25	-	-	-
- Clinker	30	1400	0,14	0,34	0,41	-
- Đá	30	1000	0,137	-	-	-
- Than cốc loại bột	100	449	0,164	0,29	0,125	-
- Mỏ hống	40	190	0,027	-	-	-
- Nước đá	0	920	1,935	0,54	3,89	-
- Vải dầu	20	1180	0,16	-	-	-
- Ma nhê 85% (bột)	100	216	0,058	-	-	-
- Phân	50	2000	0,80	0,21	1,91	-
- Bông khoáng	100	100	0,045	0,200	22,1	-
	50	100	0,042	0,192	22,0	-
	0	100	0,038	0,174	21,8	-
	-30	100	0,034	0,162	20,9	-
	-80	100	0,028	0,142	19,7	-
	-196	100	0,014	0,082	17,1	-
- Bông khoáng tẩm bitum	25	390	0,060	0,250	5,8	-

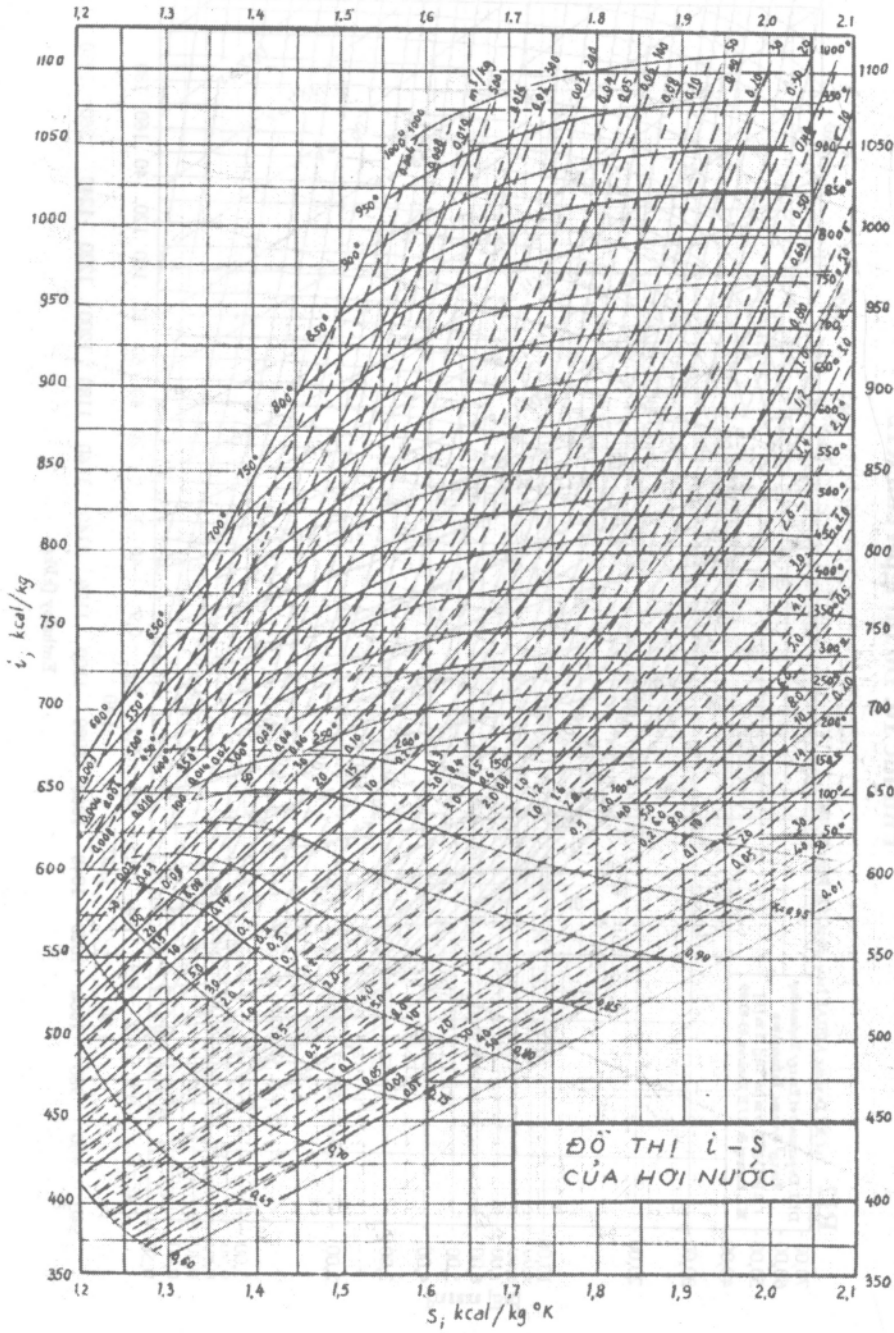
Phụ lục 14. (tiếp theo)

Vật liệu	t, °C	ρ kg/m ³	λ kcal/mh.K	C_p kcal/kg.K	$a.10^3$ m ² /h	ϕ , %
- Tấm bông khoáng nén chặt	-	400	0,100	0,180	12,9	-
- Vải khoáng	-50	200	0,04	0,220	0,91	-
- Mút xốp	20	20	0,035	0,338	51,2	-
	0	20	0,033	0,322	51,0	-
	-30	20	0,030	0,302	50,0	-
	-80	20	0,025	0,260	48,0	-
	-196	20	0,012	0,138	42,8	-
- Căm thạch	90	2700	1,12	0,10	4,15	-
- Lớp cầu lò hơi	65	-	1,13 + 2,7	-	-	-
- Paraphin	20	920	0,23	-	-	-
- Giấy nhựa chống thấm	-	600	0,15	0,35	7,1	-
- Cát						
+ Cát khô	20	1500	0,28	0,19	9,85	-
+ Cát ẩm	20	1650	0,97	0,50	1,77	-
- Nhựa						
+ Polystyrol	20	33	0,035	0,28	34,4	-
+ Polyclovinyl	20	50	0,037	0,28	26,7	-
- Xi măng pooclan	30	1900	0,26	0,27	0,506	-
- Li-e (bần, điển)						
+ Loại hạt	20	45	0,033	-	-	-
+ Loại tấm	30	190	0,036	0,45	0,42	-
- Cao su	0	1200	0,14	0,33	0,353	-
- Giấy dầu	-	600	0,15	0,35	0,71	-
- Đá phiến	100	2800	1,28	-	-	-
- Mica	-	290	0,5	0,21	8,2	-
- Tuyết	-	560	0,4	0,50	1,43	-
- Thủy tinh	20	2500	0,64	0,16	0,16	-
- Bông thủy tinh	0	200	0,032	0,16	1,0	-
- Sợi thủy tinh	50	50	0,041	0,222	36,9	-
	0	50	0,035	0,206	34,0	-
	-30	50	0,032	0,192	33,1	-
	-80	50	0,026	0,170	30,4	-
	-196	50	0,013	0,104	25,1	-

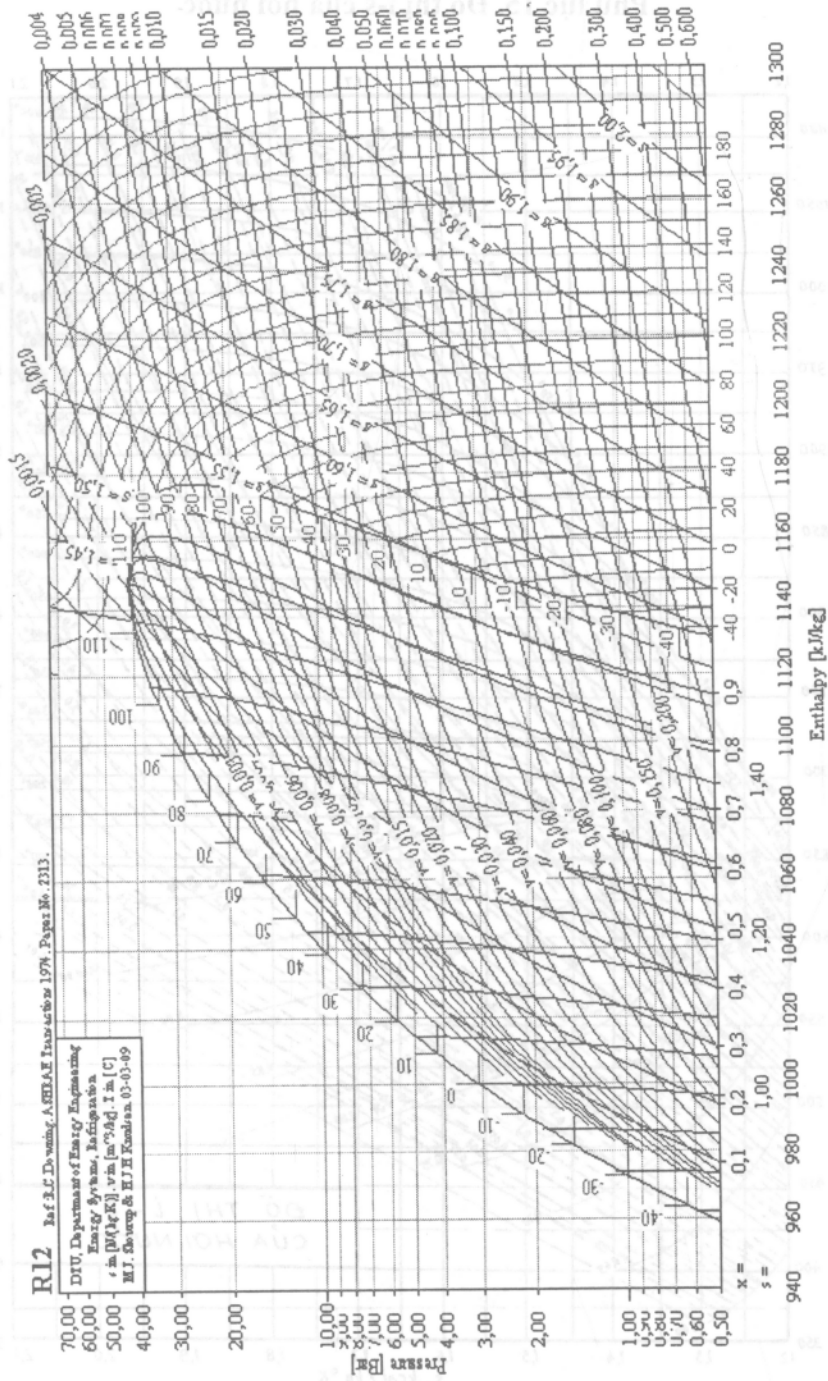
Phụ lục 14. (tiếp theo)

Vật liệu	t, °C	ρ kg/m ³	λ kcal/mh.K	C _p kcal/kg.K	a.10 ³ m ² /h	φ, %
- Than bùn	50	220	0,055	-	-	-
- Gỗ dán	0	600	0,13	0,6	3,61	-
- Đồ sứ	95	2400	0,89	0,26	1,43	-
	1055	2400	1,69	-	-	-
- Tấm cách điện sợi phép	20	240	0,042	-	-	-
- Xêlulô	30	1400	0,18	-	-	-
- Selôtec	20	215	0,04	-	-	-
- Sevelin	14	260	0,047	0,40	-	-
- Vải bố xây dựng	-	150	0,05	0,45	7,4	-
- Xi hạt	-	574	0,114	0,205	9,7	-
- Bông xi	20	100	0,04	0,177	22,4	-
	40	200	0,055	0,2	5,8	-
	100	250	0,06	-	-	-
	170	300	0,071	0,2	11,4	-
	320	300	0,081	0,2	13,5	-
	490	300	0,092	0,22	14,0	-
- Vữa	20	1680	0,67	-	-	-
- Êbônít	20	1200	0,14	0,34	3,43	-
KIM LOẠI						
- Nhôm	0	2670	175	0,22	328	-
- Đồng thanh	20	8000	55	0,091	75	-
- Đồng thau	0	8600	73,5	0,090	95	-
- Đồng	0	8800	330	0,091	412	-
- Niken	20	9000	50	0,11	50,5	-
- Thiếc	0	7230	55	0,054	141	-
- Thủy ngân	0	13600	6,8	0,033	15,3	-
- Chì	0	11400	30	0,031	85	-
- Bạc	0	10500	394	0,056	670	-
- Thép	20	7900	39	0,011	45	-
- Kẽm	20	7000	100	0,094	152	-
- Gang	20	7220	54	0,120	62,5	-

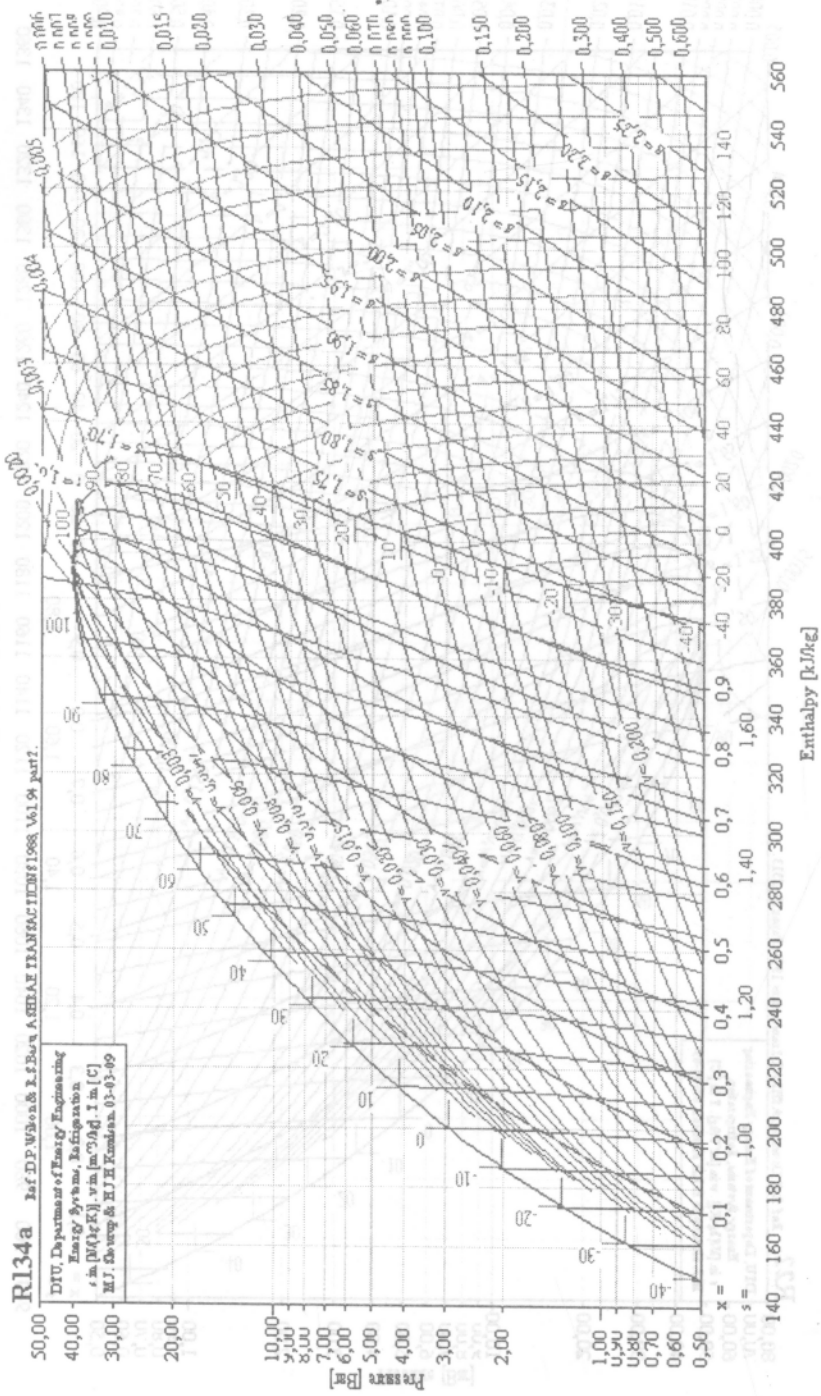
Phụ lục 15. Đồ thị i-s của hơi nước



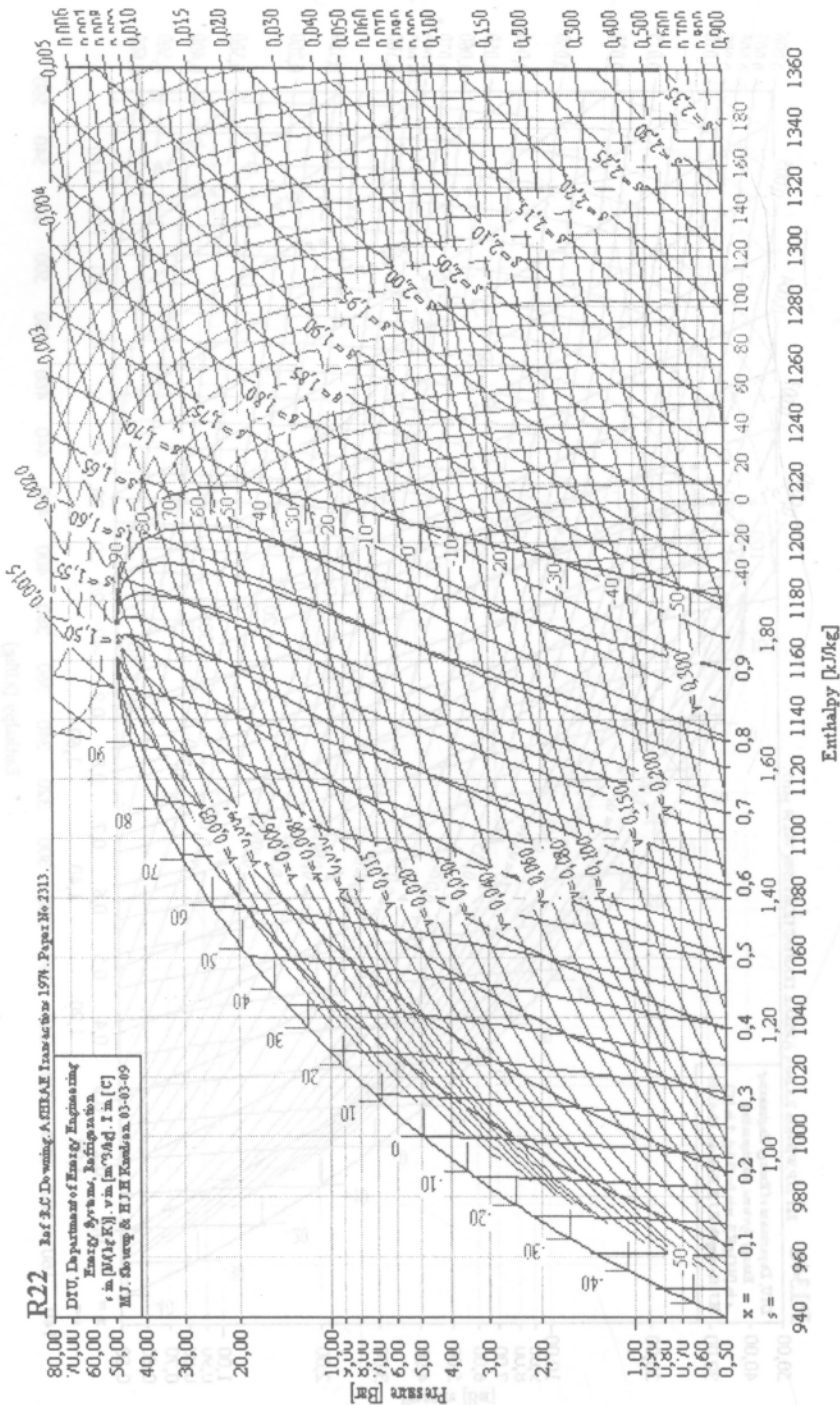
Phụ lục 16. Đồ thị Igp-i của R12



Phụ lục 17. Đồ thị lgp-i của R134a

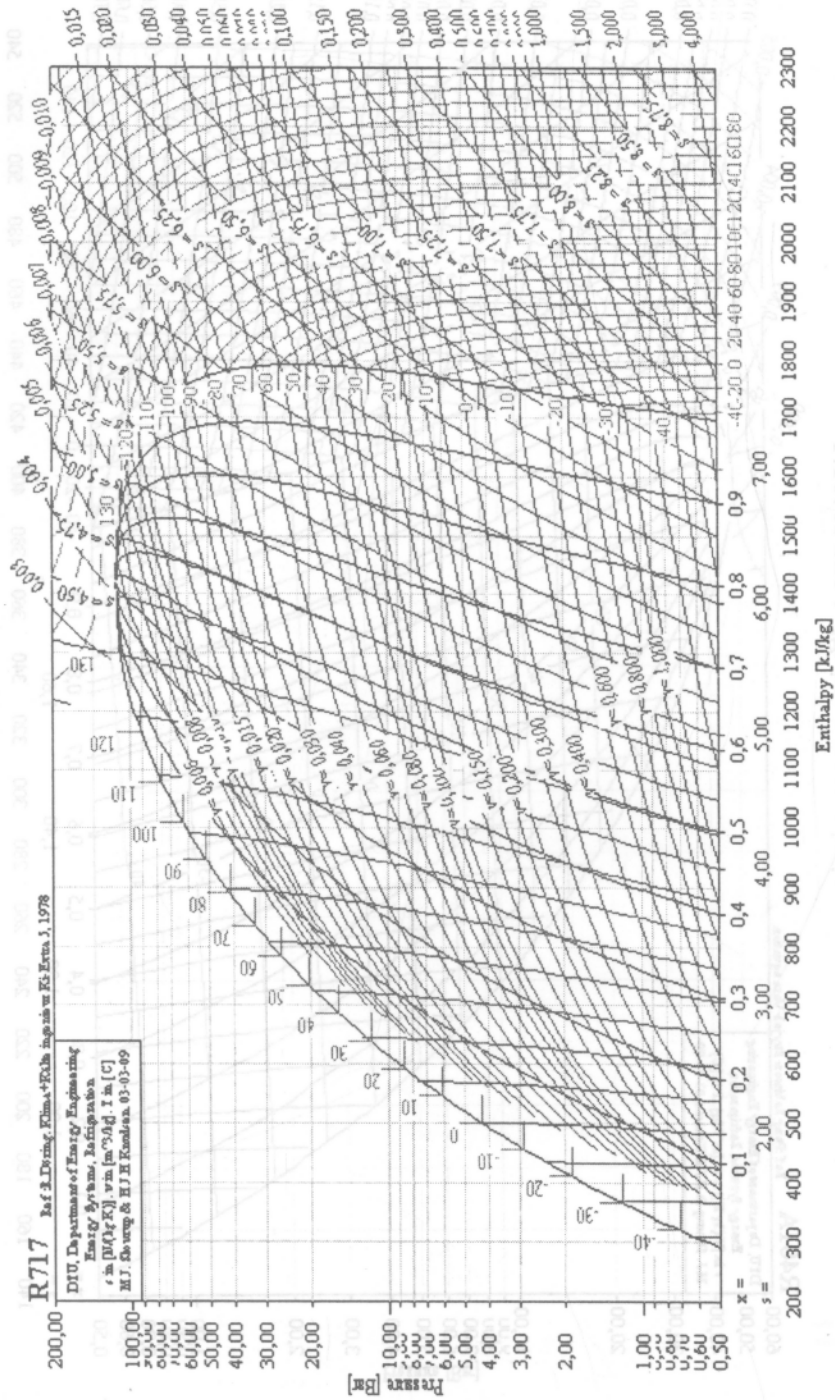


Phụ lục 18. Đồ thị lgp-i của R22

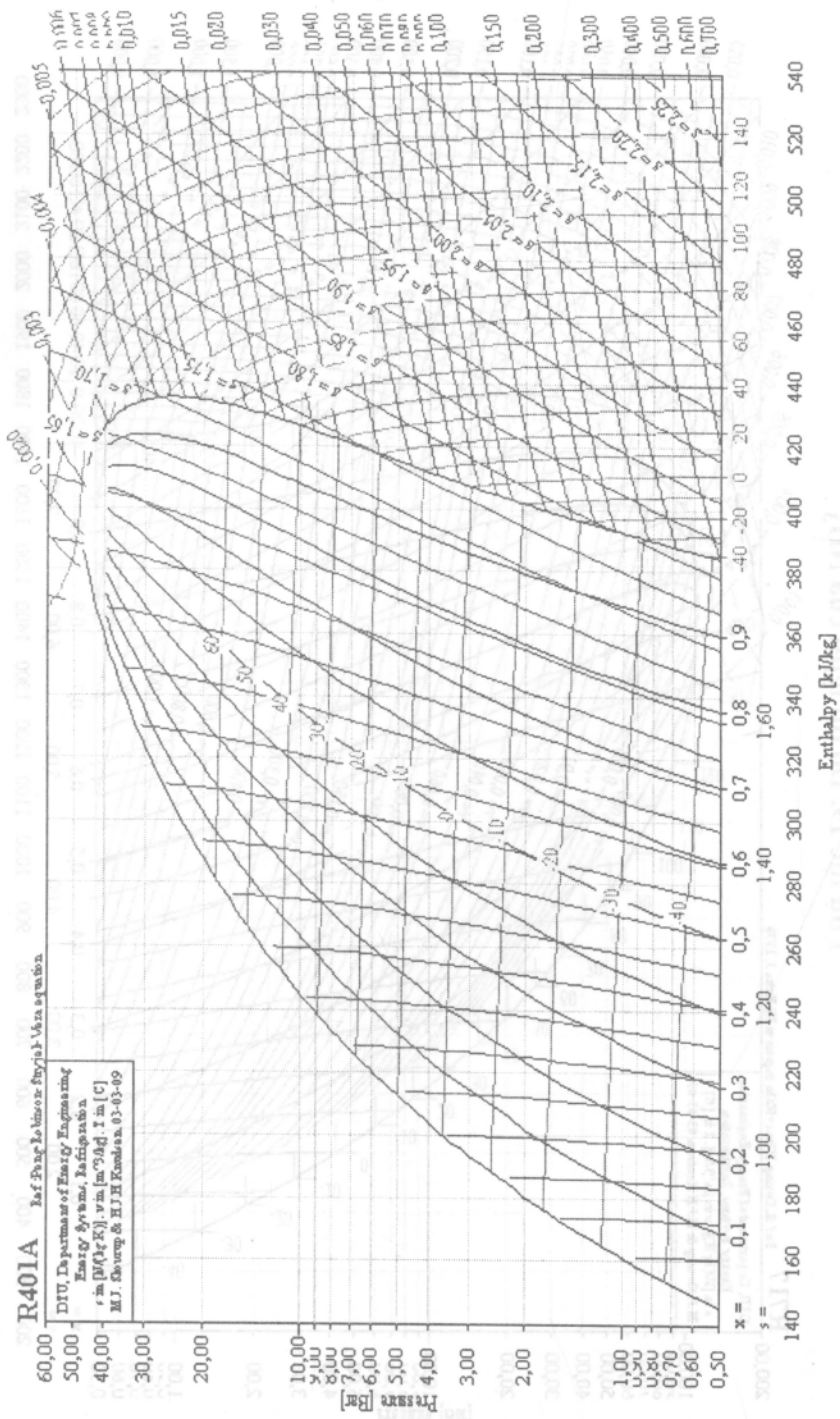


BỘ GIÁO DỤC VÀ ĐÀO TẠO KIẾN TRÚC

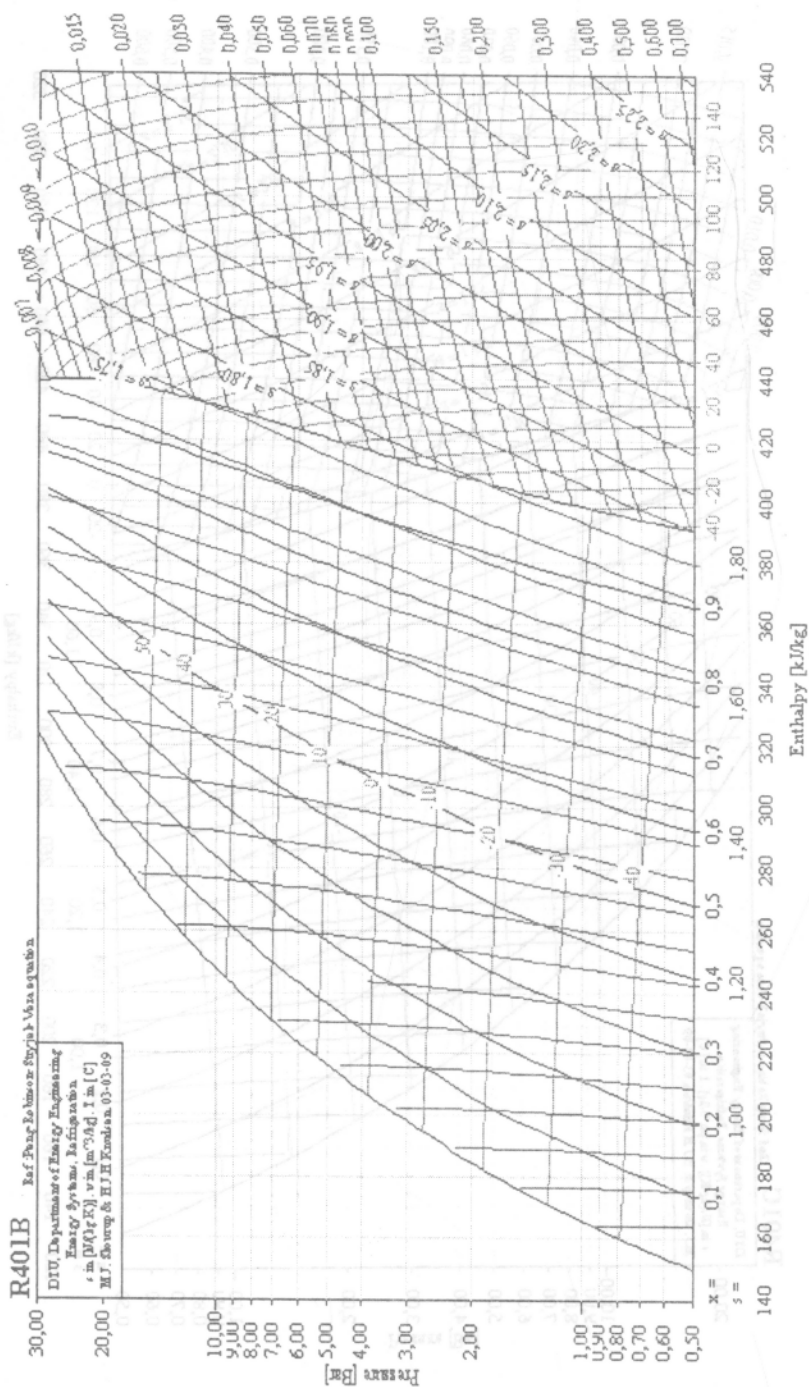
Phụ lục 19. Đồ thị Igp-i của NH₃



Phụ lục 20. Đồ thị lgp-i của R401A

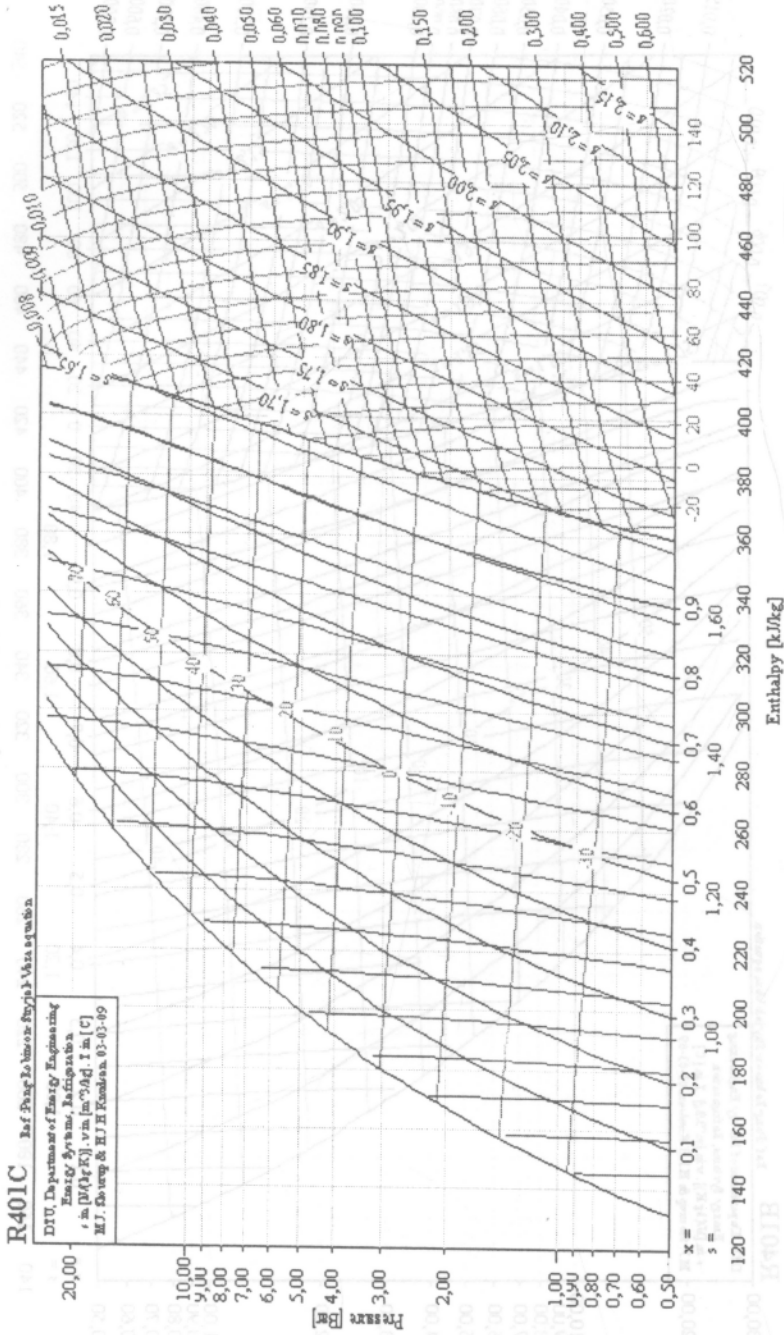


Phụ lục 21. Đồ thị lgp-i của R401B



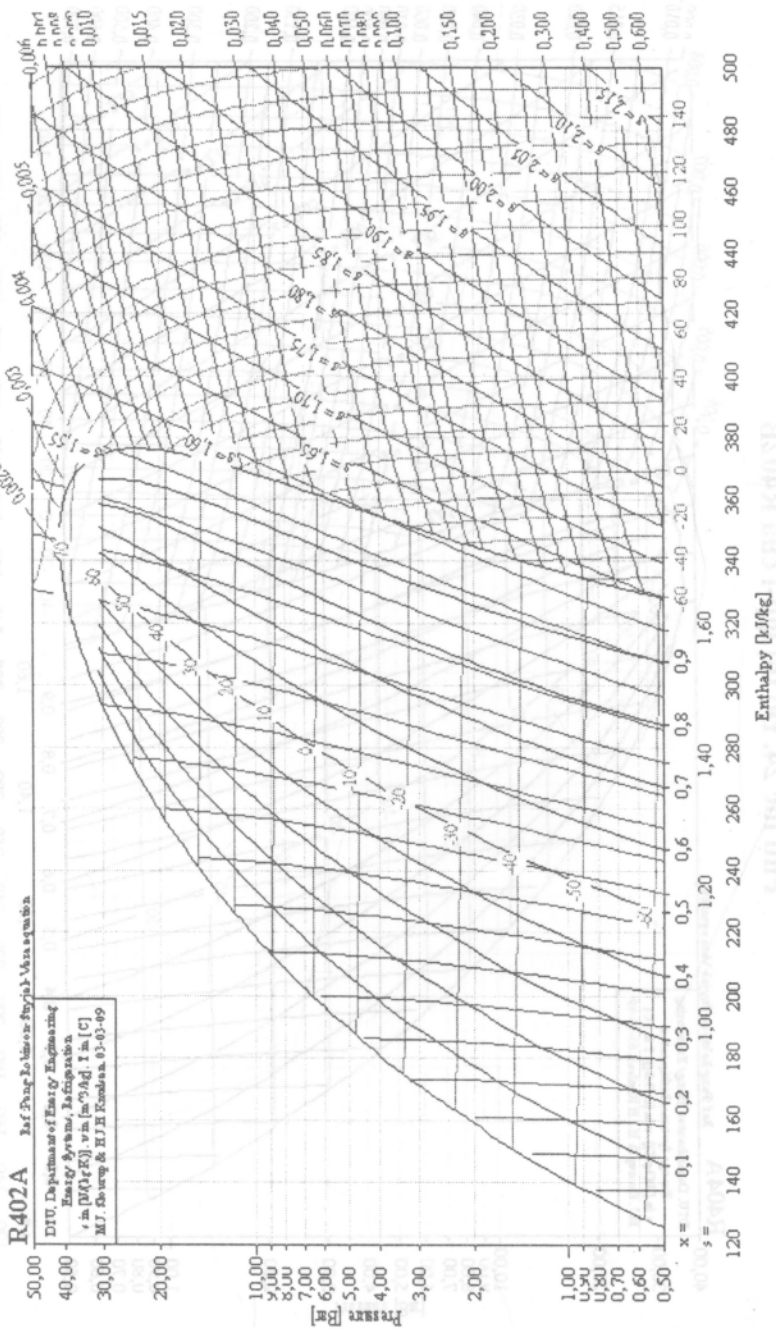
Phụ lục 21. Đồ thị lgp-i của R401B

Phụ lục 22. Đồ thị Igp-i của R401C

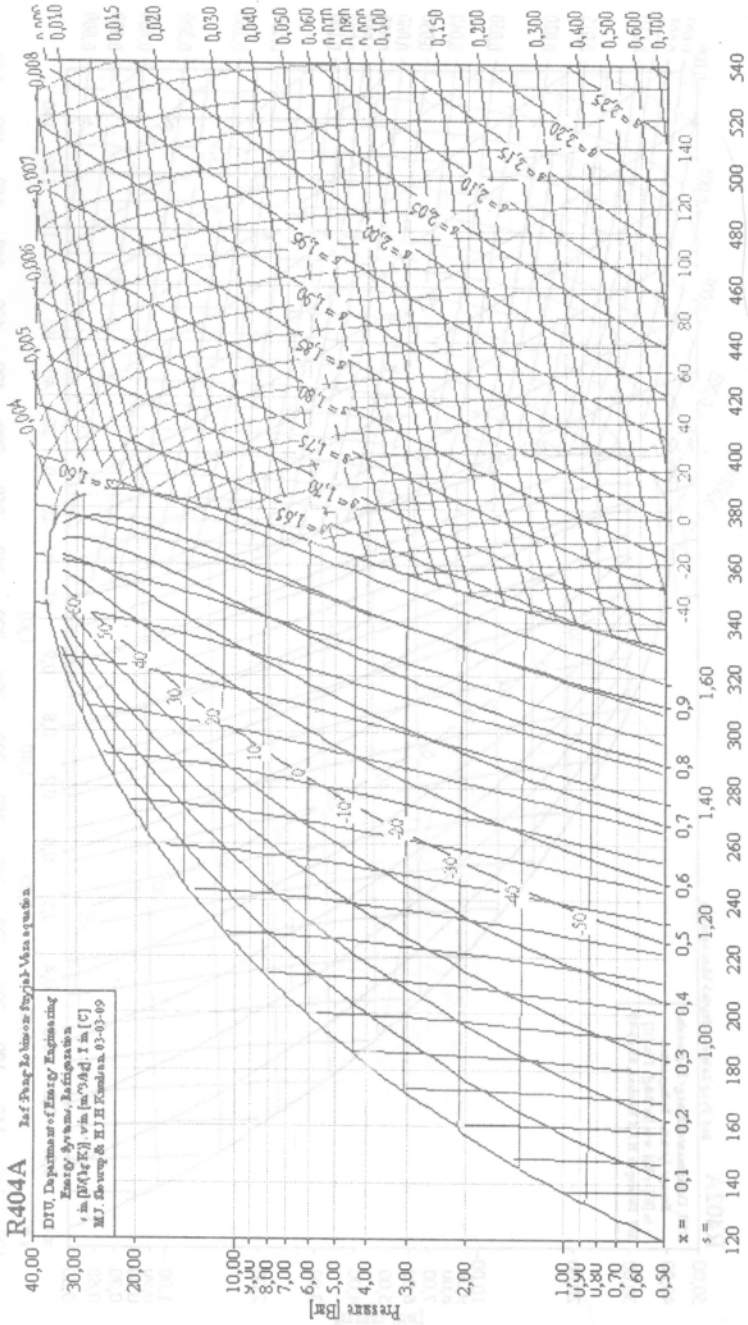


Phụ lục 22. Đồ thị Igp-i của R401C

Phụ lục 23. Đồ thị lgp-i của R402A

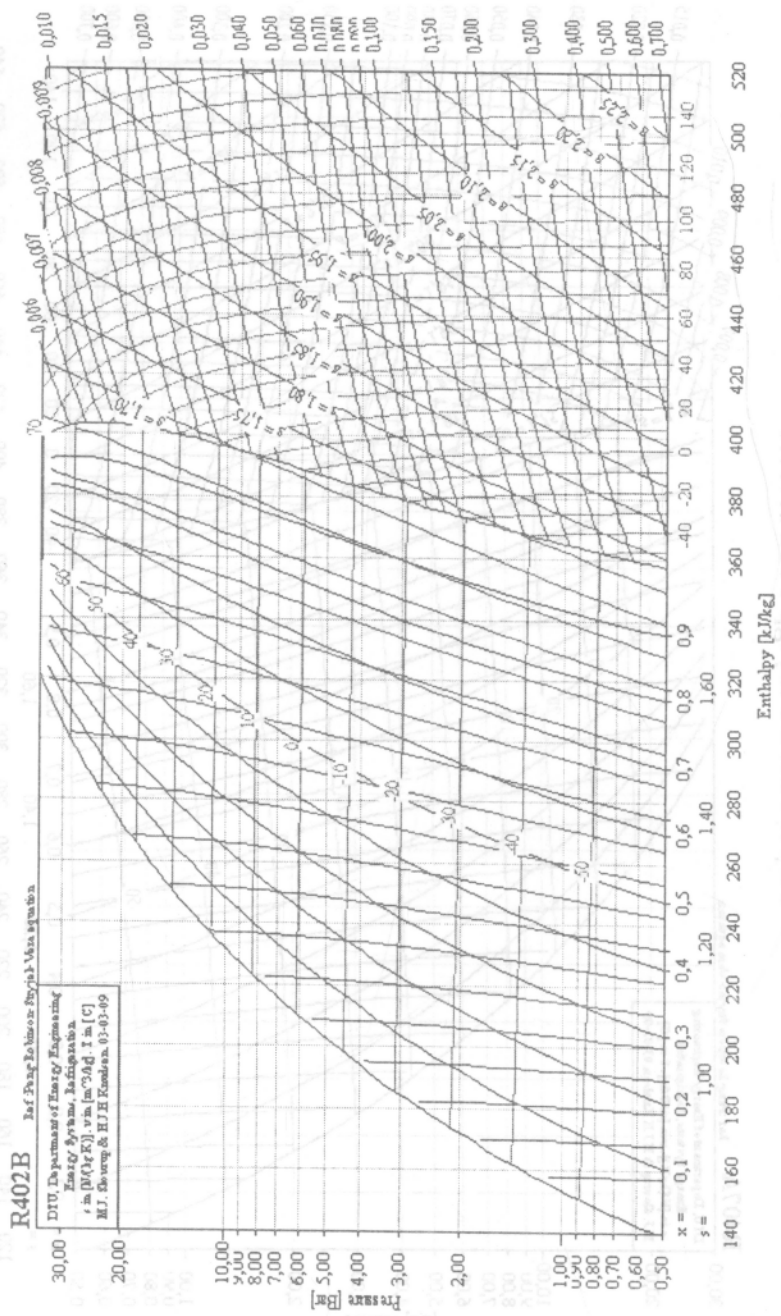


Phụ lục 24. Đồ thị lgp-i của R402B

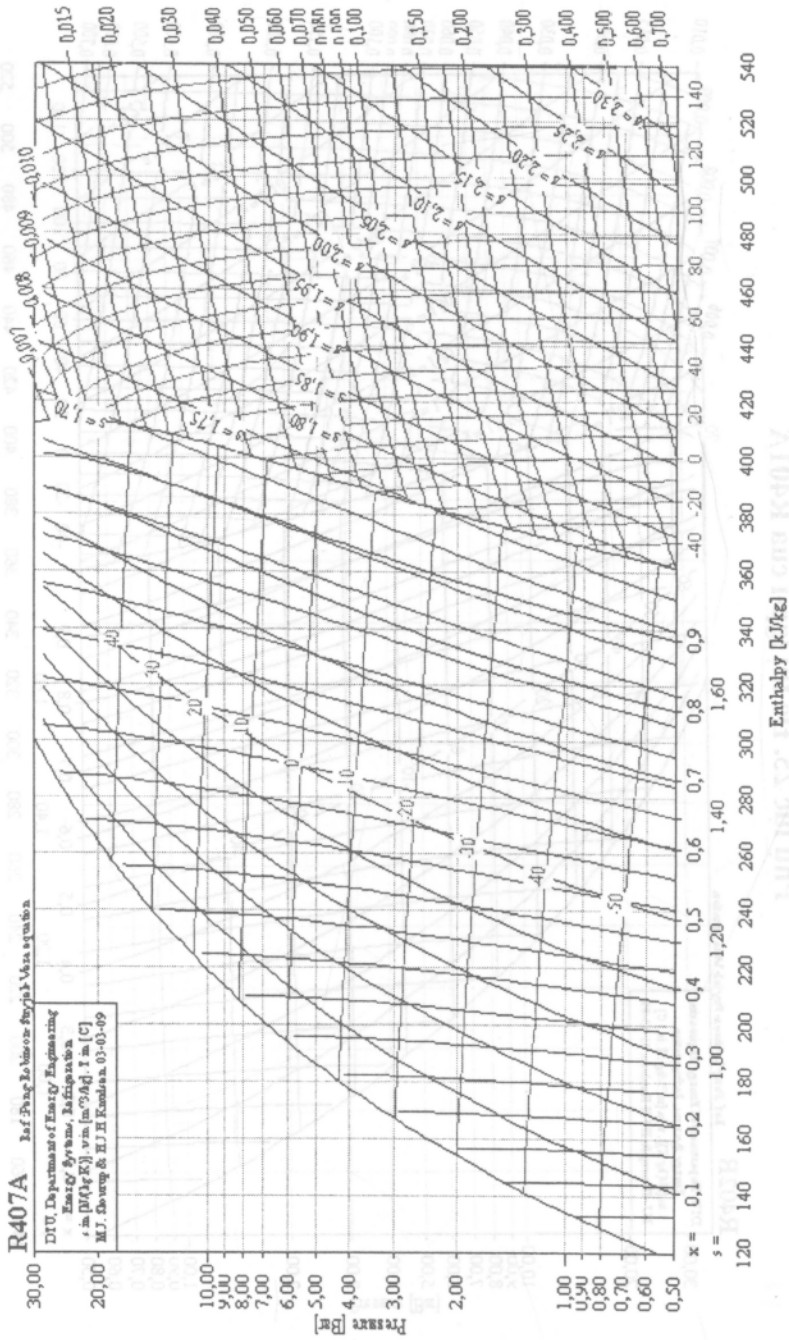


http://www.vietnamair.com.vn

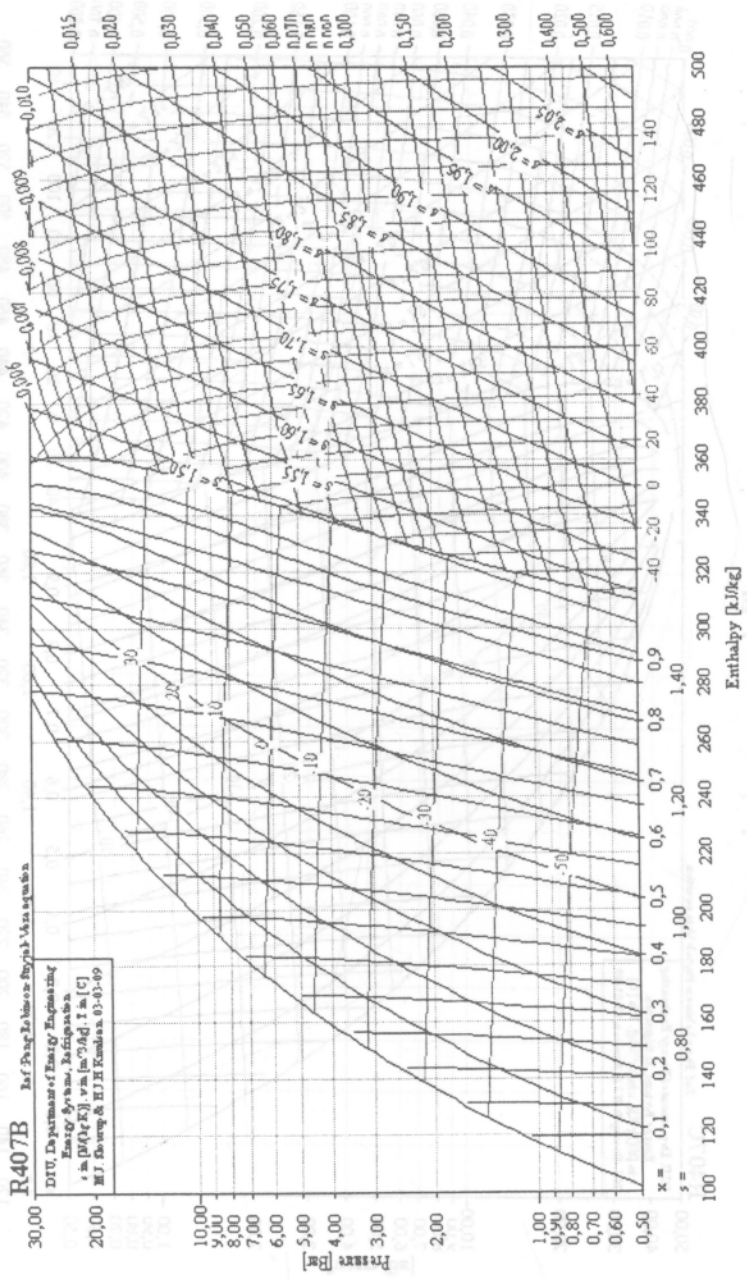
Phụ lục 25. Đồ thị lgp-i của R401A



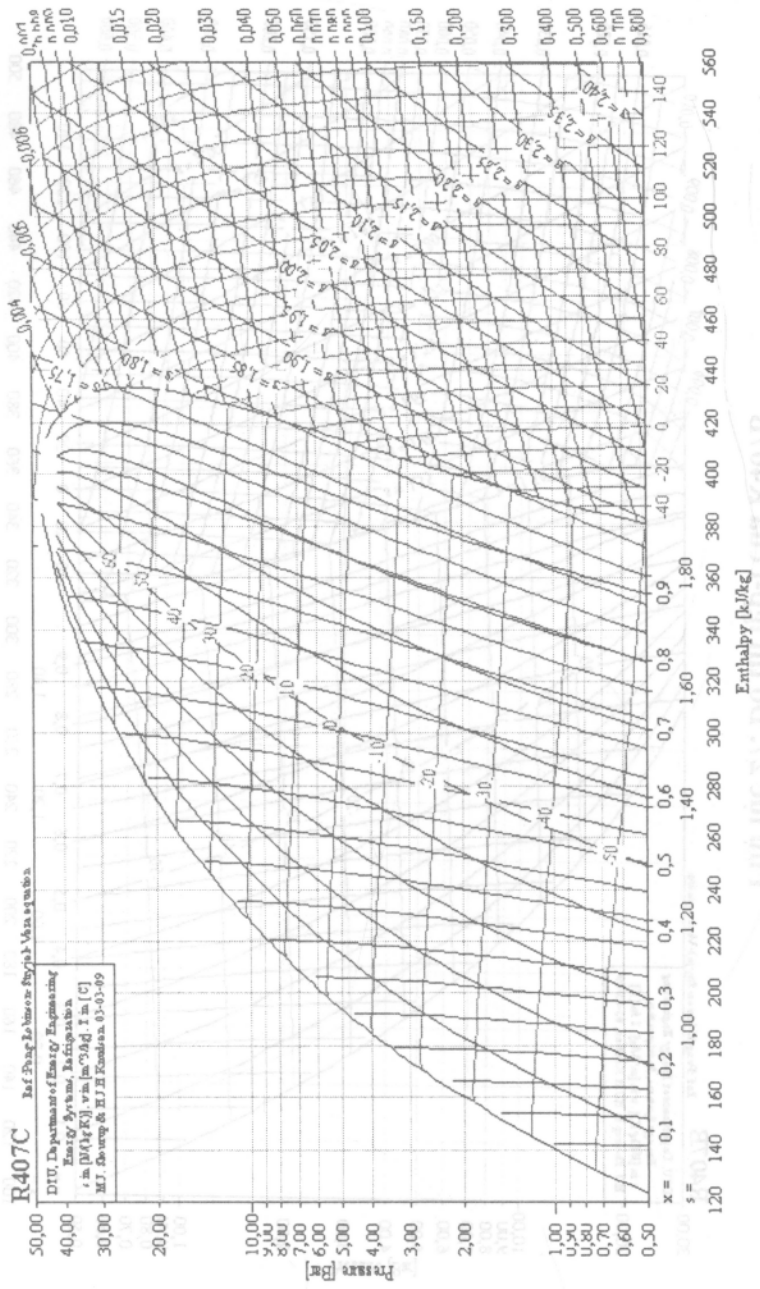
Phụ lục 26. Đồ thị lgp-i của R407A



Phụ lục 27. Đồ thị lgp-i của R407B



Phụ lục 28. Đồ thị lgp-i của R407C



BẢNG CHUYỂN ĐỔI ĐƠN VỊ

1. Áp suất

$$1 \text{ psi} = 6,89476 \text{ kPa} = 6894,76 \text{ N/m}^2$$

$$1 \text{ in Hg} = 3,38639 \text{ kPa}$$

$$1 \text{ in H}_2\text{O} = 0,24908 \text{ kPa}$$

$$1 \text{ ft H}_2\text{O} = 2,98896 \text{ kPa}$$

$$1 \text{ tonf/in}^2 = 15,4443 \text{ MPa}$$

$$1 \text{ bar} = 10^5 \text{ N/m}^2 = 10^5 \text{ Pa}$$

$$1 \text{ at} = 0,9807 \text{ Bar} = 735,5 \text{ mmHg} = 10 \text{ mH}_2\text{O}$$

$$1 \text{ kgf/cm}^2 = 1 \text{ at} = 98,0665 \text{ kPa} = 10^4 \text{ mmAq}$$

$$1 \text{ mm Hg} = 1 \text{ torr} = 133,322 \text{ Pa} = 0,1934 \text{ psi}$$

$$1 \text{ mmH}_2\text{O} = 9,80665 \text{ Pa}$$

$$1 \text{ mmAq} = 1 \text{ kgf/m}^2 = 9,807 \text{ N/m}^2$$

2. Nhiệt độ

$$t^\circ\text{C} = T^\circ\text{K} - 273,15 = \frac{5}{9} \cdot [t^\circ\text{F} - 32] = \frac{5}{9} \cdot T^\circ\text{R} - 273,15$$

3. Khối lượng riêng

$$1 \text{ lb/in}^3 = 27,68 \text{ g/cm}^3$$

$$1 \text{ lb/ft}^3 = 16,019 \text{ kg/m}^3$$

$$1 \text{ kg/m}^3 = 0,06243 \text{ lb/ft}^3$$

4. Gia tốc

$$1 \text{ ft/s}^2 = 0,3048 \text{ m/s}^2$$

$$1 \text{ m/s}^2 = 3,2835 \text{ ft/s}^2$$

5. Lưu lượng thể tích

$$1 \text{ cfm} = 4,71947 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s} = 1,699 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$1 \text{ m}^3/\text{h} = 0,588578 \text{ cfm}$$

6. Chiều dài

$$1 \text{ in} = 25,4 \text{ mm}$$

$$1 \text{ ft} = 12 \text{ in} = 304,8 \text{ mm} = 0,333 \text{ yard}$$

$$1 \text{ yard} = 0,9144 \text{ m}$$

$$1 \text{ mile} = 1,609344 \text{ km} = 5280 \text{ ft}$$

$$1 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$$

7. Diện tích

$$1 \text{ m}^2 = 10,7639 \text{ ft}^2 = 1550 \text{ in}^2$$

$$1 \text{ are} = 100 \text{ m}^2$$

$$1 \text{ hectare} = 10^4 \text{ m}^2$$

$$1 \text{ ft}^2 = 144 \text{ in}^2 = 929 \text{ cm}^2$$

$$1 \text{ in}^2 = 645,16 \text{ mm}^2$$

8. Thể tích

$$1 \text{ Gal (US)} = 3,7854 \text{ Lit} = 0,13368 \text{ ft}^3$$

$$1 \text{ in}^3 = 16,387 \text{ cm}^3$$

$$1 \text{ ft}^3 = 0,0283168 \text{ m}^3$$

$$1 \text{ m}^3 = 35,3147 \text{ ft}^3$$

$$1 \text{ cm}^3 = 0,061024 \text{ in}^3$$

9. Khối lượng

$$1 \text{ oz} = 28,3495 \text{ g}$$

$$1 \text{ lb} = 0,45359237 \text{ kg} = 16 \text{ oz}$$

$$1 \text{ quintal} = 100 \text{ kg}$$

$$1 \text{ Ton} = 1016,05 \text{ kg}$$

$$1 \text{ kg} = 2,2046 \text{ lb}$$

$$1 \text{ g} = 15,432 \text{ grains}$$

10. Công suất

$$1 \text{ HP} = 0,7457 \text{ kW}$$

$$1 \text{ W} = 1 \text{ J/s} = 3,412 \text{ Btu/h}$$

1 Tờn lạnh (USRT) = 12.000 Btu/h = 3,5169 kW

1 Tờn lạnh (JRT) = 13.175 Btu/h = 3,86 kW

11. Năng lượng

1 kWh = 3600 kJ = 3412 Btu

1 kcal = 4,187 kJ

1 Btu = 1,05506 kJ = 0,25198 kcal

1 Cal = 3,968 Btu

1 ft.lbf = 1,35582 J

1 Therm = 105,506 MJ

1 kJ = 1 kW.s

12. Tốc độ

1 fpm = 0,00508 m/s

1 fps = 0,3048 m/s

1 m/s = 196,85 fpm

13. Lực

1 lbf = 4,44822 N

1 tonf = 9,964 kN

1 kip = 4,44822 kN

1 kgf = 1 kp = 9,80665 N

14. Lưu lượng

1 m³/s = 2119 cfm = 1,585.10⁴ gpm

1 cfm = 0,4719 L/s

TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1] - Nguyễn Hà Thanh, Hoàng Đình Tín
Cơ sở truyền nhiệt
Nhà xuất bản Đại học và Trung học chuyên nghiệp, Hà Nội năm 1972.
- [2] - Phạm Lê Dân, Nguyễn Anh Hải, Vũ Trọng Khoan
Nhiệt động kỹ thuật
Nhà xuất bản Đại học và Trung học chuyên nghiệp, Hà Nội năm 1974
- [3] - Lê Quý Kỳ, Hoàng Đình Tín
Nhiệt kỹ thuật
Trường Đại học Bách khoa TP.HCM, năm 1989
- [4] - Phạm Lê Dân, Đặng Quốc Phú
Cơ sở kỹ thuật nhiệt
Nhà xuất bản Đại học và Trung học chuyên nghiệp, Hà Nội năm 1990.
- [5] - Hoàng Đình Tín, Lê Chí Hiệp
Nhiệt động lực học kỹ thuật
Trường Đại học Bách khoa TP. HCM năm 1993
- [6] - Bùi Hải, Trần Thế Sơn
Kỹ thuật nhiệt
Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội năm 1997
- [7] - PGS.PTS Phạm Lê Dân, PGS.PTS Bùi Hải
Nhiệt động kỹ thuật
Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội năm 1997
- [8] - PTS. Nguyễn Bốn, PTS. Hoàng Ngọc Đồng
Nhiệt kỹ thuật
Nhà xuất bản Giáo dục năm 1999
- [9] - Đặng Quốc Phú, Trần Thế Sơn, Trần Văn Phú
Truyền nhiệt
Nhà xuất bản Giáo dục, Hà Nội năm 1999

- [10] - Phạm Lê Dân, Đặng Quốc Phú
Bài tập kỹ thuật nhiệt
Nhà xuất bản Giáo dục, Hà Nội 1999
- [11] - Vũ Duy Trường
Kỹ thuật nhiệt
Nhà xuất bản Giao thông vận tải, Hà Nội năm 2001
- [12] - Bùi Hải
Tính toán thiết kế thiết bị trao đổi nhiệt
Nhà xuất bản Giao thông vận tải, Hà Nội năm 2002
- [13] - М. П. Вукалович и И. И. Новиков
Техническая термодинамика
Государственное энергетическое издательство. Ленинград 1962
- [14] - М. А. Михеев, И. М. Михеева.
Основы теплопередачи
Издательство “Энергия” 1972.
- [15] - Б. Н. Юдаев
Теплопередача
Издательство “Высшая школа” 1973.

MỤC LỤC

<i>Lời nói đầu</i>	3
--------------------	---

PHẦN 1	
NHIỆT ĐỘNG	5

Chương 1

CÁC KHÁI NIỆM MỞ ĐẦU VỀ NHIỆT ĐỘNG

1.1. CÁC KHÁI NIỆM CƠ BẢN	7
1.1.1. Đối tượng và phương pháp nghiên cứu của nhiệt động	7
1.1.2. Hệ nhiệt động	8
1.1.3. Chất môi giới, trạng thái và thông số trạng thái	9
1.1.3.1. Thể tích riêng và khối lượng riêng	10
1.1.3.2. Nhiệt độ tuyệt đối	11
1.1.3.3. Áp suất	12
1.1.3.4. Nội năng	13
1.1.3.5. Entanpi	15
1.1.3.6. Entrôpi	16
1.1.3.7. Exergie và anergie	16
1.1.4. Quá trình nhiệt động và chu trình nhiệt động	17
1.1.4.1. Quá trình nhiệt động	17
1.1.4.2. Chu trình nhiệt động	17
1.2. PHƯƠNG TRÌNH TRẠNG THÁI CHẤT KHÍ	18
1.2.1. Phương trình trạng thái của khí lý tưởng	18
1.2.2. Phương trình trạng thái của khí thực	20
1.3. HỖN HỢP KHÍ LÝ TƯỞNG	21
1.3.1. Khái niệm	21

1.3.2. Các thành phần của hỗn hợp	22
1.3.2.1. Thành phần khối lượng	22
1.3.2.2. Thành phần thể tích	22
1.3.2.3. Thành phần mol	23
1.3.2.4. Quan hệ giữa các thành phần	23
1.3.3. Phương trình trạng thái của hỗn hợp	23
Bài tập chương 1	25

Chương 2

NHIỆT DUNG RIÊNG, CÔNG VÀ ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG I

2.1. KHÁI NIỆM NHIỆT VÀ CÔNG	28
2.1.1. Nhiệt lượng	28
2.1.2. Công	28
2.2. NHIỆT DUNG RIÊNG	29
2.2.1. Định nghĩa và phân loại nhiệt dung riêng	29
2.2.2. Quan hệ giữa các nhiệt dung riêng với nhau và với nhiệt độ	31
2.2.2.1. Quan hệ giữa các nhiệt dung riêng	31
2.2.2.2. Quan hệ nhiệt dung riêng với nhiệt độ	32
2.2.2.3. Tính nhiệt lượng theo nhiệt dung riêng	34
2.3. CÁC LOẠI CÔNG	34
2.3.1. Công thay đổi thể tích	34
2.3.2. Công kỹ thuật	35
2.3.3. Công lưu động (năng lượng đẩy)	36
2.3.4. Công ngoài	36
2.4. ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG I	37
2.4.1. Năng lượng toàn phần của hệ	37
2.4.2. Nội dung và ý nghĩa của định luật nhiệt động	38
2.4.2.1. Nội dung và ý nghĩa của định luật nhiệt động I	38
2.4.2.2. Biểu thức định luật nhiệt động I	39
Bài tập chương 2	40

Chương 3
CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CƠ BẢN
CỦA KHÍ LÝ TƯỞNG

3.1. CƠ SỞ LÝ THUYẾT VÀ CÁC BƯỚC KHẢO SÁT	42
3.2. CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CƠ BẢN CỦA KHÍ LÝ TƯỞNG	43
3.2.1. Quá trình đẳng tích	43
3.2.2. Quá trình đẳng áp	45
3.2.3. Quá trình đẳng nhiệt	47
3.2.4. Quá trình đoạn nhiệt	48
3.2.5. Quá trình đa biến	50
Bài tập chương 3	54

Chương 4
ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG 2

4.1. CÁC LOẠI CHU TRÌNH VÀ HIỆU QUẢ LÀM VIỆC CỦA NÓ	57
4.1.1. Chu trình thuận chiều	57
4.1.2. Chu trình ngược chiều	59
4.2. CHU TRÌNH CARNOT	61
4.2.1. Chu trình Carnot thuận chiều.	61
4.2.2. Chu trình Carnot ngược chiều	64
4.3. ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG 2	65
4.3.1. Nội dung định luật nhiệt động 2	65
4.3.2. Biểu thức định luật nhiệt động 2 (biểu thức Clausius)	66
4.3.3. Khái niệm entropi và nguyên lý tăng entropi.	67
4.3.4. Đồ thị T-s của các quá trình nhiệt động.	69
Bài tập chương 4	70

Chương 5

HƠI NƯỚC VÀ CÁC QUÁ TRÌNH CỦA NÓ

5.1. KHÁI NIỆM CHUNG	71
5.1.1. Nước và hơi nước	71
5.1.2. Quá trình bay hơi, sôi và ngưng tụ của nước và hơi nước	71
5.2. QUÁ TRÌNH HÓA HƠI ĐẰNG ÁP	73
5.2.1. Mô tả quá trình	73
5.2.2. Xác định các thông số của nước và hơi nước	75
5.3. XÁC ĐỊNH CÁC THÔNG SỐ TRẠNG THÁI CỦA NƯỚC VÀ HƠI NƯỚC BẰNG BẢNG VÀ ĐỒ THỊ	76
5.3.1. Các bảng và cách xác định thông số trạng thái	77
5.3.2. Xác định các thông số của hơi nước bằng đồ thị	77
5.4. CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CỦA HƠI NƯỚC	79
5.4.1. Quá trình đẳng tích	79
5.4.2. Quá trình đẳng áp	80
5.4.3. Quá trình đẳng nhiệt	80
5.4.4. Quá trình đoạn nhiệt	81
Bài tập chương 5	82

Chương 6

CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG THỰC TẾ

6.1. QUÁ TRÌNH LƯU ĐỘNG	85
6.1.1. Các giả thiết khi nghiên cứu	85
6.1.2. Các quan hệ trong quá trình lưu động	85
6.1.2.1. Phương trình liên tục	85
6.1.2.2. Tốc độ âm thanh	86
6.1.2.3. Quan hệ giữa tốc độ và áp suất dòng	86
6.1.2.4. Quan hệ giữa tốc độ và tiết diện ống	87
6.1.3. Ống tăng tốc	88
6.1.3.1. Xác định các thông số của ống tăng tốc nhỏ dần	89

6.1.3.2. Ống tăng tốc hỗn hợp Laval	90
6.2. QUÁ TRÌNH TIẾT LƯU	92
6.2.1. Khái niệm và đặc điểm của quá trình tiết lưu	92
6.2.2. Hiệu ứng Joule - Thomson	93
6.3. QUÁ TRÌNH NÉN KHÍ	94
6.3.1. Khái niệm và phân loại máy nén	94
6.3.2. Quá trình làm việc của máy nén pittông một cấp	95
6.3.2.1. Sơ đồ cấu tạo và quá trình làm việc	95
6.3.2.2. Công máy nén một cấp	96
6.3.2.3. Quá trình làm việc của máy nén thực	97
6.3.3. Máy nén pittông nhiều cấp	99
6.3.3.1. Sơ đồ và nguyên lý làm việc	99
6.3.3.2. Công tiêu hao của máy nén nhiều cấp	100
6.3.3.3. Tỷ số nén các cấp	100
6.3.3.4. Nhiệt lượng toả ra ở các cấp nén	101
6.4. QUÁ TRÌNH KHÔNG KHÍ ẤM	101
6.4.1. Khái niệm về không khí ấm và phân loại	101
6.4.2. Các thông số vật lý của không khí ấm	103
6.4.2.1. Nhiệt độ	103
6.4.2.2. Độ ẩm	104
6.4.2.3. Dung ẩm (độ chứa hơi)	106
6.4.2.4. Entanpi	106
6.4.3. Đồ thị I-d của không khí ấm	107
6.4.4. Các quá trình của không khí ấm	109
6.4.4.1. Quá trình sấy	109
6.4.4.2. Quá trình điều hoà không khí	110
Bài tập chương 6	111

Chương 7

CÁC CHU TRÌNH NHIỆT ĐỘNG

7.1. CHU TRÌNH ĐỘNG CƠ ĐỐT TRONG	117
----------------------------------	-----

7.1.1. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích	118
7.1.2. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp	120
7.1.3. Chu trình cấp nhiệt hỗn hợp	123
7.1.4. So sánh các chu trình động cơ đốt trong	125
7.1.4.1. So sánh khi cùng tỉ số nén ϵ và nhiệt lượng cung cấp q_1	126
7.1.4.2. So sánh khi cùng nhiệt lượng q_2 , áp suất lớn nhất P_{\max} và nhiệt độ lớn nhất T_{\max}	127
7.2. CHU TRÌNH TUA BIN KHÍ	128
7.3. CHU TRÌNH ĐỘNG CƠ PHẦN LỰC	131
7.3.1. Chu trình động cơ máy bay phần lực	131
7.3.2. Chu trình động cơ tên lửa	133
7.4. CHU TRÌNH NHÀ MÁY NHIỆT ĐIỆN	135
7.4.1. Chu trình Caenô hơi nước	135
7.4.2. Chu trình Renkin	136
7.5. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU	140
7.5.1. Chu trình máy lạnh không khí	141
7.5.2. Chu trình máy lạnh máy nén hơi	143
7.5.3. Chu trình máy lạnh hấp thụ	145
Bài tập chương 7	147

PHẦN 2

TRUYỀN NHIỆT

153

Chương 8

CÁC KHÁI NIỆM MỞ ĐẦU

8.1. QUÁ TRÌNH TRUYỀN NHIỆT	155
8.1.1. Đối tượng và phương pháp nghiên cứu truyền nhiệt	155
8.1.2. Tính chất chung của quá trình truyền nhiệt	155
8.1.3. Các phương thức của truyền nhiệt	155
8.2. CÁC KHÁI NIỆM CƠ BẢN CỦA TRUYỀN NHIỆT	156

8.2.1. Trường nhiệt độ	156
8.2.2. Mật độ nhiệt	157
8.2.3. Gradient nhiệt độ	158
8.2.4. Mật độ dòng nhiệt và vectơ dòng nhiệt	158

Chương 9 DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH

9.1. ĐỊNH LUẬT FOURIER VỀ DẪN NHIỆT	160
9.1.1. Định luật Fourier về dẫn nhiệt	160
9.1.2. Hệ số dẫn nhiệt	160
9.2. PHƯƠNG TRÌNH VI PHÂN DẪN NHIỆT	161
9.2.1. Phương trình vi phân về dẫn nhiệt	161
9.2.2. Điều kiện đơn trị	163
9.3. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHI KHÔNG CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG	164
9.3.1. Dẫn nhiệt qua vách phẳng	164
9.3.1.1. Dẫn nhiệt qua vách phẳng một lớp	164
9.3.1.2. Dẫn nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp	166
9.3.2. Dẫn nhiệt qua vách trụ	168
9.3.2.1. Dẫn nhiệt qua vách trụ một lớp	168
9.3.2.2. Dẫn nhiệt qua vách trụ nhiều lớp	170
9.3.3. Dẫn nhiệt ổn định qua thanh có tiết diện không đổi	172
9.4. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHI CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG	174
9.4.1 Dẫn nhiệt của tấm phẳng khi có nguồn nhiệt bên trong	174
9.4.2 Dẫn nhiệt của thanh trụ khi có nguồn nhiệt bên trong	176
Bài tập chương 9	178

Chương 10 TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

10.1. NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN VỀ TRA O ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU	181
---	-----

10.1.1. Định nghĩa và phân loại	181
10.1.2. Công thức Newton xác định dòng nhiệt toả nhiệt đối lưu	181
10.1.3. Những nhân tố ảnh hưởng đến toả nhiệt đối lưu	182
10.1.3.1. Nguyên nhân gây ra chuyển động	182
10.1.3.2. Chế độ chuyển động của môi chất	183
10.1.3.3. Thông số nhiệt vật lý của môi chất	184
10.1.3.4. Thông số hình học của bề mặt	184
10.2. CÁC PHƯƠNG PHÁP TÍNH TOÁN TOẢ NHIỆT ĐỐI LƯU	185
10.2.1. Phương pháp giải tích	185
10.2.1.1. Phương trình vi phân toả nhiệt	185
10.2.1.2. Phương trình vi phân năng lượng	185
10.2.1.3. Phương trình vi phân chuyển động	186
10.2.1.4. Phương trình liên tục	186
10.2.1.5. Điều kiện đơn trị	186
10.2.2. Phương pháp thực nghiệm	187
10.2.3. Phương pháp phân tích thứ nguyên	187
10.2.4. Phương pháp đồng dạng	187
10.2.4.1. Lý luận về đồng dạng	187
10.2.4.2. Các tiêu chuẩn đồng dạng của toả nhiệt đối lưu	189
10.2.4.3. Phương trình tiêu chuẩn	190
10.3. CÁC CÔNG THỨC THỰC NGHIỆM XÁC ĐỊNH HỆ SỐ TOẢ NHIỆT ĐỐI LƯU	191
10.3.1. Toả nhiệt đối lưu tự nhiên	191
10.3.1.1. Toả nhiệt đối lưu trong không gian vô hạn	191
10.3.1.2. Toả nhiệt đối lưu trong không gian hữu hạn	193
10.3.2. Toả nhiệt đối lưu cưỡng bức	195
10.3.2.1. Môi chất chảy trong ống	195
10.3.2.2. Môi chất chảy ngang qua ống	196
10.3.2.3. Môi chất chảy ngang qua chùm ống	197
10.3.3. Trao đổi nhiệt đối lưu khi có biến đổi pha	199
10.3.3.1. Trao đổi nhiệt đối lưu khi sôi	199
10.3.3.2. Trao đổi nhiệt đối lưu khi ngưng	202
Bài tập chương 10	206

Chương 11

TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ

11.1. CÁC KHÁI NIỆM CƠ BẢN	211
11.1.1. Khái niệm và tính chất của trao đổi nhiệt bức xạ	211
11.1.2. Các đại lượng đặc trưng cho bức xạ	212
11.1.2.1. Dòng bức xạ toàn phần	212
11.1.2.2. Năng suất bức xạ	212
11.1.2.3. Cường độ bức xạ đơn sắc E_λ	212
11.1.2.4. Dòng bức xạ hiệu dụng và năng suất bức xạ hiệu dụng	213
11.1.2.5. Các hệ số hấp thụ A, hệ số phản xạ R và hệ số trong suốt D	214
11.2. CÁC ĐỊNH LUẬT CƠ BẢN CỦA BỨC XẠ	215
11.2.1. Định luật Planck	215
11.2.2. Định luật Stephan-Boltzmann	216
11.2.3. Định luật Kirchoff	217
11.3. TÍNH TOÁN TRA O ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ	218
11.3.1. Trao đổi nhiệt giữa hai bề mặt song song rộng vô hạn	218
11.3.1.1. Khi không có màn chắn	218
11.3.1.2. Khi có màn n chắn	219
11.3.2. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai vật bọc nhau	221
11.3.2.1. Khi không có màng chắn	221
11.3.2.2. Khi có n màng chắn bức xạ	222
11.4. BỨC XẠ CỦA CHẤT KHÍ	223
11.4.1. Đặc điểm bức xạ của chất khí	223
11.4.2. Năng suất bức xạ của chất khí	225
11.4.3. Tính toán trao đổi nhiệt bức xạ giữa khối khí với bề mặt quanh nó	227
11.5. BỨC XẠ MẶT TRỜI	228
Bài tập chương 11	232

Chương 12

TRA O ĐỔI NHIỆT PHỨC TẠP VÀ TRUYỀN NHIỆT

12.1. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH PHẪNG	235
-----------------------------------	-----

12.1.1. Vách phẳng một lớp	235
12.1.2. Vách phẳng nhiều lớp	237
12.2. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH TRỤ	238
12.2.1. Vách trụ một lớp	238
12.2.2. Vách trụ nhiều lớp	240
12.3. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH CÓ CẢNH	241
12.4. TĂNG CƯỜNG TRAO ĐỔI NHIỆT VÀ TÍNH CHIỀU DÀY CÁCH NHIỆT TỐI ƯU	243
12.4.1. Tăng cường trao đổi nhiệt	243
12.4.2. Xác định chiều dày cách nhiệt tối ưu của vách trụ	244
Bài tập chương 12	244

Chương 13

THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

13.1. KHÁI NIỆM VÀ PHÂN LOẠI THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT	247
13.1.1. Thiết bị trao đổi nhiệt	247
13.1.2. Phân loại	247
13.2. CÁC PHƯƠNG TRÌNH CƠ BẢN ĐỂ TÍNH NHIỆT THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT	249
13.2.1. Phương trình cân bằng nhiệt	249
13.2.2. Phương trình truyền nhiệt	250
13.3. TÍNH ĐỘ CHÊNH NHIỆT ĐỘ TRUNG BÌNH CỦA CHẤT LỎNG TRONG THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT	250
13.3.1. Chuyển động song song cùng chiều	250
13.3.2. Chuyển động song song ngược chiều	252
13.3.3. Chuyển động cắt nhau	253
Bài tập chương 13	256
PHỤ LỤC	259
TÀI LIỆU THAM KHẢO	304

KỸ THUẬT NHIỆT

PGS. TS. VÕ CHÍ CHÍNH, TS. HOÀNG DƯƠNG HÙNG
KS. LÊ QUỐC, KS. LÊ HOÀI ANH

(Dùng cho sinh viên cao đẳng chuyên ngành Nhiệt lạnh
và sinh viên đại học các ngành kỹ thuật)

Chịu trách nhiệm xuất bản: PGS. TS. TÔ ĐĂNG HẢI
Biên tập: NGUYỄN THỊ NGỌC KHUÊ
Sửa bản in: NGUYỄN ĐĂNG
Vẽ bìa: ĐẶNG NGỌC QUANG

NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

70 Trần Hưng Đạo - Hà Nội

In tại: Xưởng in NXB Văn hoá Dân tộc

Số lượng: 700 cuốn, khuôn khổ 16 × 24 cm

Quyết định xuất bản số: 409-2006/CXB/91-33/KHKT

In xong và nộp lưu chiểu tháng 9 năm 2006

206339



GIÁ: 53.000^d