

PGS. TS BÙI HẢI
PGS. TS TRẦN THẾ SƠN

Kỹ thuật nhiệt

Thu Vien DHKTCN-TN



MGT06008009



NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

PGS. TS BÙI HẢI - PGS. TS TRẦN THẾ SƠN

KỸ THUẬT NHIỆT

(In lần thứ 4 có sửa chữa, bổ sung)



NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

HÀ NỘI - 2004

Chịu trách nhiệm xuất bản : Pgs. Ts. Tô Đăng Hải
Biên tập : Phạm Niên, Ngọc Khuê
Trình bày và chế bản : Văn Cẩm
Vẽ bìa : Hương Lan

6 - 411

KHKT - 2004

In 1000 cuốn khổ 19x27cm. Tại Nhà in Đại Học Quốc Gia Hà Nội.
Giấy phép xuất bản: 6 - 411 ngày 12 tháng 8 năm 2004.
In xong và nộp lưu chiểu quý III năm 2004.

LỜI NÓI ĐẦU

"KỸ THUẬT NHIỆT" là môn học nghiên cứu những qui luật biến đổi năng lượng (chủ yếu là qui luật biến đổi giữa nhiệt năng và cơ năng) và qui luật truyền nhiệt năng trong các vật nói chung hoặc trong thiết bị nhiệt nói riêng.

Cuốn giáo trình "KỸ THUẬT NHIỆT" này được biên soạn nhằm đáp ứng nhu cầu giảng dạy và học tập của sinh viên các trường đại học kỹ thuật, trên cơ sở đề cương mới của môn học đã được Bộ môn Máy lạnh và thiết bị nhiệt Trường Đại học Bách khoa Hà Nội thông qua. Nội dung của môn học đã được cải tiến nhờ kinh nghiệm giảng dạy lâu năm của các tác giả. Tuy nhiên, cuốn sách không khỏi có những sai sót, mong các đồng nghiệp và bạn đọc góp ý cho tác giả.

Giáo trình gồm hai phần và tám chương.

Phần Nhiệt động kỹ thuật (chương 1, 2, 3, 4) do PGS, TS Bùi Hải biên soạn.

Phần Truyền nhiệt (chương 5, 6, 7, 8) do PGS, TS Trần Thế Sơn biên soạn.

Chúng tôi xin cảm ơn PGS, TS Phạm Lê Dân, PGS, TSKH Đặng Quốc Phú và TS Dương Đức Hồng đã giúp đỡ chúng tôi trong quá trình biên soạn giáo trình này.

Chủ biên: PGS, TS Bùi Hải

Các tác giả
Nguyễn Ngọc Dũng.

PHẦN THỨ NHẤT

Nhiệt động kỹ thuật

Môn học kỹ thuật nhiệt gồm hai phần: Nhiệt động kỹ thuật và Truyền nhiệt. Nhiệt động kỹ thuật nghiên cứu các quá trình biến đổi năng lượng nói chung và trong các máy nhiệt nói riêng. Truyền nhiệt nghiên cứu quá trình trao đổi nhiệt giữa các vật. Đầu tiên chúng ta nghiên cứu phần nhiệt động kỹ thuật sau đó sẽ nghiên cứu phần truyền nhiệt.

Nhiệt động kỹ thuật là môn học nghiên cứu những qui luật biến đổi năng lượng có liên quan tới năng lượng nhiệt trong các quá trình lý hóa khác nhau, trong đó có quá trình biến đổi nhiệt năng thành cơ năng và ứng dụng trong kỹ thuật. Những cơ sở của nhiệt động đã phát triển từ thế kỷ 19 khi xuất hiện các động cơ nhiệt. Môn nhiệt động được xây dựng trên cơ sở hai định luật thực nghiệm: định luật nhiệt động thứ nhất và thứ hai. Định luật nhiệt động thứ nhất thực chất là định luật bảo toàn và biến hóa năng lượng ứng dụng trong phạm vi nhiệt, nó đặc trưng về mặt số lượng của quá trình biến đổi năng lượng. Định luật nhiệt động thứ hai xác định điều kiện và mức độ biến đổi nhiệt năng thành cơ năng, xác định chiều hướng tiến hành các quá trình xảy ra trong tự nhiên, nó đặc trưng về mặt chất lượng của những quá trình biến đổi năng lượng. Dựa trên hai định luật này và bằng phương pháp toán học có thể rút ra những kết luận cơ bản của nhiệt động học làm cơ sở ứng dụng vào kỹ thuật.

Tất cả các đại lượng vật lý trong giáo trình được trình bày theo hệ đơn vị đo cơ bản (SI). Trong hệ đơn vị này có bốn đơn vị cơ bản: khối lượng (kg), chiều dài (m), thời gian (s), nhiệt độ ($^{\circ}\text{K}$). Tất cả đơn vị của các đại lượng vật lý khác đều là đơn vị dẫn xuất từ các đơn vị cơ bản trên.

Trong phần nhiệt động kỹ thuật chúng ta dùng các chữ nhỏ (l, q, u, \dots) để ký hiệu các đại lượng ứng với 1 kg chất mà ta nghiên cứu, còn các chữ lớn (L, Q, U, \dots) để ký hiệu các đại lượng ứng với khối lượng bất kỳ (khác 1 kg) của chất ta nghiên cứu.

Những khái niệm cơ bản

1.1. HỆ NHIỆT ĐỘNG VÀ THÔNG SỐ TRẠNG THÁI

1.1.1. Nguyên lý làm việc của máy nhiệt

Máy nhiệt là thiết bị thực hiện quá trình chuyển hóa giữa nhiệt năng và cơ năng ở hai nguồn nhiệt: nguồn nóng có nhiệt độ T_1 và nguồn lạnh có nhiệt độ T_2 .

Máy nhiệt được chia thành hai nhóm: nhóm động cơ nhiệt và nhóm máy lạnh, bơm nhiệt.

Động cơ nhiệt (ví dụ máy hơi nước, tuabin hơi, tuabin khí, động cơ đốt trong, động cơ phản lực) làm việc theo nguyên lý sau: môi chất nhận nhiệt Q_1 từ nguồn nóng (quá trình cháy nhiên liệu, phản ứng hạt nhân...), giãn nở để biến một phần nhiệt này thành công L_0 . Sau đó môi chất nhả phần nhiệt còn lại Q_2 cho nguồn lạnh (khí quyển, nước làm mát, ...). Ở đây ta có: $Q_1 - |Q_2| = L_0$ và $L_0 < Q_1$.

Máy lạnh và bơm nhiệt hoạt động theo nguyên lý sau: máy tiêu hao năng lượng L_0 (nhận công hoặc nhiệt năng) để môi chất nhận nhiệt Q_2 từ nguồn lạnh (nhiệt của vật cần làm lạnh trong buồng lạnh, ...) rồi truyền nhiệt Q_2 cùng với năng lượng L_0 cho nguồn nóng (khí quyển, ...). Ở đây ta có: $|Q_1| = Q_2 + |L_0|$. Máy lạnh sử dụng nhiệt Q_2 để làm lạnh các vật còn bơm nhiệt sử dụng Q_1 để sưởi ấm, sấy các vật.

Nhiệt và công đều là các đại lượng vật lý phụ thuộc vào quá trình và là các dạng của năng lượng. Vì chúng ta có thể biến đổi một dạng năng lượng này sang dạng năng lượng khác, nên năng lượng được đo bằng đơn vị thống nhất là Jun (J); bội số của Jun là: $1 \text{ kJ} = 10^3 \text{ J}$, $1 \text{ MJ} = 10^6 \text{ J}$. Ngoài ra ta còn dùng đơn vị Btu, cal, kcal và ta có quy đổi:

$$1 \text{ J} = 0,24 \text{ cal}; 1 \text{ kJ} = 0,24 \text{ kcal}; 1 \text{ Btu} = 252 \text{ cal}; 1 \text{ Btu/h} \approx 0,3 \text{ W}.$$

Trong phần nhiệt động kỹ thuật ta quy ước dấu của nhiệt và công như sau: Nhiệt mà vật nhận vào mang dấu dương ($Q > 0$), nhiệt mà vật nhả ra mang dấu âm ($Q < 0$). Công mà vật sinh ra mang dấu dương ($L > 0$), công mà vật nhận được mang dấu âm ($L < 0$).

1.1.2. Môi chất và hệ nhiệt động

1. Môi chất

Để thực hiện quá trình biến đổi giữa nhiệt và công trong các máy nhiệt người ta dùng chất trung gian gọi là môi chất (hay chất môi giới). Môi chất có thể ở một

trong ba thể cơ bản: thể khí, thể lỏng hoặc thể rắn. Trong các máy nhiệt thường thấy môi chất ở thể khí, vì chất khí có khả năng thay đổi thể tích rất lớn nên có khả năng trao đổi công lớn.

Mọi chất khí trong tự nhiên đều là khí thực, chúng được tạo nên từ các phân tử và nguyên tử, các phân tử và nguyên tử này có kích thước bản thân nhất định, đồng thời giữa chúng có lực tác dụng tương hỗ. Trước tiên, để đơn giản cho việc nghiên cứu, chúng ta đưa ra khái niệm gọi là khí lý tưởng. Khí lý tưởng là khí gồm các phân tử và nguyên tử mà giữa chúng không có lực tương tác và chúng không có thể tích bản thân, các phân tử và nguyên tử ở đây chỉ là những chất điểm chuyển động.

Trong thực tế, các khí như không khí, hydro, oxy, ..., ở điều kiện áp suất thấp và nhiệt độ bình thường, có thể coi là khí lý tưởng với sai số gặp phải trong tính toán không lớn lắm.

2. Hệ nhiệt động

Hệ nhiệt động là một vật hoặc nhiều vật được tách riêng ra khỏi các vật khác để nghiên cứu những tính chất nhiệt động của chúng. Tất cả những vật ngoài hệ gọi là môi trường. Hệ nhiệt động được phân ra làm nhiều loại:

- Hệ kín là hệ trong đó trọng tâm của hệ không chuyển động (không có chuyển động vĩ mô) hoặc có chuyển động nhưng với tốc độ nhỏ mà ta hoàn toàn có thể bỏ qua động năng của nó. Khối lượng của hệ không đổi và môi chất trong hệ không đi qua bề mặt ranh giới giữa hệ và môi trường. Ví dụ: chất khí chứa trong bình kín là một hệ kín vì trọng tâm của khối khí không chuyển động, khối lượng khí không đổi và khí không thoát ra khỏi bình. Hơi nước trong chu trình động lực hơi nước của nhà máy nhiệt điện cũng là một hệ kín, vì về toàn bộ trọng tâm của hơi không chuyển động, khối lượng của hơi không đổi và hơi không thoát ra ngoài.

- Hệ hở là hệ trong đó trọng tâm của hệ có chuyển động (chuyển động vĩ mô), khối lượng của hệ thay đổi và môi chất đi qua bề mặt ranh giới giữa hệ và môi trường. Ví dụ: tuabin (hơi hoặc khí) là một hệ hở vì khối lượng hơi trong tuabin thay đổi, hơi chuyển động vào ra khỏi tuabin (vượt qua ranh giới giữa hệ và môi trường). Máy nén khí cũng là hệ hở vì lượng khí trong xy lanh thay đổi, khí đi vào và ra khỏi xy lanh.

- Hệ đoạn nhiệt là hệ không trao đổi nhiệt với môi trường.

- Hệ cô lập là hệ không trao đổi nhiệt và công với môi trường.

1.1.3. Các thông số trạng thái của môi chất

Thông số trạng thái là những đại lượng vật lý có giá trị xác định ở một trạng thái nhất định nào đó. Thông số trạng thái là hàm chỉ phụ thuộc vào trạng thái mà

không phụ thuộc vào quá trình. Nếu môi chất biến đổi rồi lại trở về trạng thái ban đầu, giá trị các thông số trạng thái sẽ không đổi.

Các thông số nhiệt độ, áp suất, thể tích riêng được gọi là các thông số trạng thái cơ bản vì chúng có thể đo được trực tiếp. Các thông số trạng thái còn lại gọi là hàm trạng thái, vì chúng không đo được trực tiếp mà phải thông qua các thông số trạng thái cơ bản.

1. Thể tích riêng

Thể tích riêng là thể tích của một đơn vị khối lượng, ký hiệu là v và xác định bằng biểu thức:

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

Ở đây:

V - thể tích của vật (m^3);

G - khối lượng của vật (kg).

Đại lượng nghịch đảo của thể tích riêng là khối lượng riêng, ký hiệu là ρ :

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

Thể tích riêng và khối lượng riêng là hai thông số phụ thuộc vào nhau, biết thông số này có nghĩa là biết thông số kia và ngược lại.

2. Áp suất

Vì trong nhiệt động, chủ yếu ta nghiên cứu áp suất của chất khí và chất lỏng nên áp suất được hiểu là lực tác dụng của các phân tử theo phương pháp tuyến lên một đơn vị diện tích thành bình chứa khí hoặc chất lỏng đó. Áp suất được ký hiệu là p :

$$p = \frac{F}{S} ; \text{N}/\text{m}^2 \quad (1-3)$$

Ở đây:

F - lực tác dụng của các phân tử khí hoặc chất lỏng (N);

S - diện tích thành bình (m^2).

Đơn vị đo áp suất là N/m^2 , hay Pa (Pascal) và bar, ta có:

$$1 \text{ bar} = 10^5 \text{ N}/\text{m}^2; \quad 1 \text{ kPa} = 10^3 \text{ Pa}, \quad 1 \text{ MPa} = 10^6 \text{ Pa}.$$

Ngoài ra còn dùng đơn vị đo áp suất psi, atmôphe (at) và để đo giá trị áp suất nhỏ người ta dùng chiều cao cột chất lỏng như thủy ngân (mm Hg), nước (mm H_2O). Ta có quan hệ sau:

$$1 \text{ at} = 0,98 \text{ bar} = 735,5 \text{ mm Hg} = 10 \text{ mm H}_2\text{O}$$

$$1 \text{ psi} = 6895 \text{ Pa} \approx 0,07 \text{ at}$$

1 bar = 750 mm Hg; mm Hg còn được gọi là tor.

Các qui đổi trên đúng cho trường hợp khi chiều cao cột chất lỏng ở 0°C. Nếu cột chất lỏng ở nhiệt độ khác 0°C ta phải hiệu chỉnh cột chất lỏng này về 0°C. Thông thường ở nhiệt độ không lớn ta có thể bỏ qua sự hiệu chỉnh này.



Hình 1-1. Biểu thị các loại áp suất

Áp suất thật của chất khí gọi là áp suất tuyệt đối, ký hiệu là p và nó là thông số trạng thái. Áp suất tuyệt đối của khí quyển ký hiệu là p_k . Phần áp suất của chất khí lớn hơn áp suất khí quyển gọi là áp suất dư, ký hiệu p_d (hình 1-1) và ta có:

$$p = p_0 + p_d \quad (1-4)$$

Phần áp suất nhỏ hơn áp suất khí quyển gọi là độ chân không, ký hiệu p_{ck} :

$$p = p_0 - p_{ck} \quad (1-5)$$

Dụng cụ đo áp suất gọi chung là áp kế. Có nhiều loại áp kế: áp kế chất lỏng, áp kế lò xo... Áp kế dùng để đo áp suất tuyệt đối của khí quyển gọi là barômet, áp kế đo áp suất dư gọi là manômet, áp kế đo chân không gọi là chân không kế.

3. Nhiệt độ

Nhiệt độ là mức đo trạng thái nhiệt (nóng, lạnh) của vật. Theo thuyết động học phân tử, nhiệt độ là số đo động năng của các phân tử.

Dụng cụ đo nhiệt độ gọi chung là nhiệt kế. Để đo nhiệt độ người ta dựa vào các tính chất vật lý của vật thay đổi theo nhiệt độ. Ví dụ: dựa vào sự giãn nở của chất lỏng theo nhiệt độ ta có nhiệt kế chất lỏng (thủy ngân, rượu...); dựa vào điện trở phụ thuộc vào nhiệt độ ta có nhiệt kế điện trở; dựa vào hiệu ứng nhiệt điện ta có nhiệt kế cặp nhiệt.

Thường dùng hai thang nhiệt độ sau để xác định nhiệt độ: nhiệt độ bách phân và nhiệt độ tuyệt đối.

Nhiệt độ bách phân ký hiệu là °C. Trong thang nhiệt độ bách phân, 0°C ứng với nhiệt độ nước đá đang tan và 100°C ứng với nhiệt độ nước sôi, tất cả đều ở áp suất $p = 760 \text{ mm Hg}$. Từ 0°C đến 100°C người ta chia làm 100 phần bằng nhau, mỗi phần ứng với 1°C.

Nhiệt độ tuyệt đối (còn gọi là nhiệt độ Kelvin), ký hiệu là T, đơn vị $^{\circ}\text{K}$.

Quan hệ giữa hai thang nhiệt độ trên biểu thị bằng biểu thức:

$$T = 273,15 + t \approx 273 + t \quad (1-6)$$

Cần lưu ý rằng giá trị một độ trong hai thang nhiệt độ trên là như nhau (tức là $\Delta T = \Delta t$ và $dT = dt$).

Theo thuyết động học phân tử, nhiệt độ tuyệt đối tỷ lệ thuận với động năng của các phân tử. Vậy nhiệt độ thấp nhất của vật chất là nhiệt độ ứng với trạng thái vật chất mà trong đó các phân tử ngừng chuyển động, nhiệt độ thấp nhất này gọi là không độ tuyệt đối 0°K . Từ quan hệ (1-6) ta có:

$$0^{\circ}\text{K} = -273,15^{\circ}\text{C} \approx -273^{\circ}\text{C}$$

Ngoài các thang nhiệt độ trên, người ta còn dùng thang nhiệt độ Farenheit, đơn vị đo là $^{\circ}\text{F}$. Ta có qui đổi sau: $32^{\circ}\text{F} = 0^{\circ}\text{C}$; $212^{\circ}\text{F} = 100^{\circ}\text{C}$. Chuyển từ $^{\circ}\text{C}$ sang $^{\circ}\text{F}$ ta có:

$$t^{\circ}\text{C} = (t^{\circ}\text{F} - 32) \frac{5}{9}$$

4. Nội năng

Nội năng ký hiệu là U(J) hay u(J/kg). Nội năng là toàn bộ các dạng năng lượng bên trong của vật. Nội năng gồm: nội nhiệt năng (liên quan tới chuyển động hỗn loạn của các phân tử, nguyên tử) và các dạng năng lượng khác (hóa năng, năng lượng nguyên tử, ...). Vì trong nhiệt động (khi không xảy ra các phản ứng hóa học, phản ứng hạt nhân...) các dạng năng lượng bên trong khác này sẽ không thay đổi hay sự biến đổi của chúng sẽ bằng không, nên ở đây ta chỉ xét tới thành phần nội nhiệt năng. Vậy từ đây khi nói nội năng có nghĩa là nội nhiệt năng.

Nội năng gồm hai thành phần: nội động năng và nội thế năng. Nội động năng do chuyển động của các phân tử, nguyên tử gây ra nên nó phụ thuộc vào nhiệt độ. Nội thế năng do lực tác dụng tương hỗ giữa các phân tử tạo ra nên nó phụ thuộc vào khoảng cách giữa các phân tử hay thể tích riêng. Vậy nội năng là hàm của nhiệt độ và thể tích: $u = u(T, v)$. Riêng đối với khí lý tưởng, nội năng chỉ là hàm của nhiệt độ: $u = u(T)$, vì khí lý tưởng chỉ có động năng mà không có lực tác dụng tương hỗ giữa các phân tử. Nội năng là một thông số trạng thái. Đối với khí lý tưởng, trong mọi quá trình biến đổi, nội năng được xác định bằng biểu thức:

$$du = C_v dT \text{ và } \Delta u = u_2 - u_1 = C_v(T_2 - T_1) \quad (1-7)$$

Ở đây:

C_v - nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích.

Vì trong các quá trình nhiệt động ta chỉ cần biết giá trị biến đổi nội năng Δu mà không cần biết giá trị tuyệt đối của nội năng, nên ta có thể chọn điểm gốc tùy ý tại

đó nội năng có giá trị bằng không. Ví dụ, đối với nước theo qui ước quốc tế người ta chọn $u = 0$ ở nhiệt độ $0,01^{\circ}\text{C}$, áp suất $0,0062\text{at}$ (điểm ba thể của nước).

5. Năng lượng đẩy

Năng lượng đẩy (hay thế năng áp suất) ký hiệu $D(\text{J})$ hoặc $d(\text{J/kg})$. Chúng ta biết rằng với dòng khí (hoặc chất lỏng) chuyển động, ngoài động năng và thế năng bên ngoài còn một năng lượng nữa để giúp đẩy khối khí dịch chuyển, đó chính là năng lượng đẩy. Người ta đã chứng minh biểu thức năng lượng đẩy là:

$$D = pV \text{ và } d = pv \quad (1-8)$$

Các biểu thức trên ở dạng vi phân sẽ là:

$$d(D) = d(pV) \text{ và } d(d) = d(pv) \quad (1-9)$$

Năng lượng đẩy cũng là thông số trạng thái và cần chú ý rằng năng lượng đẩy chỉ có trong hệ hở, khi dòng khí chuyển động năng lượng đẩy thay đổi và tạo ra công lưu động để đẩy dòng khí dịch chuyển.

6. Entanpi

Entanpi được ký hiệu $I(\text{J})$, $i(\text{J/kg})$, hoặc $h(\text{J/kg})$. Trong nhiệt động, entanpi được định nghĩa bằng biểu thức:

$$I = U + pV \text{ và } i = u + pv \quad (1-10)$$

Entanpi là thông số trạng thái, vi phân của nó: $di = du + d(pv)$ là vi phân toàn phần. Entanpi có cả trong hệ hở lẫn hệ kín. Cần lưu ý rằng tích số pv (hay pV) trong hệ kín không mang ý nghĩa là năng lượng đẩy. Ngược lại trong hệ hở vì $D = pV$ hay $d = pv$ nên ta có thể viết:

$$I = U + D \text{ và } i = u + d \quad (1-11)$$

Entanpi của khí thực cũng giống như nội năng là hàm phụ thuộc vào hai trong ba thông số trạng thái cơ bản p , v , T . Riêng đối với khí lý tưởng, entanpi chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ: $i = f(T)$ và biến đổi entanpi trong mọi quá trình đều được xác định bằng biểu thức:

$$di = C_p dT; \Delta i = i_2 - i_1 = C_p(T_2 - T_1) \quad (1-12)$$

Ở đây:

C_p - nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp.

Tương tự như nội năng, trong các quá trình nhiệt động ta chỉ cần biết biến đổi entanpi mà không cần biết giá trị tuyệt đối của entanpi. Vậy chúng ta có thể chọn tùy ý điểm gốc mà tại đó entanpi có giá trị bằng không, ví dụ thường chọn $i = 0$ ở $T = 0^{\circ}\text{K}$, hoặc ở điểm ba thể như đối với nội năng.

7. Entropi

Entropi được ký hiệu $S(J/^{\circ}K)$ hoặc $s(J/kg.^{\circ}K)$. Chúng ta biết rằng nhiệt lượng không phải là hàm trạng thái nên vi phân nhiệt lượng dq không phải là vi phân toàn phần. Trong nhiệt động người ta đã chứng minh được rằng vi phân nhiệt lượng dq chia cho nhiệt độ tuyệt đối T của vật khi trao đổi nhiệt lại là vi phân toàn phần của một hàm trạng thái nào đó mà ta gọi là entropi. Vậy ta có:

$$ds = \frac{dq}{T} \quad (1-13)$$

8. Execgi

Execgi được ký hiệu $E(J)$ hoặc $e(J/kg)$. Chúng ta biết rằng tất cả các dạng năng lượng (ngoài năng lượng nhiệt) như: cơ năng, điện năng, hóa năng, ... đều có thể biến đổi hoàn toàn thành công trong các quá trình thuận nghịch. Ngược lại, chúng ta chỉ có thể biến đổi một phần của năng lượng nhiệt thành công trong quá trình thuận nghịch. Vậy chúng ta gọi execgi là năng lượng mà có thể biến đổi hoàn toàn thành công trong quá trình thuận nghịch. Ở đây đối với nhiệt năng q ta có thể viết:

$$q = e + a \quad (1-14)$$

Trong đó:

e - execgi;

a - anecgi (là phần nhiệt năng không thể biến đổi thành công trong quá trình thuận nghịch).

1.1.4. Quá trình nhiệt động

Trạng thái cân bằng nhiệt động là trạng thái trong đó các thông số trạng thái của hệ có giá trị đồng đều trong toàn bộ hệ và không đổi theo thời gian nếu như không có tác động (nhiệt hoặc công) từ môi trường phá vỡ trạng thái đó. Ngược lại, trạng thái khi các thông số trạng thái có giá trị không đồng đều trong hệ gọi là trạng thái không cân bằng. Trạng thái cân bằng của hệ đơn chất, một pha được xác định khi biết hai thông số độc lập bất kỳ. Đồ thị trạng thái là đồ thị gồm hai trục là hai thông số trạng thái độc lập bất kỳ, ví dụ các đồ thị $p-v$, $T-s$, $i-s$, ... Trạng thái cân bằng được biểu thị bằng một điểm trên các đồ thị trạng thái đó. (Trạng thái không cân bằng không thể biểu thị được trên đồ thị trạng thái).

Quá trình nhiệt động là quá trình biến đổi một chuỗi liên tiếp các trạng thái của hệ. Điều kiện để có sự thay đổi trạng thái nhiệt động của hệ là có trao đổi nhiệt hoặc công với môi trường và ít nhất phải có một thông số trạng thái thay đổi.

Quá trình cân bằng là quá trình trong đó môi chất biến đổi qua các trạng thái cân bằng. Quá trình cân bằng được biểu diễn bằng một đường cong trên các đồ thị trạng thái. Thực tế không tồn tại quá trình cân bằng, vì muốn chuyển từ trạng thái

cân bằng này sang trạng thái cân bằng khác chúng ta phải phá vỡ cân bằng ban đầu, nghĩa là không còn cân bằng. Tuy vậy, nếu quá trình xảy ra đủ chậm để sự sai khác của các thông số trạng thái là nhỏ và có thể bỏ qua, khi ấy ta có quá trình cân bằng.

Quá trình thuận nghịch là quá trình cân bằng và luôn có thể biến đổi ngược lại (cũng qua các trạng thái cân bằng theo chiều thuận) để trở về trạng thái ban đầu mà hệ và môi trường không có sự thay đổi gì. Ngược lại, khi không tuân theo các điều kiện trên, quá trình đó được gọi là quá trình không thuận nghịch. Mọi quá trình thực trong tự nhiên đều là các quá trình không thuận nghịch. Các quá trình không thuận nghịch điển hình là: quá trình truyền nhiệt, quá trình khuếch tán, quá trình có ma sát. Trong kỹ thuật nếu có một quá trình càng tiến gần tới quá trình thuận nghịch bao nhiêu càng lợi về công hoặc về nhiệt bấy nhiêu.

1.2. PHƯƠNG TRÌNH ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG THỨ NHẤT

1.2.1. Nhiệt dung riêng và cách tính nhiệt

1. Phân loại nhiệt dung riêng

Nhiệt dung riêng của môi chất là lượng nhiệt cần để làm tăng nhiệt độ của một đơn vị đo lường vật chất lên một độ trong một quá trình nào đó. Ở đây chúng ta chủ yếu nghiên cứu nhiệt dung riêng của môi chất ở dạng khí (hoặc hơi). Nói chung nhiệt dung riêng phụ thuộc vào bản chất của chất khí, nhiệt độ và áp suất. Thông thường ta có thể bỏ qua sự phụ thuộc của nhiệt dung riêng vào áp suất ở các áp suất không quá lớn. Nhiệt dung riêng được ký hiệu là C . Vì nhiệt dung riêng phụ thuộc vào nhiệt độ nên ta có khái niệm nhiệt dung riêng thực và nhiệt dung riêng trung bình.

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

$$C = \frac{dq}{dt} \quad \text{và} \quad q = \int_{t_1}^{t_2} C dt \quad (1-15)$$

Nhiệt dung riêng trung bình là nhiệt dung riêng trong một khoảng nhiệt độ $\Delta t = t_2 - t_1$ nào đó. Chúng ta có:

$$C \Big|_{t_1}^{t_2} = \frac{q}{t_2 - t_1} = \frac{q}{\Delta t} \quad (1-16)$$

Khi thế (1-15) vào (1-16) ta có:

$$C \Big|_{t_1}^{t_2} = \frac{1}{\Delta t} \int_{t_1}^{t_2} C dt \quad (1-17)$$

Tùy theo đơn vị đo lường vật chất mà ta có các loại nhiệt dung sau:

- *Nhiệt dung riêng khối lượng*: Khi đơn vị đo lường môi chất là kg, chúng ta có

nhệt dung riêng khối lượng, ký hiệu $C(\text{J/kg} \cdot ^\circ\text{K})$.

- *Nhiệt dung riêng thể tích*: Nếu đơn vị đo lường môi chất là mét khối tiêu chuẩn (ký hiệu m^3) thì nhiệt dung riêng được gọi là nhiệt dung riêng thể tích, ký hiệu là C' ($\text{J/m}^3 \cdot ^\circ\text{K}$). Mét khối tiêu chuẩn là mét khối ở điều kiện tiêu chuẩn vật lý ($p = 760 \text{ mm Hg}$; $t = 0^\circ\text{C}$).

- *Nhiệt dung riêng kilômol*: Nếu đơn vị đo lường môi chất là kilômol (kmol) nhiệt dung riêng được gọi là nhiệt dung riêng kilômol, ký hiệu C_μ ($\text{J/kmol} \cdot ^\circ\text{K}$). Kilômol ký hiệu μ (kg/kmol) là lượng vật chất tính bằng kg có trị số bằng phân tử lượng của chất đó. Ví dụ phân tử lượng của khí O_2 là 32, vậy kilômol của O_2 là: $\mu_{\text{O}_2} = 32 \text{ kg}$.

Từ các định nghĩa trên ta có quan hệ giữa các loại nhiệt dung riêng:

$$C = C' v_{tc} = \frac{C_\mu}{\mu} \quad (1-18)$$

Ở đây:

v_{tc} - thể tích riêng của môi chất ở điều kiện tiêu chuẩn vật lý.

Tùy theo quá trình nhận nhiệt của môi chất mà ta có các loại nhiệt dung riêng sau:

- *Nhiệt dung riêng đẳng áp*: Khi quá trình nhận nhiệt xảy ra ở áp suất không đổi, chúng ta có nhiệt dung riêng đẳng áp, ví dụ C_p (nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp); C'_p (nhiệt dung riêng thể tích đẳng áp); $C_{\mu p}$ (nhiệt dung riêng kilômol đẳng áp).

- *Nhiệt dung riêng đẳng tích*: Khi quá trình nhận nhiệt xảy ra ở thể tích không đổi, chúng ta có nhiệt dung riêng đẳng tích, ví dụ C_v (nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích); C'_v (nhiệt dung riêng thể tích đẳng tích); $C_{\mu v}$ (nhiệt dung riêng kilômol đẳng tích).

Đối với khí lý tưởng, quan hệ giữa nhiệt dung riêng đẳng áp và đẳng tích được biểu thị bằng công thức Mayer:

$$C_p - C_v = R \quad (1-19)$$

Ở đây R - hằng số chất khí.

Trong nhiệt động, tỷ số giữa nhiệt dung riêng đẳng áp và nhiệt dung riêng đẳng tích được biểu thị:

$$\frac{C_p}{C_v} = k \quad (1-20)$$

Ở đây:

k - số mũ đoạn nhiệt.

Với các khí thực, trị số k phụ thuộc vào bản chất và nhiệt độ của chất khí. Với khí lý tưởng, trị số k chỉ phụ thuộc vào bản chất (cấu tạo phân tử) của chất khí.

Giá trị của k đối với các khí lý tưởng cho trong bảng 1-1. Từ các biểu thức (1-19) và (1-20), ta có các biểu thức sau đối với khí lý tưởng:

$$C_v = \frac{R}{k - 1} \quad (1-21)$$

$$C_p = k \frac{R}{k - 1} \quad (1-22)$$

2. Nhiệt dung riêng phụ thuộc vào nhiệt độ

Đối với khí lý tưởng, nhiệt dung riêng không phụ thuộc vào nhiệt độ và được xác định theo (1-21), (1-22) hoặc bảng 1-1.

Bảng 1-1. Nhiệt dung riêng không phụ thuộc vào nhiệt độ

Loại khí	Trị số k	kcal/kmol.°K		kJ/kmol.°K	
		$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$	$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$
Một nguyên tử	1,6	3	5	12,6	20,9
Hai nguyên tử	1,4	5	7	20,9	29,3
Ba và nhiều nguyên tử	1,3	7	9	29,3	37,7

Với khí thực, nhiệt dung riêng phụ thuộc vào nhiệt độ. Nhiệt dung riêng trung bình được xác định bằng công thức tổng quát sau. Từ quan hệ (1-17) ta có:

$$C \Big|_{t_1}^{t_2} = \frac{1}{\Delta t} \int_{t_1}^{t_2} C dt = \frac{1}{\Delta t} \left(\int_0^{t_2} C dt - \int_0^{t_1} C dt \right)$$

$$C \Big|_{t_1}^{t_2} = \frac{1}{\Delta t} C \Big|_0^{t_2} t_2 - C \Big|_0^{t_1} t_1 \quad (1-23)$$

Ở đây $C \Big|_0^{t_1}$, $C \Big|_0^{t_2}$ là nhiệt dung riêng trung bình trong khoảng nhiệt độ từ $0 \div t_1$ và $0 \div t_2$ được xác định trong các bảng số ở phần phụ lục.

3. Cách tính nhiệt

Nhiệt lượng được tính theo nhiệt dung riêng hoặc theo entropi. Theo nhiệt dung riêng, ta có:

$$\begin{aligned} Q &= G \Delta t \\ Q &= V_{tc} C' \Delta t \\ Q &= M C_{\mu} \Delta t \end{aligned} \quad (1-24)$$

Ở đây:

G- khối lượng chất khí (kg);

V_{tc} - thể tích ở điều kiện tiêu chuẩn (m_{tc}^3);

M - số kilômol;

$\Delta t = t_2 - t_1$.

Nếu khí đang xét coi là khí lý tưởng, các nhiệt dung riêng là hằng số và được xác định từ bảng 1-1. Nếu khí đang xét phải xem là khí thực, các nhiệt dung riêng trên là nhiệt dung riêng trung bình được xác định theo (1-23).

Chúng ta nhận thấy không thể tính nhiệt theo nhiệt dung riêng trong quá trình đẳng nhiệt ($T_1 = T_2$), vì ở đây $\Delta T = 0$ và nhiệt dung riêng $C_T = \left(\frac{dq}{dT}\right)_T = \infty$.

Từ biểu thức định nghĩa entropi, nhiệt còn được xác định theo entropi:

$$q = \int_{s_1}^{s_2} T ds \quad (1-25)$$

Ví dụ, nếu $T = \text{const}$, ta có $q = T(s_2 - s_1)$.

1.2.2. Năng lượng toàn phần của hệ nhiệt động

1. Các dạng năng lượng trong hệ nhiệt động

Một vật có thể có nhiều dạng năng lượng nhưng trong hệ nhiệt động các quá trình xảy ra chỉ liên quan tới các dạng năng lượng sau:

a. *Ngoại động năng*: là năng lượng của chuyển động vĩ mô (chuyển động vật thể), được xác định bằng biểu thức:

$$W_d = G \frac{\omega^2}{2} ; J \quad (1-26)$$

Ở đây:

G - khối lượng của vật (kg);

ω - tốc độ của vật (m/s).

b. *Ngoại thế năng*: là năng lượng của lực trọng trường, nó phụ thuộc vào chiều cao so với mặt đất của vật, được xác định bằng biểu thức:

$$W_t = Ggh; J \quad (1-27)$$

Ở đây:

h - độ cao của vật so với mặt đất (m);

g - gia tốc trọng trường (m/s^2).

Ngoại thế năng thường có giá trị rất nhỏ so với các dạng năng lượng khác. Hơn nữa, khi xét tới sự biến đổi năng lượng toàn phần thì biến đổi ngoại thế năng lại càng bé, cho nên thông thường ta hoàn toàn có thể bỏ qua ngoại thế năng, $W_t \approx 0$.

c. *Nội năng (nội nhiệt năng)*: Như đã nói nội năng được ký hiệu $U(J)$.

d. *Năng lượng đẩy*: Như đã nói, năng lượng đẩy chỉ có trong hệ hở được ký hiệu $D(J)$ và xác định bằng biểu thức:

$$D = pV = Gpv \quad (1-28)$$

Đó là bốn dạng năng lượng có trong hệ nhiệt động. Cả bốn dạng năng lượng trên đều

là các hàm trạng thái. Khi hệ thay đổi, chúng chỉ phụ thuộc vào trạng thái đầu và cuối mà không phụ thuộc vào quá trình biến đổi.

2. Năng lượng toàn phần của hệ nhiệt động

Khi ký hiệu năng lượng toàn phần của hệ nhiệt động là $W(J)$ hoặc $w(J/kg)$ và khi bỏ qua ngoại thế năng ta có:

$$\begin{aligned} W &= U + D + W_d \\ w &= u + d + \frac{\omega^2}{2} \end{aligned} \quad (1-29)$$

Chúng ta biết rằng hệ kín không có năng lượng đẩy ($D = 0$), không có ngoại động năng ($W_d = 0$). Do vậy biểu thức năng lượng toàn phần và biến đổi năng lượng toàn phần trong hệ kín là:

$$W_k = U \text{ và } w_k = u \quad (1-30)$$

$$\Delta W_k = \Delta U = U_2 - U_1 \text{ và } \Delta w_k = \Delta u = u_2 - u_1 \quad (1-31)$$

Vì trong hệ hở $U + D = I$ nên năng lượng toàn phần trong hệ hở:

$$W_h = I + W_d \text{ và } w_h = i + \frac{\omega^2}{2} \quad (1-32)$$

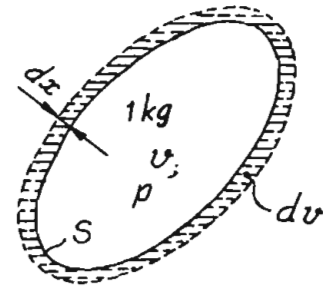
Vậy biến đổi năng lượng toàn phần trong hệ hở sẽ là:

$$\Delta W_h = \Delta I + \Delta W_d \text{ và } \Delta w_h = \Delta i + \frac{\Delta \omega^2}{2} \quad (1-33)$$

1.2.3. Các loại công

1. Công thay đổi thể tích

Công thay đổi thể tích là công do môi chất trong hệ sinh ra (khi giãn nở) hoặc nhận được (khi bị nén) khi thể tích của môi chất thay đổi. Công thay đổi thể tích được ký hiệu $L(J)$ hoặc $l(J/kg)$. Dưới đây ta sẽ tìm biểu thức của công thay đổi thể tích.



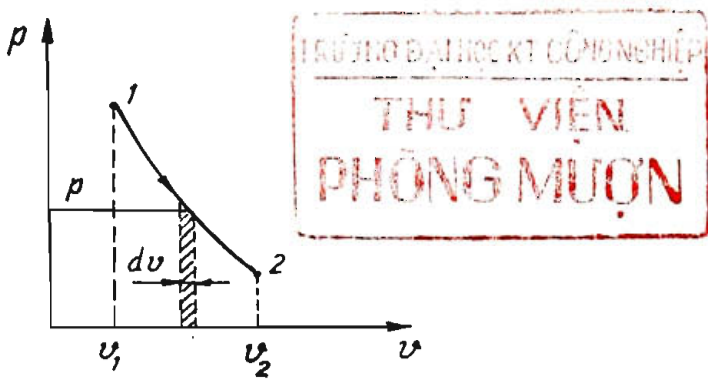
Hình 1-2. Xác định công thay đổi thể tích

Giả sử có 1 kg chất khí ở áp suất p , thể tích v (hình 1-2), khi chất khí giãn nở một lượng dv , chất khí thực hiện công dl . Vì dv có giá trị vô cùng bé nên sự tăng thể tích này xem như là các điểm trên bề mặt S của chất khí dịch chuyển quãng đường dx (vuông góc với bề mặt hay cùng chiều với lực áp suất p). Vậy công mà chất khí thực hiện được là: $dl = pSdx$ và vì $Sdx = dv$ nên công thay đổi thể tích sẽ có dạng:

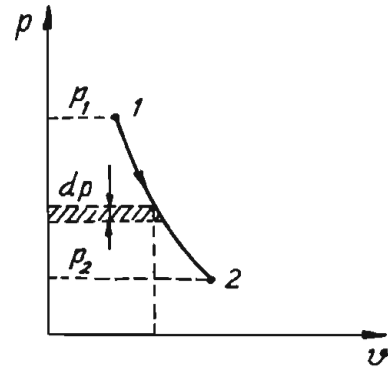
$$dl = pdv \quad (1-34)$$

$$l_{12} = \int_{v_1}^{v_2} p dv \quad (1-35)$$

Từ (1-34) ta thấy công thay đổi thể tích có trị số dương ($l_{12} > 0$) khi thể tích tăng và có trị số âm ($l_{12} < 0$) khi thể tích giảm. Trên đồ thị p-v (còn gọi là đồ thị công) công thay đổi thể tích của 1 kg chất khí trong quá trình biến đổi 1-2 được biểu diễn bằng diện tích hình 12 v_2v_1 (hình 1-3). Từ đồ thị ta cũng nhận thấy công thay đổi thể tích là hàm của quá trình.



Hình 1-3. Đồ thị xác định công thay đổi thể tích



Hình 1-4. Đồ thị xác định công kỹ thuật

Cần lưu ý rằng biểu thức công thay đổi thể tích tìm được ở trên chỉ đúng cho quá trình cân bằng, nghĩa là trong đó sự thay đổi thể tích của chất khí xảy ra chậm để cho các thông số trong hệ có giá trị đồng đều và cân bằng với môi trường. Công thay đổi thể tích có cả trong hệ kín lẫn hệ hở.

2. Công kỹ thuật

Công kỹ thuật được ký hiệu $L_{kt}(J)$ hoặc $l_{kt}(J/kg)$. Công kỹ thuật là công của dòng khí chuyển động (hệ hở) thực hiện được khi áp suất của chất khí thay đổi. Công kỹ thuật được định nghĩa bằng biểu thức:

$$dl_{kt} = - v dp \quad (1-36)$$

$$l_{kt_{12}} = \int_{p_1}^{p_2} -v dp \quad (1-37)$$

Công kỹ thuật có trị số dương nếu áp suất giảm trong quá trình biến đổi và có trị số âm nếu áp suất tăng trong quá trình biến đổi. Trên đồ thị p-v, công kỹ thuật của 1 kg dòng khí trong quá trình biến đổi 1-2 được biểu thị bằng diện tích 12 p_2p_1 (hình 1-4). Ở đây ta cũng thấy rằng công kỹ thuật là hàm của quá trình và chỉ có trong hệ hở.

3. Công ngoài

Công ngoài được ký hiệu $L_n(J)$ hoặc $l_n(J/kg)$. Công ngoài là công mà hệ trao đổi với môi trường. Đây chính là công hữu ích mà ta nhận được từ hệ hoặc công tiêu hao từ môi trường tác dụng tới hệ.

Để tìm biểu thức tổng quát của công ngoài, chúng ta nhận thấy môi chất trong hệ nhiệt động có khả năng sinh công tác dụng tới môi trường khi thể tích của nó tăng, ngoại động năng giảm, ngoại thế năng giảm, năng lượng đẩy giảm. Vậy khi bỏ qua ngoại thế năng biểu thức tổng quát của công ngoài có dạng:

$$l_{n_{12}} = l_{12} + (d_1 - d_2) + \frac{\omega_1^2 - \omega_2^2}{2}$$

$$l_{n_{12}} = l_{12} - (d_2 - d_1) - \frac{\omega_2^2 - \omega_1^2}{2} \quad (1-38)$$

Và
$$dl_n = dl - d(pv) - d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) \quad (1-39)$$

Vi hệ kín không có năng lượng dấy, không có ngoại động năng, nên từ (1-38) chúng ta thấy công ngoài trong hệ kín là công thay đổi thể tích. Nói cách khác chúng ta chỉ có thể lấy được công trong hệ kín bằng cách cho chất khí giãn nở. Chúng ta có biểu thức công ngoài trong hệ kín:

$$l_{n_{12}} = l_{12} \text{ và } dl_n = dl = pdv \quad (1-40)$$

Đối với hệ hở, ta biến đổi như sau:

$$dl - d(pv) = pdv - (pdv + vdp) = -vdp = dl_{kt}$$

Vậy từ (1-39) ta có:

$$dl_n = dl_{kt} - d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) \quad (1-41)$$

$$l_{n_{12}} = l_{kt_{12}} - \frac{\omega_2^2 - \omega_1^2}{2} \quad (1-42)$$

Từ (1-42) chúng ta thấy, khi giá trị biến đổi động năng rất nhỏ so với công kỹ thuật và có thể bỏ qua sự biến đổi động năng này (ví dụ trong tuabin, trong máy nén...), công ngoài trong hệ hở (là công của tuabin, máy nén...) có giá trị bằng công kỹ thuật:

$$l_{n_{12}} = l_{kt_{12}} \quad (1-43)$$

Biểu thức (1-43) cho thấy ý nghĩa của công kỹ thuật. Công kỹ thuật khi tính gần đúng là công hữu ích lấy được từ dòng khí (hệ hở) thông qua một thiết bị kỹ thuật (tuabin...). Ngoài ra, từ (1-42) khi bỏ qua ngoại thế năng biểu thức tổng quát của công kỹ thuật sẽ là:

$$l_{kt_{12}} = l_{n_{12}} + \frac{\Delta\omega^2}{2} \quad (1-44)$$

1.2.4. Phương trình định luật nhiệt động I

1. Dạng tổng quát của phương trình định luật nhiệt động I

Giả sử môi chất trong hệ nhận lượng nhiệt Q từ môi trường, năng lượng toàn phần của hệ sẽ biến đổi một lượng $\Delta W = W_2 - W_1$ và hệ sinh công ngoài $L_{n_{12}}$ tác dụng tới môi trường. Theo định luật bảo toàn và biến hóa năng lượng chúng ta có phương trình cân bằng sau:

$$Q = \Delta W + L_{n_{12}} \quad (1-45)$$

$$q = \Delta w + l_{n_{12}} \quad (1-46)$$

Quan hệ (1-45) và (1-46) gọi là dạng tổng quát của phương trình định luật nhiệt động I. Các dạng này đúng cho cả khí lý tưởng lẫn khí thực và cho cả hệ kín lẫn hệ hở. Dưới đây ta sẽ triển khai các dạng trên cho một số trường hợp cụ thể.

2. Phương trình định luật nhiệt động I cho hệ kín và hệ hở

Với hệ kín, theo (1-31) $\Delta w = \Delta u$ và theo (1-40) $l_{n_{12}} = l_{12}$.

Vậy từ (1-46) ta có:

$$q = \Delta u + l_{12} \quad (1-47)$$

$$dq = du + pdv \quad (1-48)$$

Mặt khác chúng ta biết rằng: $i = u + pv$ nên $u = i - pv$ và $du = di - pdv - vdp$.
 Vậy từ (1-48) ta có:

$$dq = di - vdp \quad (1-49)$$

Các quan hệ (1-47), (1-48) và (1-49) là các dạng phương trình định luật nhiệt động I đúng cho hệ kín và dưới đây chúng ta sẽ chứng minh được rằng các dạng này cũng đúng cho cả hệ hở.

Thật vậy, đối với hệ hở theo (1-33), ta có: $\Delta w = \Delta i + \frac{\Delta \omega^2}{2}$.

Vậy từ (1-46) ta có:

$$q = \Delta i + \frac{\Delta \omega^2}{2} + l'_{n_{12}}$$

Vì theo (1-44) $l_{kt_{12}} = l_{n_{12}} + \frac{\Delta \omega^2}{2}$ nên ta có:

$$q = \Delta i + l_{kt_{12}} \quad (1-50)$$

$$dq = di + dl_{kt} \quad (1-51)$$

Các dạng (1-50) và (1-51) của phương trình định luật nhiệt động I trên chỉ đúng cho hệ hở vì công kỹ thuật như đã nói chỉ có trong hệ hở. Bây giờ nếu thay $dl_{kt} = -vdp$ vào (1-51) ta có: $dq = di - vdp$ và nếu thay $i = u + pv$ ta lại tìm được dạng $dq = du + pdv$. Vậy chúng ta đã chứng minh được các dạng (1-47), (1-48) và (1-49) đúng cho cả hệ kín lẫn hệ hở.

Khi thay các quan hệ $du = C_v dT$; $di = C_p dT$ vào (1-48), (1-49) chúng ta có phương trình định luật nhiệt động I của khí lý tưởng cho hệ kín và hệ hở:

$$dq = C_v dT + pdv \quad (1-52)$$

$$dq = C_p dT - vdp \quad (1-53)$$

3. Phương trình định luật nhiệt động I cho dòng khí

Dòng khí lưu động trong ống là hệ hở khi không thực hiện công ngoài với môi trường ($l_{n_{12}} = 0$). Vậy từ dạng tổng quát phương trình định luật nhiệt động I (1-46) và theo (1-33), ta có:

$$q = \Delta w = \Delta i + \frac{\Delta \omega^2}{2} \quad (1-54)$$

$$dq = di + d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) \quad (1-55)$$

Các dạng trên của phương trình định luật nhiệt động I đúng cho dòng khí lưu động trong ống. Ngoài ra, dạng (1-49) và (1-51) cũng đúng cho dòng khí lưu động với điều kiện là trong đó không có công ngoài.

4. Phương trình định luật nhiệt động I cho quá trình hỗn hợp

Trong quá trình hỗn hợp mà ta sẽ nghiên cứu sau này, khi hỗn hợp với nhau, chất khí trong hệ không thực hiện công ngoài đối với môi trường ($L_{n_{12}} = 0$) và nếu không có sự trao đổi nhiệt giữa hệ và môi trường: $Q = 0$ (hỗn hợp đoạn nhiệt), từ dạng tổng quát của phương trình định luật nhiệt động I (1-45) chúng ta có:

$$\Delta W = 0 \text{ hay } W_1 = W_2 \quad (1-56)$$

Ở đây:

W_1 - năng lượng toàn phần của hệ trước khi xảy ra quá trình hỗn hợp;

W_2 - năng lượng toàn phần của hệ sau khi xảy ra quá trình hỗn hợp.

Môi chất và cách xác định trạng thái của chúng

2.1. KHÍ LÝ TƯỢNG VÀ KHÍ THỰC

2.1.1. Sự khác nhau của khí thực so với khí lý tưởng

1. Lực tác dụng giữa các phân tử

Với khí lý tưởng không có lực tác dụng giữa các phân tử ($F = 0$), ngược lại đối với khí thực có lực tác dụng tương hỗ giữa các phân tử ($F \neq 0$) và lực này là hàm phụ thuộc vào nhiều yếu tố trong đó có khoảng cách r giữa các phân tử. Khi các phân tử tiến gần lại nhau ($r \rightarrow 0$), lực tác dụng này sẽ tăng lên rất nhanh và có giá trị vô cùng lớn ($F \rightarrow \infty$). Do vậy không thể nén khí thực để các phân tử của chúng nằm sát nhau ($r = 0$). Ngược lại, khi khoảng cách giữa các phân tử rất lớn ($r \rightarrow \infty$) thì lực tác dụng giữa chúng sẽ rất bé ($F \rightarrow 0$). Vậy khí thực ở trạng thái rất loãng ($v \rightarrow \infty$) có thể coi là khí lý tưởng.

2. Độ nén

Để đặc trưng cho tính chất của khí thực và khí lý tưởng người ta đưa ra một đại lượng không thứ nguyên gọi là độ nén Z :

$$Z = \frac{pv}{RT} \quad (2-1)$$

Với khí lý tưởng, độ nén $Z = 1$, với khí thực $Z \neq 1$ và phụ thuộc vào áp suất, nhiệt độ và tính chất vật lý của khí đó. Khi nghiên cứu người ta nhận thấy, nếu $p \rightarrow 0$ và ở nhiệt độ lớn (cũng có nghĩa là $v \rightarrow \infty$), độ nén của khí thực $Z \rightarrow 1$, lúc này khí thực có thể coi là khí lý tưởng.

3. Nhiệt dung riêng, nội năng và entanpi

Như đã nói, nhiệt dung riêng của khí lý tưởng là một hằng số, chỉ phụ thuộc vào bản chất của khí (cấu tạo phân tử). Đối với khí thực, nhiệt dung riêng không chỉ phụ thuộc vào bản chất của khí mà còn phụ thuộc vào nhiệt độ và áp suất của chất khí đó.

Như đã trình bày ở các phần trước, nội năng và entanpi của khí lý tưởng chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ của khí đó. Đối với khí thực, nội năng và entanpi không chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào áp suất hoặc thể tích của chất khí.

4. Sự chuyển pha

Chúng ta biết rằng khí lý tưởng khi bị nén không có sự chuyển pha, nghĩa là khí lý tưởng không thể có pha lỏng hoặc pha rắn. Ngược lại, khí thực có sự chuyển pha, ở những điều kiện nhất định khí thực có thể ở một trong ba pha (hay thể) sau: pha khí, pha lỏng, pha rắn hoặc cùng tồn tại hai hay ba pha với nhau.

Qua phân tích các tính chất khác nhau giữa khí lý tưởng và khí thực ở trên, chúng ta nhận thấy trong tự nhiên không có khí lý tưởng. Nhưng ở những điều kiện nhất định về áp suất, nhiệt độ và thể tích riêng, chúng ta có thể coi chất khí đang xét là khí lý tưởng mà khi tính toán chúng ta không phạm phải những sai sót lớn. Ví dụ, các khí O_2 , N_2 , không khí... ở áp suất khí quyển và nhiệt độ bình thường có thể coi là khí lý tưởng. Hơi nước trong không khí ẩm có phân áp suất rất nhỏ nên cũng có thể coi là khí lý tưởng.

2.1.2. Phương trình trạng thái của khí lý tưởng và khí thực

1. Phương trình trạng thái của khí lý tưởng

Phương trình trạng thái của khí lý tưởng trước đây được tìm ra từ các định luật thực nghiệm của khí lý tưởng (định luật Boyle - Mariotte; định luật Gay-Lussac). Ngày nay phương trình trạng thái được tìm ra từ thuyết động học phân tử.

Phương trình trạng thái viết cho 1 kg khí lý tưởng có dạng:

$$pv = RT \quad (2-2)$$

Trong đó: p - áp suất tuyệt đối (N/m^2),
 v - thể tích riêng (m^3/kg);
 R - hằng số chất khí ($J/kg^{\circ}K$);
 T - nhiệt độ tuyệt đối ($^{\circ}K$).

Với chất khí có khối lượng G kg, sau khi nhân hai vế phương trình (2-2) với G , ta có:

$$pvG = GRT$$

Vì $vG = V(m^3)$ nên phương trình trạng thái đối với chất khí có khối lượng khí G bất kỳ, có dạng:

$$pV = GRT \quad (2-3)$$

Khi nhân hai vế phương trình (2-2) với kilômol μ ta có:

$$pv\mu = \mu RT$$

Ở đây:

$v_{\mu} = V_{\mu}$ - thể tích của một kilômol (m^3/kmol);

$\mu R = R_{\mu}$ - hằng số phổ biến của chất khí ($\text{J}/\text{kmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$).

Vậy chúng ta có phương trình trạng thái đối với 1 kmol khí lý tưởng:

$$pV_{\mu} = R_{\mu}T \quad (2-4)$$

Từ quan hệ (2-4) ta có thể tính được giá trị R_{μ} như sau:

$$R_{\mu} = \frac{pV_{\mu}}{T}$$

Ta biết rằng, theo định luật Avôgadrô ở điều kiện tiêu chuẩn vật lý ($p = 760 \text{ mm Hg}$, $t = 0^{\circ}\text{C} = 273,15^{\circ}\text{K}$) thể tích của 1 kilômol khí lý tưởng $V_{\mu} = 22,4 \text{ m}^3$. Vậy ta có:

$$\frac{\frac{760}{750} \cdot 10^5 \cdot 22,4}{273,15} = 8314 \text{ J}/\text{kmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

Từ đó hằng số chất khí được xác định:

$$R = \frac{R_{\mu}}{\mu} = \frac{8314}{\mu} ; \text{ J}/\text{kg} \cdot ^{\circ}\text{K} \quad (2-5)$$

Từ phương trình (2-4) sau khi nhân hai vế của phương trình với số kilômol của chất khí và lưu ý $V_{\mu}M = V$, ta có phương trình trạng thái đối với số kilômol bất kỳ:

$$pV = MR_{\mu}T \quad (2-6)$$

2. Phương trình trạng thái của khí thực

Cho đến nay, bằng lý thuyết người ta chỉ tìm được phương trình trạng thái của khí lý tưởng ở các trạng thái cân bằng, dạng của phương trình này vừa trình bày ở trên. Nếu dùng phương trình đó để tính toán cho khí thực tất nhiên có sai số. Khi sai số này vượt quá giới hạn cho phép trong kỹ thuật, phương trình trạng thái của khí lý tưởng không thể dùng cho khí thực được nữa mà ta phải dùng phương trình trạng thái viết cho khí thực.

Đến nay, bằng lý thuyết cũng như thực nghiệm chúng ta chưa tìm được một phương trình trạng thái dùng cho mọi khí thực ở mọi trạng thái mà chỉ tìm được những phương trình đúng cho một hoặc một nhóm khí ở những khoảng áp suất và nhiệt độ nhất định. Dưới đây ta chỉ nêu lên dạng phương trình trạng thái đầu tiên do Wan der Walls đề ra năm 1893.

Như đã nói, khí thực khác khí lý tưởng do lực tác dụng giữa các phân tử và có thể tích bản thân của các phân tử. Vậy trong phương trình trạng thái của khí lý tưởng $pv = RT$, Van der Walls đã hiệu chỉnh áp suất và thể tích. Về áp suất, do có lực hút giữa các phân tử nên áp suất trong chất khí lớn hơn áp suất trên bề mặt

bình một lượng $\frac{a}{v^2}$. Về thể tích, không gian mà khí chiếm chỗ sẽ nhỏ hơn một lượng bằng thể tích bản thân các phân tử b . Vậy ta có phương trình Van der Waals của khí thực:

$$\left(p + \frac{a}{v^2}\right)(v - b) = RT \quad (2-7)$$

Ở đây:

a, b - các hệ số xác định bằng thực nghiệm và phụ thuộc vào từng chất khí.

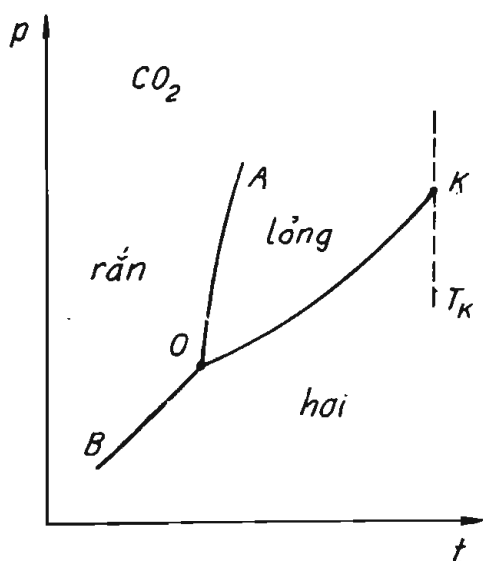
Thực nghiệm cho thấy phương trình (2-7) chỉ đúng cho các khí ở áp suất nhỏ, thể tích lớn.

2.2. SỰ CHUYỂN PHA CỦA CÁC ĐƠN CHẤT

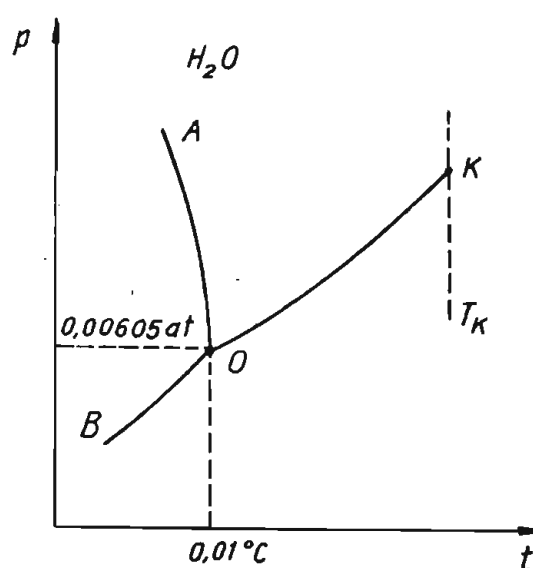
2.2.1. Đồ thị pha

Như đã nói, khí thực trong những điều kiện cụ thể có khả năng tồn tại ở các trạng thái: rắn, lỏng, hơi. Ba trạng thái đó của vật chất gọi là các pha. Nói tổng quát hơn, dạng đồng nhất về vật lý bất kỳ của hệ gọi là pha. Với khái niệm đó, ngay trong trạng thái rắn của một số chất có thể tồn tại nhiều pha, ví dụ cacbon có hai dạng pha rắn là graphit và kim cương, nước (H_2O) có sáu pha rắn, ...

Để biểu thị các pha rắn, lỏng, hơi của một chất, ta dùng đồ thị p - t . Hình 2-1 và hình 2-2 biểu thị các pha của CO_2 và H_2O trên đồ thị p - t . Ở đây đường OB biểu thị quá trình chuyển từ pha rắn sang hơi (gọi là sự thăng hoa) và ngược lại (sự ngưng kết). Đường OA biểu thị quá trình chuyển từ pha rắn sang lỏng (sự nóng chảy) và ngược lại (sự đông đặc). Đường OK biểu thị quá trình chuyển từ pha lỏng sang hơi (sự hóa hơi) và ngược lại (sự ngưng tụ). Điểm O gọi là điểm 3 pha (hay 3



Hình 2-1. Đồ thị pha p - t của CO_2



Hình 2-2. Đồ thị pha p - t của H_2O

thể). Ở điểm 3 pha, vật chất có thể tồn tại ở cả 3 pha: rắn, lỏng, hơi. Điểm K gọi là điểm tới hạn. Ví dụ, với H₂O điểm 3 pha có $t = 0,01^{\circ}\text{C}$; $p = 0,00605 \text{ at}$ và điểm tới hạn $t_k = 374,15^{\circ}\text{C}$; $p_k = 221,29 \text{ bar}$; với O₂, điểm tới hạn có $t_k = -118^{\circ}\text{C}$. Trong pha hơi, để phân biệt người ta gọi khí là hơi có nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ tới hạn (ví dụ O₂ ở nhiệt độ bình thường lớn hơn nhiệt độ tới hạn nên thường gọi là khí O₂); người ta gọi khí là hơi của chất lỏng có nhiệt độ nhỏ hơn nhiệt độ tới hạn (ví dụ H₂O có nhiệt độ bình thường nhỏ hơn nhiệt độ tới hạn nên thường gọi là hơi nước).

Khi chuyển từ pha này sang pha khác, cần một lượng nhiệt nhất định gọi chung là nhiệt chuyển pha.

2.2.2. Sự thăng hoa - ngưng kết, nóng chảy - đông đặc và hóa hơi - ngưng tụ

1. Sự thăng hoa - ngưng kết

Thăng hoa là quá trình chuyển từ pha rắn sang pha hơi, ngược lại quá trình chuyển từ pha hơi sang pha rắn gọi là sự ngưng kết. Từ đồ thị pha p-t ta nhận thấy thăng hoa và ngưng kết chỉ có thể xảy ra với áp suất và nhiệt độ nhỏ hơn điểm 3 pha. Khi thăng hoa môi chất nhận nhiệt, ngược lại khi ngưng kết môi chất nhả nhiệt. Nhiệt chuyển pha ở đây gọi là nhiệt thăng hoa hay nhiệt ngưng kết và chúng có giá trị tuyệt đối như nhau. Ở áp suất $p = 0,006 \text{ bar}$ nhiệt thăng hoa của nước là 2818 kJ/kg

2. Sự nóng chảy - đông đặc

Nóng chảy là quá trình chuyển từ pha rắn sang pha lỏng, ngược lại quá trình chuyển từ pha lỏng sang pha rắn gọi là sự đông đặc. Để nóng chảy môi chất nhận nhiệt, ngược lại để đông đặc môi chất nhả nhiệt. Nhiệt chuyển pha ở đây gọi là nhiệt nóng chảy hay nhiệt đông đặc và chúng có giá trị tuyệt đối như nhau. Với nước ở áp suất khí quyển, nhiệt nóng chảy là 333 kJ/kg. Từ đồ thị pha p-t ta thấy nóng chảy - đông đặc chỉ xảy ra ở áp suất lớn hơn áp suất của điểm 3 pha. Đa số các chất (ví dụ CO₂ trên hình 2-1) khi áp suất tăng thì nhiệt độ nóng chảy tăng (nhưng không nhiều), ngược lại một số chất khi đông đặc thể tích tăng lên (ví dụ H₂O) áp suất tăng lên nhưng nhiệt độ đông đặc lại giảm (hình 2-2).

3. Sự hóa hơi - ngưng tụ

Hóa hơi là quá trình chuyển từ pha lỏng sang pha hơi, ngược lại quá trình chuyển từ pha hơi sang pha lỏng gọi là sự ngưng tụ. Khi hóa hơi, môi chất nhận nhiệt, ngược lại khi ngưng tụ môi chất nhả nhiệt. Nhiệt chuyển pha ở đây gọi là nhiệt hóa hơi hay nhiệt ngưng tụ và chúng có giá trị tuyệt đối như nhau. Ở áp suất khí quyển, nhiệt hóa hơi của nước là 2258 kJ/kg. Từ đồ thị pha p-t ta thấy hóa hơi-

- ngưng tụ chỉ xảy ra ở áp suất lớn hơn áp suất điểm 3 pha và với nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ nóng chảy (cùng áp suất). Với mọi chất, khi áp suất tăng, nhiệt độ hóa hơi ngưng tụ tăng.

2.3. QUÁ TRÌNH HÓA HƠI ĐẲNG ÁP CỦA CÁC CHẤT LỎNG

2.3.1. Quá trình hóa hơi đẳng áp

Hóa hơi là quá trình chuyển từ chất lỏng thành hơi. Quá trình này được thực hiện ở áp suất lớn hơn áp suất của điểm 3 pha. Hóa hơi có thể thực hiện bằng cách bay hơi hoặc sôi.

Bay hơi là sự hóa hơi chỉ xảy ra trên bề mặt thoáng của chất lỏng ở áp suất và nhiệt độ nào đó. Cường độ bay hơi phụ thuộc vào bản chất của chất lỏng, vào áp suất và nhiệt độ. Khi nhiệt độ tăng, cường độ bay hơi tăng.

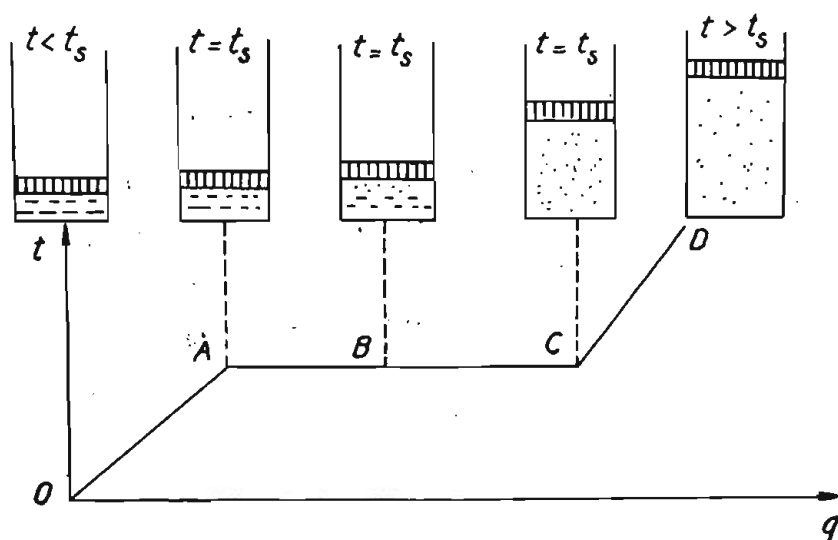
Sôi là quá trình hóa hơi không chỉ xảy ra trên bề mặt thoáng của chất lỏng mà còn xảy ra trong thể tích của chất lỏng tại các bọt hơi. Sôi chỉ xảy ra ở nhiệt độ xác định (ứng với áp suất đã cho), nhiệt độ này gọi là nhiệt độ bão hòa hay nhiệt độ sôi, ký hiệu t_s . Nhiệt độ sôi phụ thuộc vào bản chất của chất lỏng và áp suất, $t_s = f(p)$. Khi áp suất tăng nhiệt độ sôi tăng và ngược lại.

Hơi của các chất lỏng được sử dụng nhiều trong kỹ thuật. Ví dụ hơi của nước được sản xuất trong các lò hơi ở áp suất không đổi và được dùng để sản xuất ra điện (trong các nhà máy nhiệt điện); để đốt nóng các vật khác (trong nhiều nhà máy công nghiệp). Hơi của các môi chất lạnh (như NH_3 , fréon, ...) được sử dụng trong các máy lạnh...

Quá trình hóa hơi thường xảy ra ở áp suất không đổi, nên ở đây ta xét quá trình hóa hơi đẳng áp của các chất lỏng. Vì đặc điểm quá trình hóa hơi của các chất lỏng là giống nhau nên ở đây ta chỉ xét quá trình hóa hơi của nước, nhưng kết quả về đặc tính quá trình hóa hơi của nước cũng sẽ đúng cho các chất lỏng khác.

Chúng ta xét quá trình hóa hơi của nước. Giả sử có 1 kg nước trong xylanh ở nhiệt độ ban đầu t_0 , trên bề mặt của nước ta đặt một pittông có khối lượng không đổi, nên lực của pittông cũng không đổi và vì pittông có tiết diện không đổi cho nên áp suất pittông gây ra đối với nước cũng không đổi. Nếu ta cấp nhiệt cho nước, quá trình hóa hơi đẳng áp $p = \text{const}$ sẽ xảy ra. Hình 2-3 biểu diễn quá trình hóa hơi đẳng áp trong đó nhiệt độ của nước phụ thuộc vào lượng nhiệt cấp (đây không phải là đồ thị trạng thái vì nhiệt lượng không phải là thông số trạng thái). Đoạn OA biểu diễn quá trình đốt nóng nước ở nhiệt độ ban đầu đến nhiệt độ sôi t_s . Ở đây nhiệt độ tăng lên khi lượng nhiệt cấp tăng. Nước ở nhiệt độ ban đầu $t_0 < t_s$ gọi là nước chưa sôi. Đoạn AC biểu diễn quá trình sôi, ở đây nhiệt độ $t = t_s = \text{const}$ mặc dù vẫn cấp nhiệt cho nước. Nhiệt cấp cho nước trong đoạn này chỉ để nước biến đổi pha gọi là

nhệt hóa hơi, ký hiệu là r (kJ/kg). Nước ở điểm A gọi là nước sôi (có $t = t_s$). Các thông số của nước sôi được ký hiệu: i', s', u', v', \dots . Hơi ở điểm C gọi là hơi bão hòa khô (có $t = t_s$). Các thông số của hơi bão hòa khô được ký hiệu: $i'', s'', u'', v'', \dots$



Hình 2-3. Mô tả quá trình sôi

Hơi tại điểm B gọi là hơi bão hòa ẩm. Hơi bão hòa ẩm (có $t = t_s$) là hỗn hợp giữa nước sôi và hơi bão hòa khô. Các thông số của hơi bão hòa ẩm ký hiệu: $i_x, s_x, u_x, v_x, \dots$. Để xác định trạng thái của hơi bão hòa ẩm cần biết thêm một thông số nữa gọi là độ khô x (hay độ ẩm $y = 1 - x$). Độ khô x là tỷ số giữa lượng hơi bão hòa khô G_h và lượng hơi ẩm G_x :

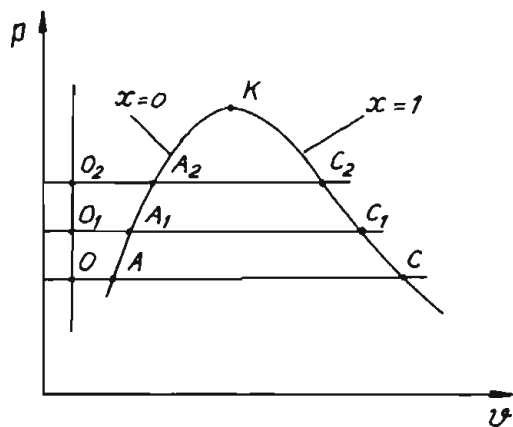
$$x = \frac{G_h}{G_x} = \frac{G_h}{G_n + G_h} \quad (2-8)$$

Ở đây G_n - lượng nước sôi.

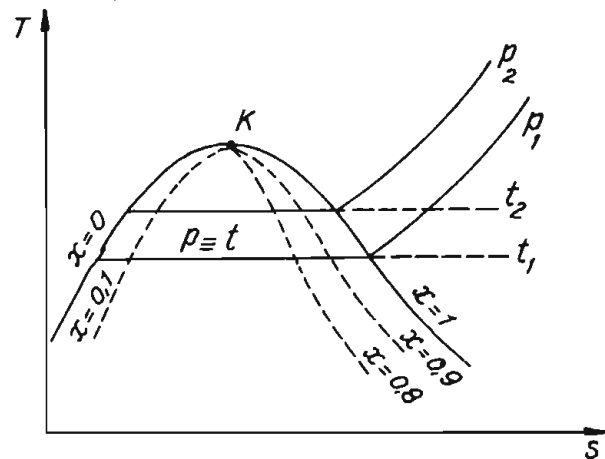
Với nước sôi ta có $x = 0$, với hơi bão hòa khô ta có $x = 1$, nên với hơi bão hòa ẩm $0 < x < 1$. Hơi tại điểm D gọi là hơi quá nhiệt. Hơi quá nhiệt là hơi có nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ sôi, $t > t_s$ (ở cùng áp suất). Trong đoạn CD, khi nhận nhiệt, nhiệt độ của hơi lại tăng lên.

Ở áp suất p đã biết, khi đo thể tích của nước tại các điểm O, A, C (hình 2-3) và biểu diễn chúng trên đồ thị trạng thái $p-v$ ta được các điểm O, A, C (hình 2-4). Tương tự nếu tiến hành quá trình hóa hơi ở áp suất p_1, p_2, \dots ta được các điểm biểu diễn $O_1, A_1, C_1, O_2, A_2, C_2, \dots$. Khi nối các điểm O, O_1, O_2, \dots ta được một đường gần như đường thẳng đứng (vì thể tích của nước hầu như không thay đổi theo áp suất) biểu diễn trạng thái của nước chưa sôi. Nối A, A_1, A_2, \dots được một đường cong gọi là đường giới hạn dưới, vì đường này biểu diễn trạng thái của nước sôi nên có $x = 0$. Nối các điểm C, C_1, C_2, \dots được một đường cong gọi là đường giới hạn trên, vì đường này biểu diễn hơi bão hòa khô nên có $x = 1$. Hai đường giới hạn gặp nhau tại điểm K, gọi là điểm tới hạn. Trạng thái tại điểm K gọi là trạng thái tới hạn.

Trạng thái tới hạn là trạng thái mà ở đó không còn sự khác nhau giữa chất lỏng sôi và hơi bão hòa khô. Các thông số ứng với trạng thái tới hạn gọi là các thông số tới hạn, ví dụ với nước: $p_k = 221 \text{ bar}$; $t_k = 374^\circ\text{C}$; $v_k = 0,00326 \text{ m}^3/\text{kg}$.



Hình 2-4. Đồ thị trạng thái p-v



Hình 2-5. Đồ thị trạng thái T-s của hơi nước

Chúng ta nhận thấy trên đồ thị p-v (hoặc T-s, i-s) vùng bên trái đường giới hạn dưới ($x = 0$) là vùng chất lỏng chưa sôi, vùng giữa hai đường giới hạn ($x = 0, x = 1$) là vùng hơi bão hòa ẩm, vùng bên phải đường giới hạn trên ($x = 1$) là vùng hơi quá nhiệt.

Nhiệt cần cấp cho nước chưa sôi ở nhiệt độ t_o (entanpi i_o) biến thành hơi quá nhiệt ở nhiệt độ t (entanpi i) là:

$$q = q_n + r + q_h \quad (2-9)$$

Ở đây:

q_n - nhiệt cần đốt nóng nước từ nhiệt độ ban đầu đến nhiệt độ sôi t_s :

$$q_n = i' - i_o \text{ hoặc } q_n = C_{pn}(t_s - t_o) \quad (2-10)$$

C_{pn} - nhiệt dung riêng đẳng áp của nước;

r - nhiệt hóa hơi:

$$r = i'' - i' \quad (2-11)$$

q_h - nhiệt cần đốt nóng hơi bão hòa khô thành hơi quá nhiệt:

$$q_h = i - i' \text{ hoặc } q_h = C_{ph}(t - t_s) \quad (2-12)$$

C_{ph} - nhiệt dung riêng đẳng áp của hơi quá nhiệt.

2.3.2. Bảng và đồ thị của các hơi

Hơi của các chất lỏng thường phải xem là khí thực. Để tính toán đối với các hơi ta không dùng được phương trình trạng thái của khí lý tưởng, định luật nhiệt động I viết cho khí lý tưởng và các quan hệ chỉ đúng cho khí lý tưởng như $di = C_p dT$ và $du = C_v dT$. Muốn tính toán cho các hơi ta sẽ dùng các bảng số hoặc đồ thị đã được

lập sẵn cho từng hơi.

1. Bảng hơi nước

Cấu tạo các bảng số của các hơi hoàn toàn giống nhau. Ở đây chúng ta chỉ đề cập tới các bảng của hơi nước.

a. Bảng nước sôi và hơi bão hòa khô

Chúng ta biết rằng, mỗi trạng thái của một môi chất được xác định khi biết hai thông số trạng thái độc lập. Ở đây đối với nước sôi ($x = 0$) và hơi bão hòa khô ($x = 1$) đã biết trước một thông số là độ khô x . Vậy với nước sôi và hơi bão hòa khô ta chỉ cần biết thêm một thông số nữa là áp suất p hoặc nhiệt độ t là trạng thái sẽ được xác định. Cho nên bảng nước sôi và hơi bão hòa khô có thể cho theo p hoặc t .

Bảng nước sôi và hơi bão hòa khô theo p và bảng nước sôi và hơi bão hòa khô theo t có trong phần phụ lục.

b. Bảng nước và hơi quá nhiệt

Với nước (chưa sôi) và hơi quá nhiệt ta chưa biết trước một thông số nào cả, nên ở đây cần phải biết hai thông số trạng thái độc lập. Thông thường người ta chọn áp suất p và nhiệt độ t . Bảng nước và hơi quá nhiệt theo p và t cho ở phần phụ lục.

Người ta không lập các bảng số của hơi bão hòa ẩm. Các thông số của hơi bão hòa ẩm sẽ được xác định theo các công thức dưới đây khi biết độ khô x và các thông số trạng thái của nước sôi và hơi bão hòa khô.

Vì trong 1 kg hơi bão hòa ẩm có x kg hơi bão hòa khô với thể tích v'' và $(1 - x)$ kg nước sôi với thể tích v' . Vậy thể tích riêng của hơi bão hòa ẩm là:

$$v_x = xv'' + (1 - x)v' = v' + x(v'' - v') \quad (2-13)$$

Tương tự ta có:

$$i_x = i' + x(i'' - i') \quad (2-14)$$

$$s_x = s' + x(s'' - s') \quad (2-15)$$

$$u_x = u' + x(u'' - u') \quad (2-16)$$

Giá trị nội năng không có trong các bảng và đồ thị. Nội năng được xác định từ entanpi theo công thức:

$$i = u + pv$$

Vậy: $u = i - pv \quad (2-17)$

Ở đây: u (J/kg); p (N/m²) và v (m³/kg).

2. Đồ thị của các hơi

Dùng bảng để tính toán cho các hơi có ưu điểm là đạt được độ chính xác cao, nhưng nhược điểm là việc tính toán dài và phức tạp. Để đơn giản việc tính toán và với độ chính xác cho phép chúng ta có thể dùng các đồ thị của hơi. Với hơi nước có

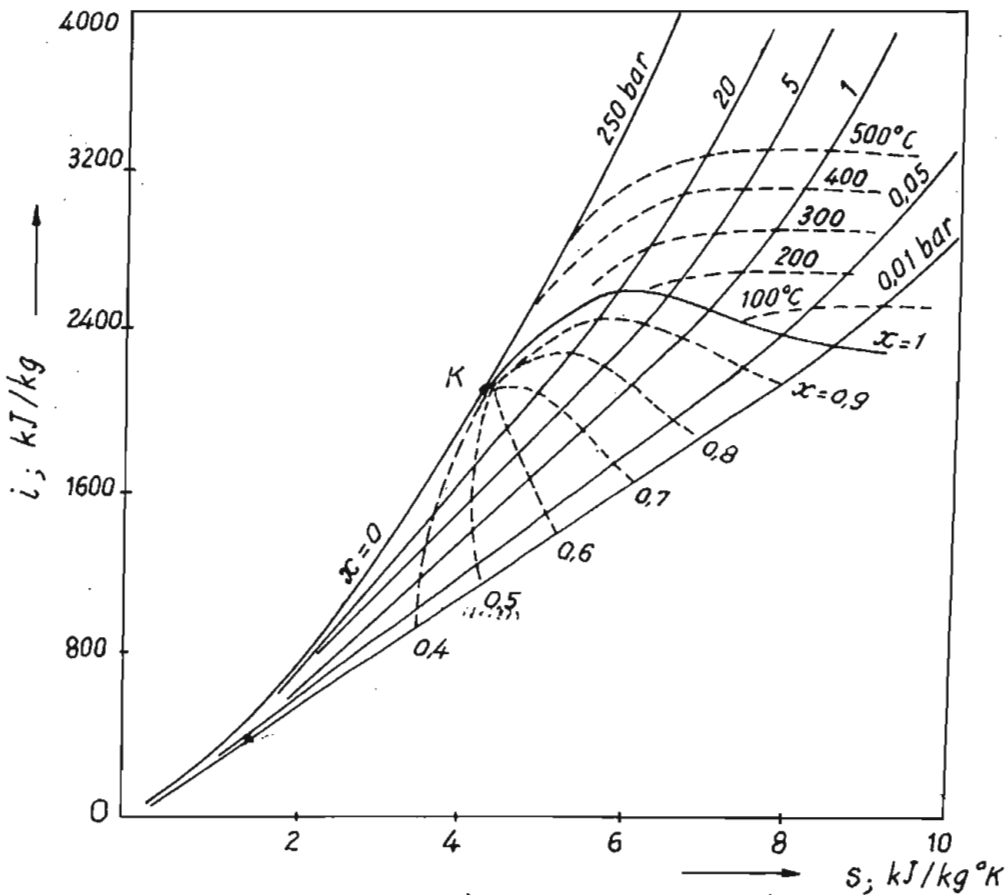
thể dùng đồ thị T-s hoặc thuận tiện hơn là đồ thị i-s, với các môi chất lạnh có thể dùng đồ thị lgp-i, ...

a. Đồ thị T-s của hơi nước

Đồ thị T-s của hơi nước được biểu diễn trên hình (2-5). Ở đây các đường đẳng áp $p = \text{const}$ trong vùng nước chưa sôi hầu như trùng với đường giới hạn dưới $x = 0$ (thực tế nằm trên đường $x = 0$), trong vùng hơi bão hòa ẩm là các đoạn thẳng nằm ngang và trùng với đường đẳng nhiệt, trong vùng hơi quá nhiệt là các đường cong đi lên. Chiều tăng của áp suất cùng với chiều tăng của nhiệt độ. Các đường độ khô không đổi ($x = \text{const}$) đi từ điểm tới hạn K tỏa xuống phía dưới.

b. Đồ thị i-s của hơi nước

Ta biết, trong quá trình đẳng áp: $dq = di - vdp = di$ hay $q = \Delta i = i_2 - i_1$. Nghĩa là nhiệt trong quá trình đẳng áp (là quá trình xảy ra trong các thiết bị sinh hơi) được tính bằng hiệu entanpi, vì vậy đồ thị i-s rất thuận tiện cho việc tính toán đối với hơi nước. Đồ thị này do Mollier lần đầu tiên xây dựng vào năm 1904 trên cơ sở các số liệu thực nghiệm của hơi nước. Hình 2-6 trình bày đồ thị i-s của hơi nước; trục tung là entanpi i (kJ/kg), trục hoành là entrôpi s (kJ/kg.^oK). Trên đồ thị người ta xây dựng các đường. Đường độ khô không đổi ($x = \text{const}$) là các đường đi từ điểm tới hạn K tỏa xuống phía dưới. Điểm tới hạn K không nằm ở đỉnh như đối với đồ thị p-v, T-s. Đường đẳng áp ($p = \text{const}$) trong vùng hơi bão hòa ẩm trùng với



Hình 2-6. Đồ thị i - s của hơi nước

đường đẳng nhiệt tương ứng và là các đường thẳng xiên, trong vùng hơi quá nhiệt là các đường cong đi lên có bề lồi quay về phía dưới. Đường đẳng nhiệt ($T = \text{const}$) trong vùng hơi bão hòa ẩm trùng với các đường đẳng áp tương ứng, trong vùng hơi quá nhiệt là các đường cong đi lên, càng xa đường $x = 1$, đường đẳng nhiệt càng gần như song song với trục hoành. Đường đẳng tích (không có trên hình 2-6) $v = \text{const}$, trong vùng hơi bão hòa ẩm hoặc vùng hơi quá nhiệt đều là các đường cong đi lên dốc hơn đường đẳng áp, trên đồ thị thường được vẽ bằng đường nét đứt hoặc màu đỏ.

Trong thực tế kỹ thuật, các quá trình thường chỉ xảy ra trong vùng hơi quá nhiệt và một phần vùng hơi bão hòa ẩm có độ khô lớn. Vì vậy, để đơn giản người ta không vẽ toàn bộ đồ thị $i-s$ mà chỉ vẽ một phần của nó. Đồ thị $i-s$ này có cho trong phần phụ lục.

c. Đồ thị $\lg p-i$ của môi chất lạnh

Các môi chất được sử dụng trong máy lạnh thường là amôniac (NH_3), frêon (ký hiệu R12, R22)

... Để tính

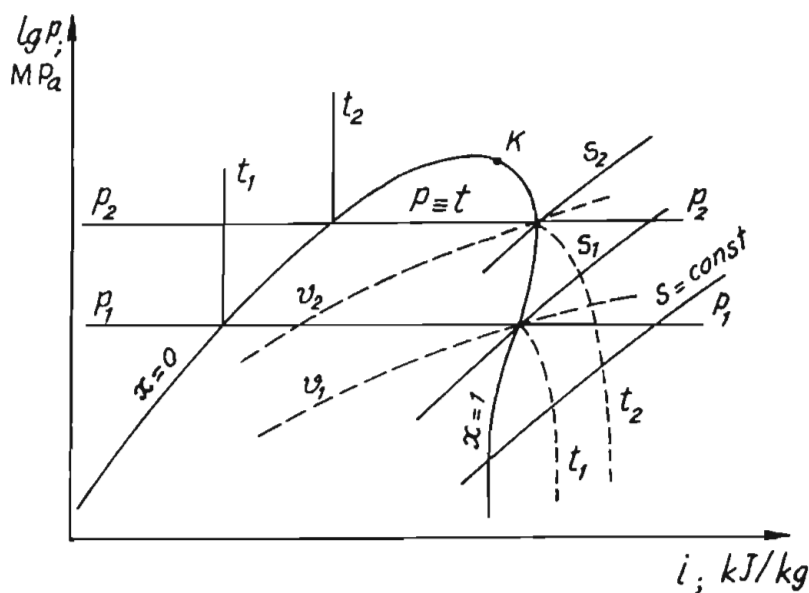
toán đối với máy lạnh, người ta lập đồ thị $\lg p-i$ cho từng môi chất lạnh. Dạng đồ thị $\lg p-i$ được trình bày trên hình 2-7.

Ở đây, trục tung là áp suất, đơn vị đo có thể là bar hoặc MPa ($1\text{MPa} = 10^3 \text{kPa} = 10^6 \text{N/m}^2$), trục hoành là entanpi (kJ/kg).

Các đường $p = \text{const}$ là các đường thẳng song

song với trục hoành. Các đường $T = \text{const}$ trong vùng hơi bão hòa ẩm trùng với các đường áp suất tương ứng, trong vùng hơi quá nhiệt là các đường cong gần như thẳng đứng. Các đường $s = \text{const}$ và $v = \text{const}$ đều là các đường cong có bề lồi nằm phía trên nhưng đường $s = \text{const}$ dốc hơn nhiều so với đường $v = \text{const}$.

Đồ thị $\lg p-i$ của môi chất có trong phần phụ lục.



Hình 2-7. Đồ thị $\lg p-i$

Các quá trình nhiệt động của môi chất

3.1. CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CƠ BẢN CỦA KHÍ LÝ TƯƠNG VÀ KHÍ THỰC

3.1.1. Các quá trình nhiệt động cơ bản của khí lý tương

Thực tế có thể xảy ra rất nhiều quá trình nhiệt động khác nhau. Quá trình tổng quát nhất mà ta xét đầu tiên ở đây là quá trình đa biến, tiếp đó ta xét các trường hợp đặc biệt của quá trình đa biến: quá trình đoạn nhiệt, quá trình đẳng nhiệt, quá trình đẳng áp và quá trình đẳng tích. Chất khí mà ta xét ở đây là khí lý tương. Các quá trình là các quá trình cân bằng hay thuận nghịch, chúng có thể xảy ra trong hệ kín hoặc hệ hở.

Ở đây chúng ta sẽ nghiên cứu những đặc tính của quá trình, quan hệ giữa các thông số cơ bản khi trạng thái thay đổi, tính toán công và nhiệt, biểu diễn các quá trình trên đồ thị p-v, T-s.

1. Xác định biến thiên nội năng và entanpi của khí lý tương

Như đã biết, đối với khí lý tương ta có quan hệ: $du = C_v dT$; $di = C_p dT$. Vì $C_v = \text{const}$; $C_p = \text{const}$ nên biến thiên nội năng và entanpi của khí lý tương trong mọi quá trình sẽ là:

$$\Delta u = u_2 - u_1 = C_v(t_2 - t_1) \quad (3-1)$$

$$\Delta i = i_2 - i_1 = C_p(t_2 - t_1) \quad (3-2)$$

Riêng đối với quá trình đẳng nhiệt, vì $t_2 = t_1$ nên $\Delta u = 0$; $\Delta i = 0$.

2. Quá trình đa biến

Chúng ta nghiên cứu quá trình tổng quát nhất trong nhiệt động đó là quá trình đa biến. Quá trình đa biến là quá trình xảy ra chỉ với một ràng buộc duy nhất là nhiệt dung riêng của quá trình không đổi: $C_n = \text{const}$. Trong quá trình, các thông số trạng thái đều có thể thay đổi và hệ có thể trao đổi công và nhiệt với môi trường.

Để tìm phương trình của quá trình đa biến, ta giả thiết trong quá trình đa biến môi chất trao đổi nhiệt với môi trường. Từ cách tính nhiệt theo nhiệt dung riêng ta có: $dq = C_n dT$ và từ các phương trình định luật nhiệt động I của hệ kín và hệ hở đối với khí lý tưởng (1-52) và (1-53), chúng ta có:

$$\begin{aligned}dq &= C_p dT - v dp = C_n dT \\dq &= C_v dT + p dv = C_n dT\end{aligned}$$

Từ đó ta có thể viết:

$$\begin{aligned}(C_n - C_p)dT &= -v dp \\(C_n - C_v)dT &= p dv\end{aligned}$$

Sau khi chia hai vế của hai phương trình trên cho nhau ta có:

$$\frac{C_n - C_p}{C_n - C_v} = \frac{-v dp}{p dv}$$

Khi ký hiệu:

$$n = \frac{C_n - C_p}{C_n - C_v} \quad (3-3)$$

Vì C_n , C_v , C_p đều là các hằng số nên $n = \text{const}$ và ta có:

$$n = \frac{-v dp}{p dv} = \frac{dl_{kt}}{dl} \quad (a)$$

$$\begin{aligned}n p dv + v dp &= 0 \\n \frac{dv}{v} + \frac{dp}{p} &= 0\end{aligned}$$

Lấy tích phân phương trình trên ta có:

$$\ln v^n + \ln p = \text{const}$$

Cuối cùng ta được phương trình của quá trình đa biến:

$$p v^n = \text{const} \quad (3-4)$$

Từ (3-4) ta suy ra quan hệ giữa áp suất và thể tích riêng:

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^n \text{ và } \frac{v_2}{v_1} = \left(\frac{p_1}{p_2}\right)^{\frac{1}{n}} \quad (3-5)$$

Để tìm quan hệ giữa nhiệt độ, áp suất, thể tích riêng, ta suy ra từ phương trình trạng thái đầu và cuối:

$$p_1 v_1 = RT_1; p_2 v_2 = RT_2$$

vậy:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{n-1}{n}} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^{n-1} \quad (3-6)$$

Công thay đổi thể tích của quá trình đa biến được tìm như sau:

Trước tiên từ quan hệ (3-3) ta suy ra biểu thức tính nhiệt dung riêng trong quá trình đa biến:

$$C_n = C_v \frac{n - k}{n - 1} \quad (3-7)$$

Mặt khác từ phương trình định luật nhiệt động I:

$$q = \Delta u + l_{12}$$

Như đã biết, có thể tính nhiệt theo nhiệt dung riêng (trừ quá trình đẳng nhiệt) $q = C_n(T_2 - T_1)$ và theo (3-1), ta có:

$$l_{12} = q - \Delta u = C_n(T_2 - T_1) - C_v(T_2 - T_1)$$

$$l_{12} = (C_n - C_v)(T_2 - T_1)$$

Sau khi thay (3-7) và (1-21) vào và biến đổi ta có:

$$l_{12} = \frac{R}{n - 1} (T_1 - T_2) \quad (3-8)$$

$$l_{12} = \frac{RT_1}{n - 1} \left(1 - \frac{T_2}{T_1}\right) \quad (b)$$

Thế quan hệ (3-6) vào (b) chúng ta có:

$$l_{12} = \frac{RT_1}{n - 1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{n-1}{n}}\right] = \frac{p_1 v_1}{n - 1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{n-1}{n}}\right] \quad (3-9)$$

$$l_{12} = \frac{RT_1}{n - 1} \left[1 - \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^{n-1}\right] = \frac{p_1 v_1}{n - 1} \left[1 - \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^{n-1}\right] \quad (3-10)$$

Công kỹ thuật của quá trình suy ra từ quan hệ (a):

$$n = \frac{dl_{kt}}{dl}$$

vậy: $l_{kt12} = n l_{12} \quad (3-11)$

Nhiệt trao đổi với môi trường trong quá trình đa biến (trừ quá trình đẳng nhiệt):

$$Q = Gq = GC_n(T_2 - T_1) \quad (3-12)$$

Biến thiên entropi trong quá trình đa biến (trừ quá trình đẳng nhiệt):

$$ds = \frac{dq}{T} = \frac{C_n dT}{T}$$

$$\Delta s = C_n \lg \frac{T_2}{T_1} \quad (3-13)$$

3. Các trường hợp riêng của quá trình đa biến

a. Quá trình đoạn nhiệt

Quá trình đoạn nhiệt là quá trình xảy ra khi không có sự trao đổi nhiệt giữa hệ (môi chất) và môi trường: $q = 0$; $dq = 0$.

Nhiệt dung riêng của quá trình $C_k = \frac{dq}{dT} = 0$, vậy từ (3-3) hoặc (3-7) ta suy

ra $n = k$. Do đó phương trình của quá trình đoạn nhiệt từ (3-4) có dạng:

$$pv^k = \text{const} \quad (3-14)$$

Quan hệ giữa các thông số của quá trình suy ra từ (3-5), (3-6) khi thế $n = k$:

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^k \quad \text{và} \quad \frac{v_2}{v_1} = \left(\frac{p_1}{p_2}\right)^{\frac{1}{k}} \quad (3-15)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^{k-1} \quad (3-16)$$

Công thay đổi thể tích suy ra từ (3-8), (3-9), (3-10) khi thế $n = k$:

$$l_{12} = \frac{R}{k-1} (T_1 - T_2) \quad (3-17)$$

$$l_{12} = \frac{p_1 v_1}{k-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}\right] \quad (3-18)$$

$$l_{12} = \frac{p_1 v_1}{k-1} \left[1 - \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^{k-1}\right] \quad (3-19)$$

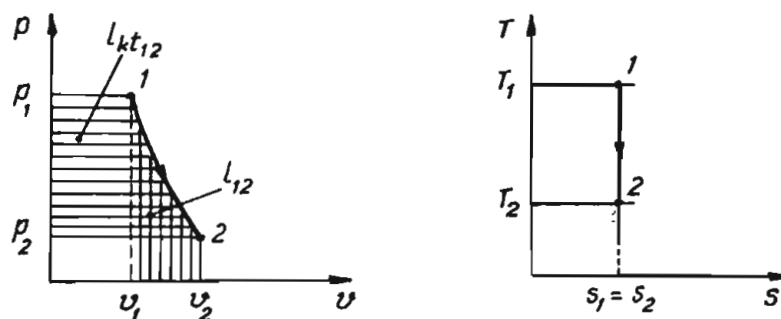
Công kỹ thuật suy ra từ (3-11):

$$l_{kt12} = kl_{12} \quad (3-20)$$

Biến thiên entropi của quá trình đoạn nhiệt suy ra từ (3-13) khi thế $C_n = C_k = 0$:

$$\Delta s = 0; \quad s_1 = s_2 = \text{const} \quad (3-21)$$

Hình 3-1 biểu diễn quá trình đoạn nhiệt trên đồ thị $p-v$, $T-s$.



Hình 3-1. Đồ thị $p-v$ và $T-s$ của quá trình đoạn nhiệt

b. Quá trình đẳng nhiệt

Quá trình đẳng nhiệt là quá trình xảy ra khi nhiệt độ của môi chất không đổi, $T = \text{const}$. Nhiệt dung riêng của quá trình $C_T = \frac{dq}{dT} = \pm \infty$. Từ (3-3) hoặc (3-7) khi thay $C_n = C_T = \pm \infty$ ta suy ra số mũ đa biến của quá trình đẳng nhiệt $n = 1$. Vậy từ (3-4) ta suy ra phương trình của quá trình:

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

Quan hệ giữa các thông số có thể suy ra từ (3-5) khi thay $n = 1$ hoặc từ (3-22):

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{v_1}{v_2} \quad (3-23)$$

Công thay đổi thể tích của quá trình như đã nói không thể suy ra trực tiếp từ quan hệ (3-8) hoặc (3-9) vì sẽ có dạng $\frac{0}{0}$.

Ta có thể dễ dàng tìm công từ định nghĩa:

$$l_{12} = \int_{v_1}^{v_2} p dv = \int_{v_1}^{v_2} \frac{RT}{v} dv = RT \int_{v_1}^{v_2} \frac{dv}{v}$$
$$l_{12} = RT \ln \frac{v_2}{v_1} = RT \ln \frac{P_1}{P_2} \quad (3-24)$$

Công kỹ thuật của quá trình suy ra từ quan hệ (3-11) với $n = 1$:

$$l_{kt12} = l_{12} \quad (3-25)$$

Nhiệt trao đổi trong quá trình đẳng nhiệt không thể tính theo nhiệt dung riêng mà có thể suy ra từ phương trình định luật nhiệt động I với $du = 0$:

$$dq = du + pdv = pdv$$
$$q = l_{12} = l_{kt12} \quad (3-26)$$

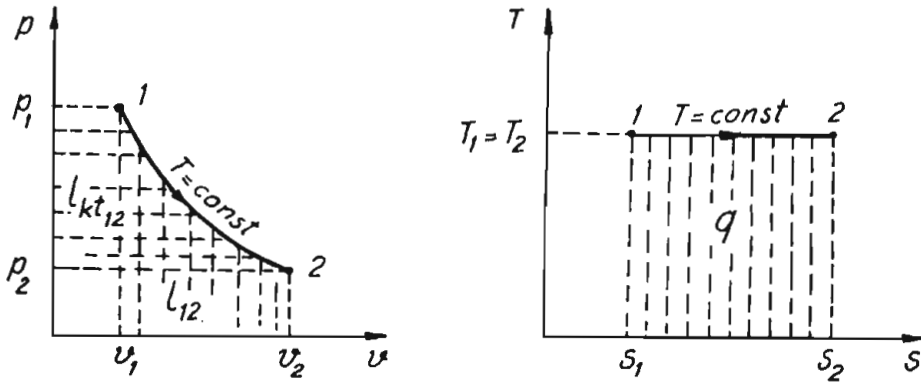
Ngoài ra nhiệt ở đây còn được xác định theo entropi:

$$dq = Tds$$
$$q = T(s_2 - s_1) \quad (3-27)$$

Biến thiên entropi của quá trình không thể tính theo (3-13) mà có thể tính như sau:

$$ds = \frac{dq}{T} = \frac{pdv}{T} = \frac{R}{v} dv$$
$$\Delta s = s_2 - s_1 = R \ln \frac{v_2}{v_1} = R \ln \frac{P_1}{P_2} \quad (3-28)$$

Trên đồ thị $p-v$, quá trình đẳng nhiệt được biểu thị bằng đường cong hypecbon cân và trên đồ thị $T-s$ bằng đường thẳng nằm ngang (hình 3-2). Trên đồ thị $p-v$, đường cong của quá trình đoạn nhiệt dốc hơn đường cong của quá trình đẳng nhiệt (vì ta có $k > 1$).



Hình 3-2. Đồ thị p-v và T-s của quá trình đẳng nhiệt

c. Quá trình đẳng áp

Quá trình đẳng áp là quá trình xảy ra khi áp suất của môi chất không đổi $p = \text{const}$. Nhiệt dung riêng của quá trình ký hiệu là C_p , vậy từ (3-3) khi $C_n = C_p$ ta suy ra số mũ đa biến của quá trình đẳng áp $n = 0$. Do đó, từ (3-4) ta có phương trình của quá trình đẳng áp:

$$p = \text{const}$$

Quan hệ giữa các thông số của quá trình suy ra từ (3-6) khi $n = 0$:

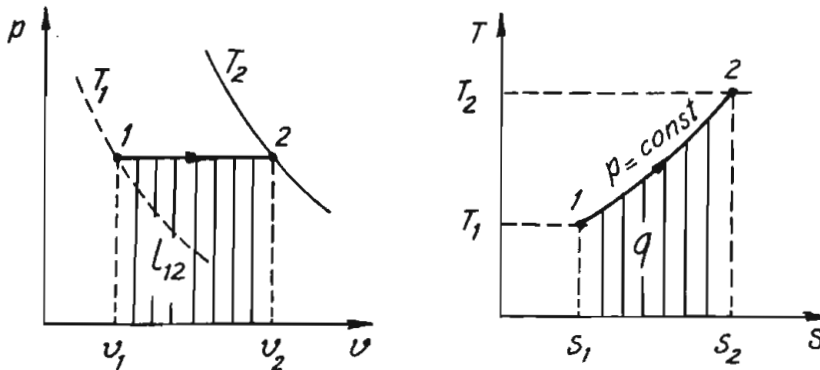
$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{v_2}{v_1} \quad (3-29)$$

Công thay đổi thể tích của quá trình có thể tìm ra từ biểu thức định nghĩa $dl = p dv$ hoặc từ (3-10) với $n = 0$.

$$l_{12} = \int_{v_1}^{v_2} p dv = p(v_2 - v_1) \quad (3-30)$$

Công kỹ thuật của quá trình có thể tìm ra từ biểu thức định nghĩa $dl_{kt} = -v dp$ hoặc từ (3-11) với $n = 0$.

$$l_{kt12} = 0 \quad (3-31)$$



Hình 3-3. Đồ thị p-v và T-s của quá trình đẳng áp

Nhiệt trao đổi trong quá trình được xác định từ (3-12), với $C_n = C_p$:

$$Q = GC_p(t_2 - t_1) \quad (3-32)$$

Biến thiên entropi của quá trình được xác định từ (3-13), khi $C_n = C_p$:

$$\Delta s = s_2 - s_1 = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} = C_p \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (3-33)$$

Quá trình đẳng áp được biểu diễn bằng đường thẳng nằm ngang trên đồ thị p-v và đường cong lôgarit bề lồi quay về phía trục hoành trên đồ thị T-s (hình 3-3).

d. Quá trình đẳng tích

Quá trình đẳng tích là quá trình xảy ra trong điều kiện thể tích của môi chất không đổi ($v = \text{const}$). Nhiệt dung riêng của quá trình ký hiệu C_v , vậy từ (3-3) khi $C_n = C_v$ ta suy ra số mũ đa biến của quá trình đẳng tích $n = \pm \infty$. Từ (3-4) ta suy ra phương trình của quá trình:

$$v = \text{const}$$

Quan hệ giữa các thông số của quá trình có thể suy ra từ (3-6) với $n = \pm \infty$.

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{p_2}{p_1} \quad (3-34)$$

Công thay đổi thể tích của quá trình có thể suy ra từ (3-10) với $n = \pm \infty$ hoặc từ biểu thức định nghĩa:

$$l_{12} = \int_{v_1}^{v_2} p dv = 0 \quad (3-35)$$

Công kỹ thuật của quá trình có thể suy ra từ biểu thức (3-11) và (3-9) với $n = \pm \infty$ hoặc từ biểu thức định nghĩa:

$$l_{kt12} = \int_{p_1}^{p_2} v dp = v(p_1 - p_2) \quad (3-36)$$

Nhiệt trao đổi trong quá trình được xác định từ (3-12) với $C_n = C_v$:

$$Q = GC_v(T_2 - T_1) \quad (3-37)$$

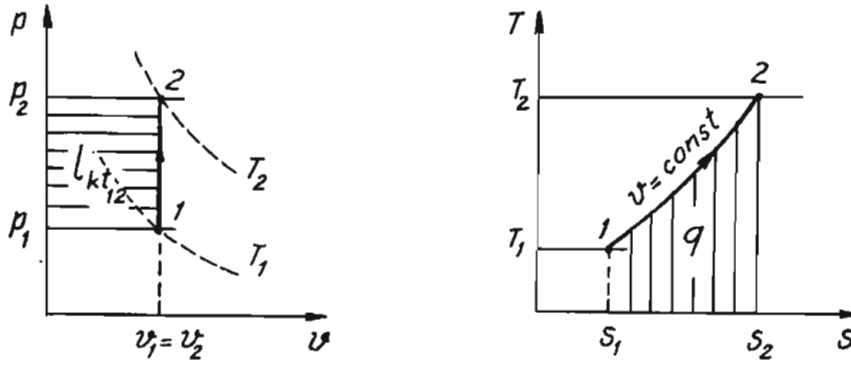
Biến thiên entropi của quá trình được xác định từ (3-13) khi $C_n = C_v$:

$$\Delta s = s_2 - s_1 = C_v \ln \frac{T_2}{T_1} = C_v \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (3-38)$$

Quá trình đẳng tích được biểu diễn bằng đường thẳng đứng trên đồ thị p-v và đường cong lôgarit bề lồi quay về phía trục hoành trên đồ thị T-s (hình 3-4). Để so sánh độ dốc của đường cong đẳng áp và đẳng tích trên đồ thị T-s ở cùng nhiệt độ ta làm như sau:

Từ quan hệ $ds = \frac{C_v dT}{T}$ và $ds = \frac{C_p dT}{T}$ ta suy ra:

$\left(\frac{dT}{ds}\right)_v = \frac{T}{C_v} > \left(\frac{dT}{ds}\right)_p = \frac{T}{C_p}$ vì $C_p > C_v$. Vậy đường cong đẳng tích sẽ dốc hơn đường cong đẳng áp trên đồ thị T-s.



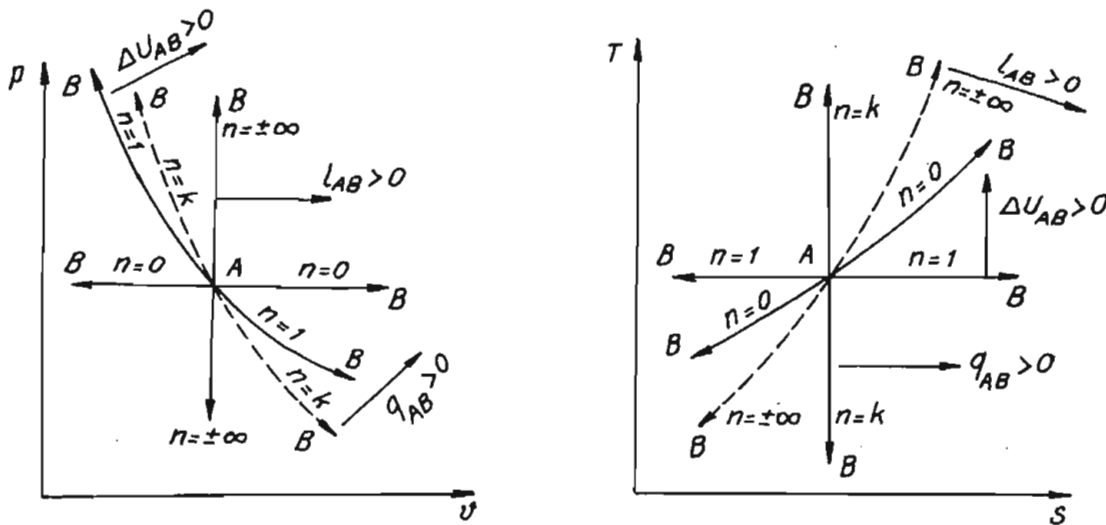
Hình 3-4. Đồ thị p-v và T-s của quá trình đẳng tích

Tóm lại quá trình đa biến là quá trình tổng quát với số mũ đa biến $n = -\infty \div +\infty$ trong đó các quá trình nhiệt động cơ bản còn lại chỉ là trường hợp riêng của nó. Chúng ta thấy (xem hình 3-5):

- Khi $n = 0$ là quá trình đẳng áp với nhiệt dung riêng C_p , phương trình của quá trình: $p = \text{const}$.
- Khi $n = 1$ là quá trình đẳng nhiệt với nhiệt dung riêng $C_T = \pm\infty$, phương trình của quá trình: $pv = \text{const}$.
- Khi $n = k$ là quá trình đoạn nhiệt với nhiệt dung riêng $C_k = 0$, phương trình của quá trình: $pv^k = \text{const}$.
- Khi $n = \pm\infty$ là quá trình đẳng tích với nhiệt dung riêng C_v , phương trình của quá trình: $v = \text{const}$.

Quá trình đa biến AB bất kỳ với $n = -\infty \div +\infty$ trên đồ thị p-v, T-s được biểu diễn trên hình 3-5. Để xét dấu của công thay đổi thể tích, nhiệt, biến đổi nội năng trong quá trình ta làm như sau:

- Khi thể tích tăng, công mang dấu dương và ngược lại. Vậy $l_{AB} > 0$ khi quá trình xảy



Hình 3-5. Đồ thị p-v và T-s của quá trình đa biến

ra nằm về bên phải đường đẳng tích và ngược lại.

- Khi entropi tăng, nhiệt của quá trình sẽ có dấu dương và ngược lại. Vậy $q_{AB} > 0$ khi quá trình xảy ra nằm về bên phải đường đoạn nhiệt và ngược lại.

- Khi nhiệt độ tăng, biến đổi nội năng sẽ mang dấu dương và ngược lại. Vậy $\Delta U_{AB} > 0$ khi quá trình nằm phía trên đường đẳng nhiệt và ngược lại.

3.1.2. Các quá trình nhiệt động cơ bản của khí thực

Các quá trình nhiệt động cơ bản (giả thiết là thuận nghịch) xảy ra đối với khí thực (hơi nước, hơi môi chất lạnh,...) gồm các quá trình: đẳng tích, đẳng áp, đẳng nhiệt và đoạn nhiệt. Tính toán các quá trình nhiệt động có nghĩa là phải xác định các thông số trạng thái đầu và cuối của quá trình, xác định công, lượng nhiệt, sự thay đổi nội năng, sự thay đổi entanpi và entropi. Việc tính toán ở đây như đã nói sẽ dùng các bảng hoặc đồ thị của từng hơi (đồ thị i - s , lgp - i , ...) và phương trình định luật nhiệt động I đúng cho khí thực. Trạng thái đầu của quá trình được xác định bằng hai thông số đã cho, trạng thái cuối của quá trình được xác định bằng một thông số đã cho của trạng thái cuối và đặc tính của quá trình như đẳng tích, đẳng áp...

1. Xác định biến đổi entanpi, nội năng và entropi

Trong các quá trình nhiệt động cơ bản kể trên, biến đổi entanpi, nội năng và entropi được xác định như sau:

$$\Delta i = i_2 - i_1 \quad (3-39)$$

$$\Delta u = u_2 - u_1 = i_2 - p_2 v_2 - (i_1 - p_1 v_1) \quad (3-40)$$

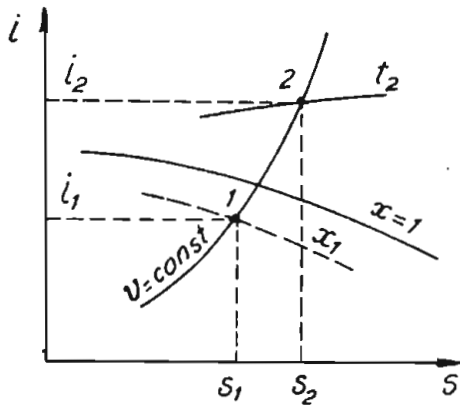
$$\Delta s = s_2 - s_1 \quad (3-41)$$

Ở đây cần lưu ý rằng đối với quá trình đẳng nhiệt của khí thực $\Delta u \neq 0$, $\Delta i \neq 0$ chứ không phải bằng không như đối với khí lý tưởng. Đối với khí thực, các quá trình xảy ra bao giờ cũng là các quá trình không thuận nghịch (ví dụ có hiện tượng ma sát nên luôn phát sinh nhiệt ma sát...). Nhưng vì ở đây ta giả thiết các quá trình này là thuận nghịch (không kể đến nhiệt ma sát...) nên quá trình đoạn nhiệt thuận nghịch của khí thực sẽ có $ds = \frac{dq}{T} = 0$ hay $\Delta s = 0$; $s = \text{const}$. Ở đây quá trình đoạn nhiệt thuận nghịch còn được gọi là quá trình đẳng entropi. Dưới đây ta nghiên cứu các quá trình xảy ra đối với hơi nước, với hơi của các chất lỏng khác sẽ hoàn toàn tương tự.

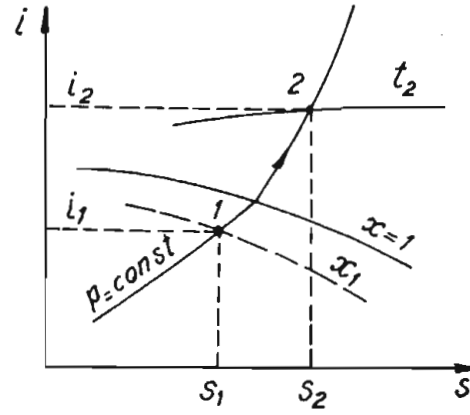
2. Quá trình đẳng tích

Hình 3-6 biểu diễn quá trình đẳng tích của hơi nước trên đồ thị i - s . Ở đây trạng thái đầu được xác định (điểm 1), ví dụ khi biết độ khô x_1 , thể tích v_1 . Trạng thái cuối được xác định (điểm 2), ví dụ khi biết nhiệt độ t_2 và đặc tính của quá trình $v_2 = v_1$.

Công thay đổi thể tích và công kỹ thuật của quá trình:



Hình 3-6. Đồ thị i-s quá trình đẳng tích của hơi nước



Hình 3-7. Đồ thị i-s quá trình đẳng áp của hơi nước

$$l_{12} = \int_{v_1}^{v_2} p dv = 0 \quad (3-42)$$

$$l_{kt12} = \int_{p_1}^{p_2} v dp = v(p_1 - p_2) \quad (3-43)$$

Nhiệt của quá trình:

$$q = \Delta u + l_{12} = \Delta u = u_2 - u_1 \quad (3-44)$$

3. Quá trình đẳng áp

Hình 3-7 biểu diễn quá trình đẳng áp của hơi nước trên đồ thị i-s. Trạng thái đầu được xác định, ví dụ khi biết độ khô x_1 và áp suất p_1 . Trạng thái cuối được xác định, ví dụ khi biết nhiệt độ t_2 và đặc tính của quá trình $p_2 = p_1$.

Công thay đổi thể tích và công kỹ thuật của quá trình:

$$l_{12} = \int_{v_1}^{v_2} p dv = p(v_2 - v_1) \quad (3-45)$$

$$l_{kt12} = \int_{p_1}^{p_2} v dp = 0 \quad (3-46)$$

Nhiệt của quá trình:

$$q = \Delta i + l_{kt12} = \Delta i = i_2 - i_1 \quad (3-47)$$

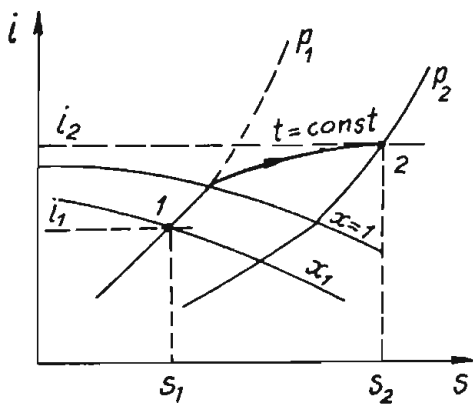
4. Quá trình đẳng nhiệt

Hình 3-8a biểu diễn quá trình đẳng nhiệt của hơi nước trên đồ thị i-s. Ở đây trạng thái đầu được xác định, ví dụ biết độ khô x_1 và nhiệt độ t_1 . Trạng thái cuối được xác định khi biết p_2 và đặc tính của quá trình $t_2 = t_1$.

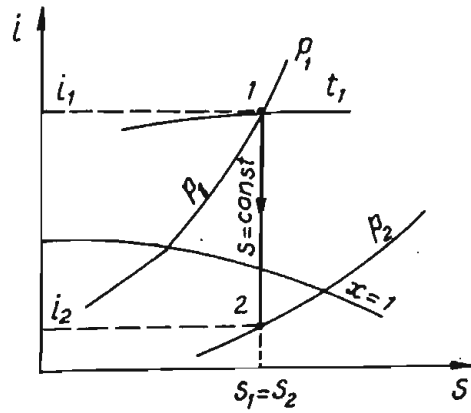
Nhiệt của quá trình:

$$q = \int_{s_1}^{s_2} T ds = T(s_2 - s_1) \quad (3-48)$$

Công của quá trình suy ra từ định luật nhiệt động I:



Hình 3-8a. Đồ thị i-s quá trình đẳng nhiệt của hơi nước



Hình 3-8b. Đồ thị i-s quá trình đoạn nhiệt thuận nghịch của hơi nước

$$\begin{aligned} q &= \Delta u + l_{12} \\ l_{12} &= q - \Delta u \end{aligned} \quad (3-49)$$

$$\begin{aligned} q &= \Delta i + l_{kt12} \\ l_{kt12} &= q - \Delta i \end{aligned} \quad (3-50)$$

5. Quá trình đoạn nhiệt thuận nghịch

Hình 3-8b biểu diễn quá trình đoạn nhiệt thuận nghịch (đẳng entropi). Trạng thái đầu được xác định, ví dụ biết p_1, t_1 . Trạng thái cuối được xác định, ví dụ biết p_2 và đặc tính của quá trình $s_2 = s_1$.

Nhiệt của quá trình:

$$q = T\Delta s = 0 \quad (3-51)$$

Công của quá trình suy ra từ định luật nhiệt động I:

$$\begin{aligned} q &= \Delta u + l_{12} = 0 \\ l_{12} &= -\Delta u = u_1 - u_2 \end{aligned} \quad (3-52)$$

$$\begin{aligned} q &= \Delta i + l_{kt12} = 0 \\ l_{kt12} &= -\Delta i = i_1 - i_2 \end{aligned} \quad (3-53)$$

3.2. QUÁ TRÌNH HỖN HỢP CỦA KHÍ VÀ HƠI

3.2.1. Hỗn hợp khí lý tưởng

Trong thực tế ta thường gặp hỗn hợp của nhiều khí đơn, ví dụ không khí là hỗn hợp của khí nitơ, ôxy và nhiều khí khác nữa. Dưới đây ta chỉ xét hỗn hợp của khí lý tưởng.

1. Những tính chất của hỗn hợp khí lý tưởng

Hỗn hợp khí là hỗn hợp cơ học của các khí thành phần khi không xảy ra phản ứng hóa học. Vì ở trạng thái cân bằng, các khí thành phần trong hỗn hợp phân tán đều trong toàn bộ thể tích bình chứa khí, chúng ta suy ra hỗn hợp khí có các tính chất sau:

- Áp suất của khí thành phần tuân theo định luật Dalton:

$$\sum_{i=1}^n p_i = p \quad (3-54)$$

Ở đây:

p_i - áp suất của khí thành phần hay gọi là phân áp suất;

p - áp suất của hỗn hợp.

- Nhiệt độ của khí thành phần T_i bằng nhiệt độ của hỗn hợp T : $T_i = T$

- Thể tích của khí thành phần V_{fi} trong hỗn hợp bằng thể tích của hỗn hợp V :
 $V_{fi} = V$

- Phân thể tích V_i được định nghĩa là thể tích của khí thành phần khi tách riêng chúng ra khỏi hỗn hợp nhưng vẫn giữ nhiệt độ bằng nhiệt độ hỗn hợp ($T_i = T$) và tăng áp suất của khí thành phần đến giá trị bằng áp suất hỗn hợp ($p_i = p$).

- Khối lượng của hỗn hợp G bằng tổng khối lượng của các khí thành phần G_i :
 $G = \sum G_i$

Vì đây là các khí lý tưởng nên chúng ta có thể sử dụng phương trình trạng thái của khí lý tưởng.

Phương trình trạng thái đối với hỗn hợp:

$$pV = GRT \quad (a)$$

Phương trình trạng thái đối với khí thành phần trong hỗn hợp (có p_i , $T_i = T$, $V_{fi} = V$):

$$p_i V = G_i R_i T \quad (b)$$

Phương trình trạng thái của khí thành phần khi tách ra khỏi hỗn hợp và có phân thể tích V_i ($p_i = p$, $T_i = T$):

$$pV_i = G_i R_i T \quad (c)$$

Trong các phương trình trên, các đại lượng có chỉ số "i" là của khí thành phần, không có chỉ số là của hỗn hợp. Từ (b) và (c) ta có thể xác định được V_i :

$$\begin{aligned} p_i V &= pV_i \\ V_i &= \frac{p_i}{p} V \end{aligned} \quad (3-55)$$

và:

$$\sum_{i=1}^n V_i = \sum_{i=1}^n \frac{p_i}{p} V = V \quad (3-56)$$

2. Các thành phần của hỗn hợp

Một trong những đặc trưng cơ bản của hỗn hợp là thành phần của nó. Thông thường hỗn hợp được xác định theo thành phần khối lượng, thành phần thể tích và thành phần kilômol.

a. Thành phần khối lượng

$$g_i = \frac{G_i}{G} \quad (3-57)$$

Ở đây G_i , G là khối lượng của khí thành phần và hỗn hợp. Ta có:

$$\sum_{i=1}^n g_i = \sum_{i=1}^n \frac{G_i}{G} = 1 \quad (3-58)$$

b. Thành phần thể tích

$$r_i = \frac{V_i}{V} \quad (3-59)$$

Ở đây V_i , V là phân thể tích và thể tích hỗn hợp.

Từ (3-56) ta có:

$$\sum_{i=1}^n r_i = \sum_{i=1}^n \frac{V_i}{V} = 1 \quad (3-60)$$

c. Thành phần kilômol

$$r_i = \frac{M_i}{M} \quad (3-61)$$

Ở đây M_i , M là số kilômol của khí thành phần và của hỗn hợp. Vì $\sum M_i = M$ nên ta có:

$$\sum_{i=1}^n r_i = \sum_{i=1}^n \frac{M_i}{M} = 1 \quad (3-62)$$

Sở dĩ thành phần thể tích và thành phần kilômol có cùng kí hiệu r_i vì người ta chứng minh được rằng chúng bằng nhau.

3. Xác định các đại lượng của hỗn hợp

Khi tính toán hỗn hợp khí, người ta xem hỗn hợp khí như là một chất khí tương đương và sử dụng các phương trình như đối với khí đơn. Lúc này cần phải xác định các đại lượng (tương đương) của hỗn hợp.

a. Kilômol của hỗn hợp

Kilômol của hỗn hợp được xác định theo thành phần thể tích hoặc thành phần khối lượng như sau:

$$\mu = \frac{G}{M} = \frac{\sum G_i}{M} = \frac{\sum \mu_i M_i}{M} = \sum_{i=1}^n r_i \mu_i \quad (3-63)$$

$$\mu = \frac{G}{M} = \frac{G}{\sum M_i} = \frac{G}{\sum \frac{G_i}{\mu_i}} = \frac{1}{\sum \frac{G_i}{G} \frac{1}{\mu_i}}$$

$$\mu = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{g_i}{\mu_i}} \quad (3-64)$$

b. Hằng số chất khí của hỗn hợp

Hằng số chất khí của hỗn hợp có thể tính theo:

$$R = \frac{8314}{\mu} \quad (3-65)$$

Ở đây μ được xác định theo (3-63) hoặc (3-64).

Hằng số chất khí còn có thể xác định theo cách khác:

Từ phương trình trạng thái đối với khí thành phần (b), ta có:

$$p_i V = G_i R_i T$$

hay:

$$\begin{aligned} \sum p_i V &= \sum G_i R_i T \\ pV &= \sum G_i R_i T \end{aligned}$$

Khi so sánh phương trình này với phương trình trạng thái của hỗn hợp (a) ta có:

$$GRT = \sum G_i R_i T$$

vậy:

$$R = \frac{\sum G_i R_i T}{GT} = \sum_{i=1}^n g_i R_i \quad (3-66)$$

c. Nhiệt dung riêng của hỗn hợp khí

Ta biết rằng muốn nâng nhiệt độ của hỗn hợp lên một độ cần phải nâng nhiệt độ của từng chất khí thành phần lên một độ. Vậy nếu gọi nhiệt dung riêng khối lượng của hỗn hợp là C và của khí thành phần là C_i , ta có:

$$GC = G_1 C_1 + G_2 C_2 + \dots + G_n C_n$$

$$C = g_1 C_1 + g_2 C_2 + \dots + g_n C_n = \sum_{i=1}^n g_i C_i \quad (3-67)$$

Nếu quá trình cấp nhiệt là quá trình đẳng áp hoặc đẳng tích, từ (3-67) ta có thể viết:

$$C_p = \sum_{i=1}^n g_i C_{pi} \quad (3-68)$$

$$C_v = \sum_{i=1}^n g_i C_{vi} \quad (3-69)$$

Suy luận tương tự ta có các biểu thức:

$$C' = \sum_{i=1}^n r_i C'_i \quad (3-70)$$

$$C'' = \sum_{i=1}^n r_i C''_{\mu i} \quad (3-71)$$

4. Xác định phân áp suất của khí thành phần

Phân áp suất của khí thành phần trong hỗn hợp được xác định từ quan hệ (3-55)

và ta có:

$$p_i = \frac{V_i}{V} p = r_i p \quad (3-72)$$

3.2.2. Quá trình hỗn hợp của chất khí

Phần trên ta nghiên cứu các tính chất của một hỗn hợp khí đã cho. Ở đây ta nghiên cứu cách tạo ra hỗn hợp đó, ví dụ khi ta nối các đường ống dẫn khí vào một ống dẫn khí chung, khi hòa trộn dòng khí lạnh vào dòng khí nóng... Khi đó ta cần xác định các thông số trạng thái của các khí thành phần tạo ra hỗn hợp.

Có ba cách tạo ra hỗn hợp: hỗn hợp trong thể tích đã cho, hỗn hợp theo dòng và hỗn hợp khi nạp vào thể tích cố định. Ở đây nghiên cứu quá trình hỗn hợp của khí (khí lý tưởng, khí thực) khi các khí không thực hiện công ngoài đối với môi trường ($l_n = 0$) và không trao đổi nhiệt đối với môi trường ($Q = 0$) gọi là hỗn hợp đoạn nhiệt, khi đó phương trình định luật nhiệt động I cho các quá trình hỗn hợp (1-56) có dạng:

$$W_1 = W_2 = \text{const} \quad (a)$$

Ở đây W_1, W_2 - năng lượng toàn phần của hệ trước và sau khi thực hiện quá trình hỗn hợp.

Sau đây ta sẽ lần lượt nghiên cứu cách tạo ra hỗn hợp kể trên.

1. Hỗn hợp trong thể tích đã cho

Giả sử cho một bình kín với thể tích V bên trong có một vách ngăn N (hình 3-9). Phía trái vách ngăn chứa chất khí 1 có V_1, T_1, p_1 ; bên phải vách ngăn chứa chất khí 2 có V_2, T_2, p_2 . Khi ta bỏ vách ngăn, hai chất khí sẽ hỗn hợp với nhau. Ở đây cần xác định nhiệt độ T , áp suất p của hỗn hợp khí đã biết thể tích của hỗn hợp.

Ta có:

$$V = V_1 + V_2 \text{ và } G = G_1 + G_2$$

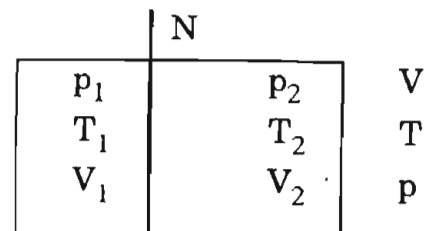
Hệ nhiệt động trước khi xảy ra hỗn hợp gồm chất khí 1, chất khí 2 trong bình là hệ kín, năng lượng toàn phần trong hệ kín là nội năng và ta có:

$$W_1 = U_1 + U_2 \quad (b)$$

Hệ nhiệt động sau khi xảy ra hỗn hợp là hỗn hợp khí trong bình (cũng là hệ kín), vậy năng lượng toàn phần của hệ sau hỗn hợp là:

$$W_2 = U \quad (c)$$

Theo (a) ta có:



Hình 3-9. Hỗn hợp trong thể tích đã cho

$$U = U_1 + U_2 \quad (3-73)$$

Đối với khí lý tưởng, nếu quy ước nội năng của khí ở 0°K bằng không, nội năng ở nhiệt độ T_i nào đó sẽ là: $U_i = C_{vi}T_i$. Vậy từ (3-73) ta có:

$$GC_vT = G_1C_{v1}T_1 + G_2C_{v2}T_2$$

$$T = \frac{g_1C_{v1}T_1 + g_2C_{v2}T_2}{C_v}$$

Theo (3-69) $C_v = \sum g_i C_{vi}$ nên ta có:

$$T = \frac{g_1C_{v1}T_1 + g_2C_{v2}T_2}{g_1C_{v1} + g_2C_{v2}}$$

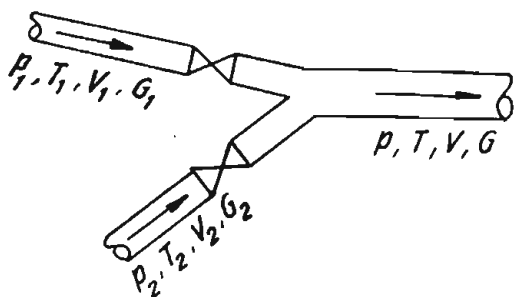
Hoặc tổng quát với n khí thành phần:

$$T = \frac{\sum_{i=1}^n g_i C_{vi} T_i}{\sum_{i=1}^n g_i C_{vi}} \quad (3-74)$$

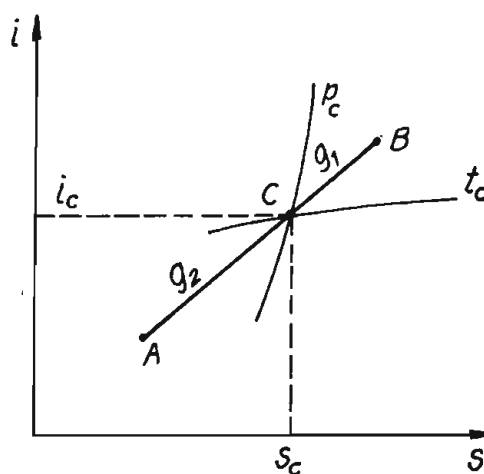
Áp suất của hỗn hợp có thể xác định theo phương trình trạng thái: $pV = GRT$.

2. Hỗn hợp theo dòng

Hỗn hợp theo dòng được tạo thành khi ta nối ống dẫn các dòng khí vào một ống chung (hình 3-10). Ở đây thông thường đã biết áp suất hỗn hợp p , ta cần xác định nhiệt độ T và lưu lượng thể tích V của hỗn hợp.



Hình 3-10. Hỗn hợp theo dòng



Hình 3-11. Đồ thị i - s của hơi nước

Hệ nhiệt động trước khi xảy ra hỗn hợp (gồm dòng khí 1 và 2) là hệ hở, năng lượng toàn phần của hệ hở (khi bỏ qua động năng và thế năng) được biểu thị bằng entanpi, lúc này ta có $W_1 = I_1 + I_2$. Hệ nhiệt động sau khi xảy ra quá trình hỗn hợp là dòng khí hỗn hợp (hệ hở), năng lượng toàn phần cũng được biểu thị bằng entanpi, nên ta có $W_2 = I$. Từ phương trình định luật nhiệt động I cho hỗn hợp (a), ta có:

$$\begin{aligned}
I &= I_1 + I_2 \\
Gi &= G_1i_1 + G_2i_2 \\
i &= g_1i_1 + g_2i_2 \\
i &= \sum_{i=1}^n g_i i_i \quad (3-75)
\end{aligned}$$

Đối với khí lý tưởng khi quy ước entanpi ở 0°K bằng không, từ (3-75) ta có:

$$C_p T = \sum g_i C_{pi} T_i$$

Theo (3-68) $C_p = \sum g_i C_{pi}$ ta có:

$$T = \frac{\sum_{i=1}^n g_i C_{pi} T_i}{\sum_{i=1}^n g_i C_{pi}} \quad (3-76)$$

Lưu lượng thể tích V của hỗn hợp khí lý tưởng được xác định theo phương trình trạng thái: $pV = GRT$.

Với khí thực, ví dụ đối với hơi nước ta có thể giải bài toán bằng việc sử dụng đồ thị i - s (hình 3-11). Ở đây dòng hơi A, B được xác định bằng điểm A (cho p_a, t_a) và điểm B (cho p_b, t_b). Khi đó người ta đã chứng minh được rằng, nếu quá trình hỗn hợp là quá trình đoạn nhiệt thuận nghịch, thì trạng thái sau hỗn hợp (điểm C) phải nằm trên đường hỗn hợp AB và được chia theo tỷ lệ nghịch với g_1, g_2 .

$$\frac{AC}{BC} = \frac{g_2}{g_1}$$

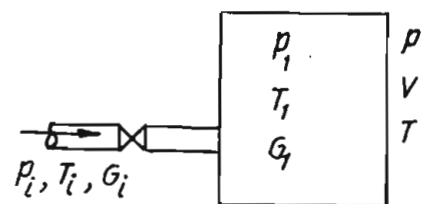
Điều này có nghĩa:

$$\frac{AC}{AC + BC} = \frac{g_2}{g_2 + g_1} ; \quad \frac{AC}{AB} = g_2$$

Nếu lấy đoạn AB bằng 1 đơn vị thì $AC = g_2$. Tương tự như vậy ta có $BC = g_1$. Khi đã xác định được điểm C biểu thị trạng thái của hỗn hợp, ta dễ dàng từ đồ thị i - s tìm được áp suất và các thông số trạng thái khác của hỗn hợp: $i_c, s_c, p_c, T_c, v_c, \dots$

3. Hỗn hợp khí nạp vào thể tích cố định

Giả sử ta có một bình thể tích V , trong chứa một chất khí khối lượng G_1 , áp suất p_1 , nhiệt độ T_1 (hình 3-12). Bây giờ qua đường ống dẫn ta nạp thêm vào bình dòng khí có khối lượng G_i , áp suất p_i , nhiệt độ T_i . Ta cần xác định nhiệt độ T , áp suất p của hỗn hợp.



Hình 3-12. Hỗn hợp khí nạp vào thể tích cố định

Ta nhận thấy trước khi xảy ra quá trình hỗn hợp hệ gồm khối khí có trong bình (năng lượng toàn phần U_1) và dòng khí nạp thêm vào (năng lượng toàn phần I_i). Vậy năng lượng toàn phần của hệ trước khi hỗn hợp: $W_1 = U_1 + I_i$. Sau khi xảy ra quá trình hỗn hợp, hỗn hợp khí trong bình có năng lượng toàn phần $W_2 = U$. Theo phương trình định luật nhiệt động I cho quá trình hỗn hợp (a) ta có:

$$\begin{aligned} U &= U_1 + I_i \\ Gu &= G_1u_1 + G_i i_i \end{aligned}$$

Tổng quát, khi nạp vào bình từ 2 đến $n+1$ dòng khí ta có:

$$u = g_1u_1 + \sum_{i=2}^{n+1} g_i i_i \quad (3-77)$$

Đối với khí lý tưởng khi quy ước nội năng và entanpi ở 0°K bằng 0, từ (3-77) ta có:

$$\begin{aligned} C_v T &= g_1 C_{v1} T_1 + \sum g_i C_{pi} T_i \\ &= g_1 C_{v1} T_1 + \sum_{i=1}^{n+1} g_i C_{pi} T_i \end{aligned}$$

hay:

$$T = \frac{\sum_{i=1}^{n+1} g_i C_{pi} T_i}{\sum_{i=1}^{n+1} g_i C_{vi}} \quad (3-78)$$

Từ đó ta có thể tính được áp suất p của hỗn hợp theo phương trình trạng thái $pV = GRT$.

3.3. QUÁ TRÌNH LƯU ĐỘNG VÀ TIẾT LƯU CỦA KHÍ VÀ HƠI

3.3.1. Quá trình lưu động của khí và hơi

1. Những khái niệm cơ bản

Trong phần trước chúng ta đã nghiên cứu các quá trình thay đổi trạng thái của khí hoặc hơi khi chúng không chuyển động hoặc có chuyển động nhưng với tốc độ nhỏ mà ta có thể bỏ qua động năng của chúng. Ở đây ta sẽ nghiên cứu quá trình thay đổi trạng thái của khí (hoặc hơi) chuyển động với tốc độ lớn mà ta phải tính đến động năng của chúng. Ví dụ, chuyển động của dòng khí (hoặc hơi) trong tuabin, trong động cơ phản lực...

Sự chuyển động của dòng khí gọi là sự lưu động. Ở đây ngoài các thông số trạng thái đã nói như áp suất, nhiệt độ, thể tích riêng, ... người ta còn cần biết thêm một số thông số nữa là tốc độ của dòng khí, ký hiệu là ω .

a. Những giả thiết khi nghiên cứu lưu động

- *Lưu động một chiều*: lưu động trong đó các thông số trạng thái không đổi theo tiết diện ngang, chỉ thay đổi theo chiều chuyển động.

- *Lưu động ổn định*: lưu động khi các thông số trạng thái không đổi theo thời gian.

- *Lưu động đẳng entrôpi*: lưu động đoạn nhiệt thuận nghịch (bỏ qua nhiệt ma sát) trong đó entrôpi không đổi, $s = \text{const}$.

- *Lưu động không trao đổi công với môi trường* $l_n = 0$.

- *Lưu động liên tục*: lưu động trong đó các thông số trạng thái thay đổi một cách liên tục không bị ngắt quãng hay đột biến.

b. Phương trình liên tục

Với lưu động ổn định và liên tục, lưu lượng G (kg/s) của khí qua các tiết diện ngang của ống sẽ không đổi. Ví dụ qua tiết diện I lưu lượng là G_1 , qua tiết diện II là G_2 , vậy ta có phương trình liên tục:

$$G_1 = G_2 = \text{const}$$

$$f_1 \omega_1 \rho_1 = f_2 \omega_2 \rho_2 = f \omega \rho = \text{const}$$

hay:
$$\frac{f \omega}{v} = \text{const} \quad (3-79)$$

Ở đây:

f - tiết diện của ống (m^2);

ω - tốc độ dòng khí (m/s);

ρ - khối lượng riêng (kg/m^3);

v - thể tích riêng của khí (m^3/kg).

c. Tốc độ âm thanh. Số Mach

Tốc độ âm thanh có ý nghĩa lớn trong việc nghiên cứu lưu động của dòng khí. Từ vật lý chúng ta biết tốc độ âm là tốc độ của sự lan truyền các chấn động nhỏ trong môi trường. Âm được truyền đi bằng sóng dọc, do đó làm môi trường có chỗ bị dày đặc lại (khối lượng riêng tăng), có chỗ bị loãng đi (khối lượng riêng giảm). Vậy sự lan truyền âm trong môi trường làm thay đổi trạng thái của môi trường. Tốc độ âm thanh trong môi trường là chất khí (hoặc hơi) được xác định bằng biểu thức:

$$a = \sqrt{kpv} = \sqrt{kRT} \quad (3-80)$$

Ở đây:

a - tốc độ âm thanh (m/s);

k - số mũ đoạn nhiệt;

R - hằng số chất khí ($\text{J}/\text{kg}\cdot^\circ\text{K}$);

p - áp suất (N/m^2);

v - thể tích riêng (m^3/kg);

T - nhiệt độ tuyệt đối của khí ($^\circ\text{K}$).

Từ (3-80) ta thấy tốc độ âm ngoài việc phụ thuộc vào bản chất của môi trường (chất khí) còn phụ thuộc vào trạng thái của môi trường.

Số Mach ký hiệu là M - là tỷ số giữa tốc độ của dòng khí và tốc độ của âm

thanh truyền đi trong môi trường, khi đó:

$$M = \frac{\omega}{a} \quad (3-81)$$

Ta thấy có thể xảy ra mấy trường hợp sau:

- Nếu $\omega < a$ tức là $M < 1$, khi đó gọi là lưu động dưới âm.
- Nếu $\omega = a$ tức là $M = 1$, khi đó gọi là lưu động bằng âm.
- Nếu $\omega > a$ tức là $M > 1$, khi đó gọi là lưu động trên âm (hay vượt âm).

Dòng khí lưu động trong ống là một hệ hở (với giả thiết khí không thực hiện công ngoài đối với môi trường), do đó hai dạng phương trình định luật nhiệt động I (1-49) và (1-55) được dùng để nghiên cứu về lưu động:

$$\begin{aligned} dq &= di - vdp \\ dq &= di + d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) \end{aligned} \quad (3-82)$$

2. Những công thức cơ bản về lưu động

a. Quan hệ giữa tốc độ dòng khí và áp suất

Từ quan hệ (3-82) ta suy ra:

$$\begin{aligned} d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) &= -vdp \\ \omega d\omega &= -vdp \end{aligned} \quad (3-83)$$

Vì các thông số ω , v , p đều là các số dương nên từ (3-83) suy ra $d\omega$ ngược dấu với dp . Vậy có mấy trường hợp sau:

- Khi $d\omega > 0$ (tốc độ tăng) thì $dp < 0$ (áp suất giảm). Ống thỏa mãn điều kiện này gọi là ống tăng tốc. Ống tăng tốc được sử dụng trong tuabin hơi, tuabin khí, động cơ phản lực... để làm tăng động năng của dòng khí.

- Khi $d\omega < 0$ (tốc độ giảm) thì $dp > 0$ (áp suất tăng). Ống như vậy gọi là ống tăng áp. Ống tăng áp được dùng trong máy nén ly tâm, trong động cơ phản lực... để tăng áp suất của dòng khí.

b. Quan hệ giữa tốc độ và hình dạng của ống

Hình dạng ống được thể hiện qua tiết diện f của ống. Từ phương trình liên tục (3-79) và các quan hệ (3-80), (3-83) ta có thể rút ra được kết quả sau:

$$\frac{df}{f} = \frac{d\omega}{\omega} (M^2 - 1) \quad (3-84)$$

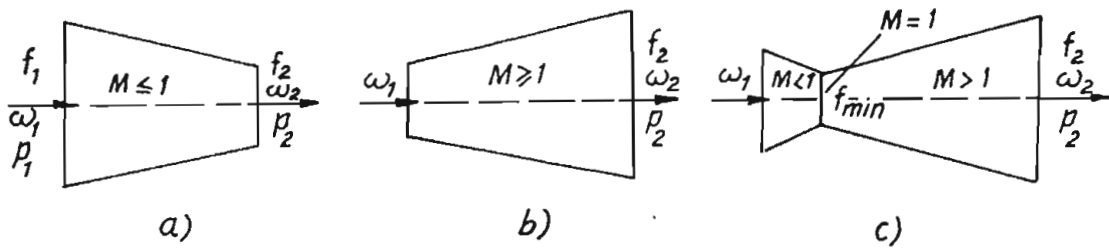
Từ đây ta nhận thấy rằng, vì f , ω , M đều là các số dương và đối với ống tăng tốc $d\omega > 0$ nên df sẽ cùng dấu với $(M^2 - 1)$. Ta có các trường hợp sau:

- Nếu $M^2 - 1 < 0$ tức là $M < 1$ suy ra $df < 0$ (tiết diện giảm). Ống tăng tốc ở đây được gọi là ống tăng tốc nhỏ dần (có tiết diện nhỏ dần). Xem hình 3-13a.

- Nếu $M^2 - 1 > 0$ tức là $M > 1$ suy ra $df > 0$ (tiết diện tăng). Ống tăng tốc ở đây được gọi là ống tăng tốc lớn dần (hình 3-13b).

- Nếu $M^2 - 1 = 0$ tức là $M = 1$ suy ra $df = 0$ (tiết diện không đổi). Nghĩa là nơi mà $\omega = a$ thì tiết diện không đổi.

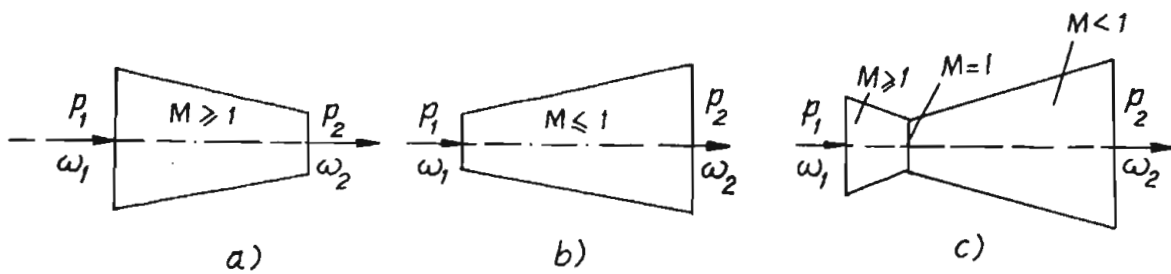
Vì ống tăng tốc nhỏ dần không thể đạt được tốc độ lớn hơn tốc độ âm thanh nên người ta ghép ống tăng tốc nhỏ dần và lớn dần vào nhau gọi là ống tăng tốc hỗn hợp hay ống Laval. Với ống Laval dòng khí khi vào ống có tốc độ nhỏ hơn tốc độ âm thanh nhưng khi ra có tốc độ lớn hơn tốc độ âm thanh (hình 3-13c).



Hình 3-13. Các dạng ống tăng tốc

a. Ống tăng tốc nhỏ dần; b. Ống tăng tốc lớn dần; c. Ống tăng tốc hỗn hợp

Với ống tăng áp vì $d\omega < 0$ nên df ngược dấu với $(M^2 - 1)$. Các kết quả nhận được ở đây sẽ ngược với kết quả ở trên ứng với ống tăng tốc. Nghĩa là khi $M > 1$ ống tăng áp có dạng nhỏ dần, khi $M < 1$ ống có dạng lớn dần và khi kết hợp hai dạng này với nhau ta có ống tăng áp hỗn hợp hay ống tăng áp Laval (hình 3-14).



Hình 3-14. Các dạng ống tăng áp

a. Ống tăng áp nhỏ dần; b. Ống tăng áp lớn dần; c. Ống tăng áp hỗn hợp

c. Xác định tốc độ dòng khí tại cửa ra của ống tăng tốc

Từ (3-82) với lưu động đoạn nhiệt $dq = 0$ và $-vdp = dl_{kt}$ ta có:

$$-di = dl_{kt} = d\left(\frac{\omega^2}{2}\right)$$

$$i_1 - i_2 = l_{kt12} = \frac{\omega_2^2 - \omega_1^2}{2} \quad (a)$$

Vì ω_1 thường có trị số nhỏ hơn nhiều so với ω_2 nên có thể bỏ qua, khi đó từ (a) ta có:

$$\omega_2 = \sqrt{2(i_1 - i_2)} = \sqrt{2i_{kt_{12}}} \quad (3-85)$$

Với hơi nước vì có thể dùng bảng hoặc đồ thị i - s để xác định i_1 (tại cửa vào ống) i_2 (tại cửa ra) nên tốc độ tại cửa ra của ống đối với hơi nước hay dùng công thức:

$$\omega_2 = \sqrt{2(i_1 - i_2)} \quad (3-86)$$

Ở đây: ω_2 (m/s); i_1, i_2 (J/kg).

Entanpi i_1 được xác định khi biết hai thông số trạng thái độc lập, i_2 được xác định khi biết một thông số ở trạng thái cuối và đặc tính của quá trình lưu động $s_2 = s_1$.

Đối với khí lý tưởng, tốc độ ω_2 thường được tính theo công kỹ thuật của quá trình đoạn nhiệt, từ (3-85) ta có:

$$\omega_2 = \sqrt{2i_{kt_{12}}} = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} RT_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]} \quad (3-87)$$

Ở đây ω_2 (m/s); R (J/kg. $^{\circ}$ K); p_1, p_2 (N/m 2).

d. Tỷ số áp suất tới hạn β_k , tốc độ tới hạn ω_k

Khi dòng khí chuyển động trong ống tăng tốc, áp suất của dòng khí giảm dần đến tốc độ dòng khí tăng. Đến một tiết diện nào đó của ống, tốc độ dòng khí bằng tốc độ âm thanh, lúc này trạng thái của dòng khí gọi là trạng thái tới hạn và các thông số được kí hiệu với chỉ số "k", ví dụ $p_k, v_k, \omega_k, \dots$. Từ điều kiện ở trạng thái tới hạn $\omega_k = a_k$ (tốc độ dòng khí bằng tốc độ âm thanh), ta có thể rút ra biểu thức tỷ số áp suất tới hạn như sau:

$$\beta_k = \frac{p_k}{p_1} = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (3-88)$$

Công thức trên cho thấy, tỷ số áp suất tới hạn chỉ phụ thuộc vào số mũ đoạn nhiệt k (bản chất của khí). Với khí 2 nguyên tử $k = 1,4$ và $\beta_k = 0,528$. Với hơi nước quá nhiệt $\beta_k = 0,55$.

Để xác định tốc độ tới hạn ta có thể suy ra từ các công thức (3-86), (3-87) bằng việc thay chỉ số "2" bằng chỉ số "k". Ví dụ với hơi nước:

$$\omega_k = \sqrt{2(i_1 - i_k)} \quad (3-89)$$

Trong đó i_k là entanpi của hơi nước ở áp suất tới hạn $p_k = p_1 \beta_k$, được xác định trên đồ thị i - s bằng giao điểm của đường $p_k = \text{const}$ và $s_2 = s_1$. Đối với khí lý tưởng thường được tính theo (3-87):

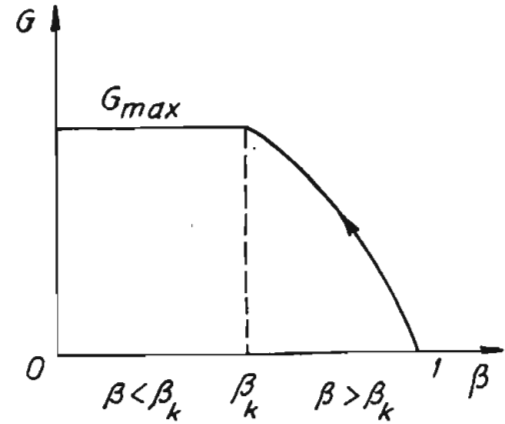
$$\omega_k = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} RT_1 \left[1 - \beta_k^{(k-1)/k} \right]} \quad (3-90)$$

e. Lưu lượng và lưu lượng lớn nhất

Lưu lượng của dòng khí được xác định từ phương trình liên tục (3-79) tại tiết diện ra f_2 của ống:

$$G = \frac{f_2 \omega_2}{v_2} \quad ; \text{ kg/s} \quad (3-91)$$

Nếu thế ω_2 từ biểu thức (3-87) và biểu thức (3-91) và qua biến đổi, ta thấy khi áp suất tại cửa ra p_2 thay đổi, lưu lượng thay đổi và chỉ phụ thuộc vào tỷ số áp suất $\beta = p_2/p_1$, tức là $G = f(\beta)$ (hình 3-15). Từ đó để tìm lưu lượng lớn nhất G_{\max} khi β thay đổi ta tính $dG/d\beta = 0$. Từ đây rút ra được kết quả: $(\beta)_{G_{\max}} = \beta_k$. Điều này có nghĩa khi tốc độ dòng khí trong ống đạt tới tốc độ âm thanh thì lưu lượng cũng đạt tới giá trị lớn nhất G_{\max} và thực nghiệm cho thấy nếu β



Hình 3-15. Sự phụ thuộc $G = f(\beta)$

tiếp tục giảm, lưu lượng không tăng mà giữ nguyên giá trị G_{\max} không đổi. Giá trị lưu lượng lớn nhất được tính tương tự như (3-91). Với ống tăng tốc nhỏ dần, tốc độ dòng khí bằng tốc độ âm thanh chỉ có thể ở tiết diện ra f_2 , nên ta có:

$$G_{\max} = \frac{f_2 \omega_k}{v_k} \quad (3-92)$$

Với ống tăng tốc hỗn hợp, tốc độ dòng khí bằng tốc độ âm thanh tại tiết diện bé nhất f_{\min} , nên ta có:

$$G_{\max} = \frac{f_{\min} \omega_k}{v_k} \quad (3-93)$$

Ở đây ω_k được xác định bằng quan hệ (3-89), (3-90), thể tích riêng v_k nếu là hơi nước được xác định từ điểm K (trên đồ thị $i-s$ là giao điểm của p_k và $s_k = s_1$); nếu là khí lý tưởng được xác định từ quan hệ giữa các thông số của quá trình 1-K là quá trình đoạn nhiệt.

3. Ống tăng tốc nhỏ dần và hỗn hợp

a. Ống tăng tốc nhỏ dần

Ta biết rằng tốc độ khi vào ống tăng tốc nhỏ dần nhỏ hơn tốc độ âm thanh, tốc độ khi ra sẽ lớn hơn tốc độ vào và cùng lắm là bằng tốc độ âm thanh. Vậy ở đây khi tính toán trước tiên ta cần so sánh tỷ số $\beta = p_2/p_1$ với $\beta_k = p_k/p_1$. Có mấy trường hợp xảy ra:

- Nếu $\beta > \beta_k$, trạng thái dòng khí trong ống chưa đến trạng thái tới hạn và tốc

độ $\omega_2 < \omega_k$, lưu lượng $G < G_{\max}$ (hình 3-15). Tính ω_2 , G như bình thường tức là theo (3-86) hoặc (3-87) và (3-91).

- Nếu $\beta \leq \beta_k$, trạng thái dòng khí đạt đến trạng thái tới hạn. Lúc này tốc độ $\omega_2 = \omega_k$, tính theo (3-89) hoặc (3-90), lưu lượng $G = G_{\max}$ tính theo (3-92).

b. Ống tăng tốc hỗn hợp (Laval)

Ở đây khi bảo đảm điều kiện $\beta < \beta_k$, ta luôn có tại tiết diện bé nhất (hình 3-13c) $\omega = \omega_k$ tính theo (3-89) hoặc (3-90), tại tiết diện ra $\omega_2 > \omega_k$ và ω_2 tính theo (3-86) hoặc (3-87), lưu lượng $G = G_{\max}$ tính theo (3-93).

3.3.2. Quá trình tiết lưu của khí hoặc hơi

1. Đặc điểm của quá trình tiết lưu

Thực nghiệm cho thấy, chất khí hoặc hơi (hay chất lỏng) khi lưu động đoạn nhiệt trong ống mà gặp trở ngại đột ngột do tiết diện bị thu hẹp thì áp suất phía sau tiết diện bị thu hẹp p_2 sẽ nhỏ hơn áp suất phía trước p_1 . Sự giảm áp suất này ($p_2 < p_1$) gọi là quá trình tiết lưu.

Trong thực tế tiết diện bị thu hẹp đột ngột là do ta đặt các van, các lá chắn hoặc các bộ phận khác trên đường ống. Sự giảm áp suất này không phải để sinh công hữu ích tác dụng tới môi trường (công ngoài ở đây $l_n = 0$) mà để thắng sức cản ma sát do dòng xoáy ở phía sau chỗ tiết diện bị thu hẹp. Vậy môi chất khi tiết lưu là hệ hở khi không trao đổi nhiệt và công với môi trường. Từ phương trình định luật nhiệt động I cho dòng khí (1-55), ta có:

$$dq = di + d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) = 0 \quad (b)$$

Thực nghiệm cho thấy tốc độ trước tiết lưu ω_1 và sau tiết lưu ω_2 hầu như bằng nhau nên:

$$d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) = 0. \text{ Vậy từ (b) ta có:}$$

$$di = 0$$

$$\text{hay: } i_2 = i_1 \quad (3-94)$$

Hệ thức (3-94) nêu lên tính chất của tiết lưu đoạn nhiệt là: entanpi trước và sau tiết lưu là như nhau.

Đối với khí lý tưởng vì $di = C_p dT = 0$ nên suy ra khi tiết lưu nhiệt độ không đổi. Nhiệt độ của khí thực sẽ thay đổi ra sao khi tiết lưu, phần dưới đây ta sẽ nghiên cứu vấn đề này.

2. Hiệu ứng Joule-Thomson

Nhiệt độ của khí thực (hoặc chất lỏng) sẽ thay đổi ra sao khi áp suất trong quá trình tiết lưu giảm. Điều này Joule-Thomson đã nghiên cứu và đưa ra khái niệm hiệu ứng Joule-Thomson:

$$\alpha = \left(\frac{dT}{dp}\right)_i \quad (3-95)$$

Ở đây "i" có nghĩa là entanpi không đổi. Ta biết rằng khi tiết lưu áp suất giảm nên $dp < 0$, vậy α có dấu ngược với dT và có mấy trường hợp xảy ra:

- Khi $\alpha > 0$ thì $dT < 0$, nghĩa là nhiệt độ của môi chất giảm khi tiết lưu.

- Khi $\alpha = 0$ thì $dT = 0$, nghĩa là nhiệt độ của môi chất không đổi khi tiết lưu. Nhiệt độ này gọi là nhiệt độ chuyển biến, ký hiệu T_{cb} .

- Khi $\alpha < 0$ thì $dT > 0$, nghĩa là khi tiết lưu nhiệt độ của môi chất này sẽ tăng.

Khi nghiên cứu ta thấy ứng với mỗi giá trị áp suất môi chất có hai giá trị nhiệt độ chuyển biến: nhiệt độ chuyển biến của pha hơi T_{cb}^h và nhiệt độ chuyển biến của pha lỏng T_{cb}^l . Nhiệt độ chuyển biến của pha hơi luôn luôn lớn hơn pha lỏng $T_{cb}^h > T_{cb}^l$. Nếu chất khí (hơi) ở điều kiện ban đầu p_1, T_1 và nhiệt độ T_1 nhỏ hơn nhiệt độ chuyển biến của pha hơi ($T_1 < T_{cb}^h$) thì khi tiết lưu nhiệt độ chất khí sẽ giảm. Ngược lại với chất lỏng ở $p_1, T_1 > T_{cb}^l$ thì khi tiết lưu nhiệt độ chất lỏng giảm.

Với khí thực tuân theo phương trình trạng thái Vander Wall (2-7), người ta tìm thấy giá trị nhiệt độ chuyển biến lớp gấp 6,75 lần nhiệt độ tới hạn của khí: $T_{cb}^h = 6,75 T_k$. Do vậy ở điều kiện bình thường đa số các khí đều thỏa mãn điều kiện $T_1 < T_{cb}^h$ nên khi tiết lưu nhiệt độ khí giảm. Tính chất này được ứng dụng trong kỹ thuật lạnh sâu (hóa lỏng các khí).

3. Tiết lưu chất lỏng ở nhiệt độ gần nhiệt độ bão hòa

Chúng ta biết rằng nhiệt độ bão hòa (nhiệt độ sôi) phụ thuộc vào áp suất $t_s = f(p)$, khi áp suất giảm $p_2 < p_1$ kéo theo nhiệt độ sôi giảm $t_s(p_2) < t_s(p_1)$. Như vậy chất lỏng bão hòa hoặc gần bão hòa có nhiệt độ ban đầu bằng hoặc gần bằng $t_s(p_1)$, sau khi tiết lưu sẽ biến thành hơi bão hòa ẩm ở nhiệt độ $t_s(p_2)$ nhỏ hơn nhiệt độ chất lỏng ban đầu. Tính chất này được ứng dụng trong máy lạnh thông thường (máy đá, máy kem, tủ lạnh...).

Tóm lại, quá trình tiết lưu được sử dụng nhiều trong kỹ thuật, ví dụ trong kỹ thuật lạnh, trong việc điều chỉnh công suất của tuabin, trong việc đo lưu lượng chất lỏng và khí...

3.4. QUÁ TRÌNH NÉN KHÍ TRONG MÁY NÉN

3.4.1. Các loại máy nén

Máy để tăng áp suất và dẫn chất lỏng đi gọi là bơm, còn máy để tăng áp suất của chất khí hoặc hơi gọi là máy nén, quạt. Quạt là máy làm tăng áp suất ít (chỉ đủ để đưa dòng khí lưu động từ nơi này đến nơi khác). Máy nén là máy tạo ra khí nén ở áp suất cao theo yêu cầu. Trong kỹ thuật, khí nén được sử dụng rất nhiều, ví dụ cho búa máy, cho vận chuyển các hạt trong đường ống, cho thổi sạch các chi tiết

đúc, cho phun sơn...

Dựa theo nguyên lý hoạt động, người ta chia máy nén làm hai loại: máy nén pittông và máy nén ly tâm.

1. Máy nén pittông

Việc tăng áp suất của chất khí được thực hiện bằng cách giảm thể tích của khí. Máy nén rôto cũng thuộc nhóm này. Máy nén loại này còn gọi là máy nén tĩnh vì tốc độ của dòng khí không lớn. Đặc điểm của máy nén loại này là áp suất đạt được lớn, nhưng năng suất của máy nén (lưu lượng thể tích khí nén m^3/h) đạt được nhỏ (vì không gian nén khí bị hạn chế), dòng khí nén lấy ra từ xylanh không liên tục. Do vậy với loại máy nén này cần có bình chứa khí nén.

2. Máy nén ly tâm

Ở đây, để tăng áp suất, đầu tiên phải tăng tốc độ dòng khí (nhờ lực ly tâm) sau thực hiện quá trình hãm dòng khí để giảm tốc độ và tăng áp suất (thực hiện trong ống tăng áp). Máy nén hướng trục cũng thuộc nhóm này. Đặc điểm của máy nén loại này là áp suất đạt được không lớn (tăng áp suất trong ống tăng áp bị hạn chế) nhưng năng suất của máy nén lớn, dòng khí lấy ra một cách liên tục.

Nguyên lý làm việc và cấu tạo của từng loại máy nén khác nhau, nhưng chúng giống nhau trong việc phân tích về mặt nhiệt động. Cho nên chúng ta sẽ chỉ phân tích các quá trình xảy ra trong máy nén pittông.

Máy nén (cũng như bơm, quạt), khác động cơ nhiệt ở chỗ nó là loại máy tiêu tốn công.

3.4.2. Máy nén pittông một cấp

1. Các quá trình trong máy nén pittông một cấp lý tưởng

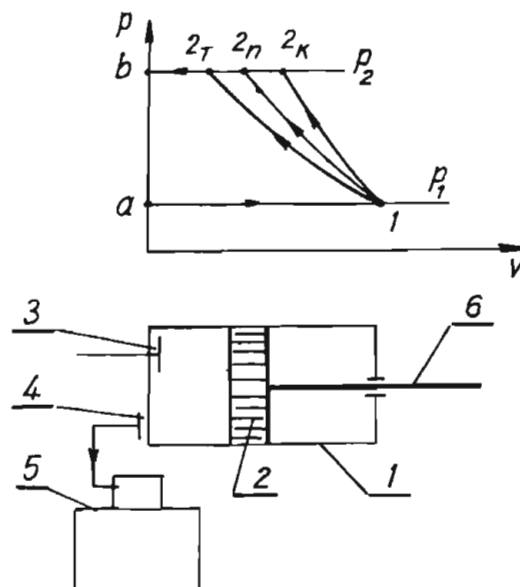
Máy nén pittông gồm các bộ phận chính sau (hình 3-16):

1. xylanh, 2. pittông, 3. van nạp, 4. van đẩy, 5. bình chứa khí, 6. thanh truyền.

Động cơ điện hoặc động cơ đốt trong thường được dùng để dẫn động máy nén.

Máy nén pittông gọi là lý tưởng khi giả thiết đỉnh pittông ép sát nắp xylanh. Ngoài ra khi bỏ qua ma sát của dòng khí

chuyển động có thể coi áp suất hút vào xylanh bằng áp suất của môi trường p_1 , áp suất đẩy khí nén bằng áp suất bình chứa p_2 .



Hình 3-16. Máy nén pittông

Các quá trình trong máy nén pittông một cấp gồm (hình 3-16):

a. Quá trình nạp khí a-1

Khi pittông dịch chuyển từ trái sang phải, van nạp mở, khí được hút vào xylanh ở nhiệt độ, áp suất, thể tích riêng T_1, p_1, v_1 không đổi, nên quá trình nạp a-1 không phải là quá trình nhiệt động (vì trạng thái không đổi) và trên đồ thị trạng thái (ví dụ đồ thị T-s hình 3-17) nó được biểu diễn bằng điểm 1.

b. Quá trình nén 1-2

Khi pittông dịch chuyển từ phải sang trái, áp suất trong xylanh tăng và van nạp đóng, van đẩy vẫn đóng vì áp suất của khí chưa đủ lớn để mở van. Lúc này khí trong xylanh bị nén do giảm thể tích, áp suất tăng từ p_1 đến p_2 . Quá trình nén có thể được thực hiện bằng các cách sau:

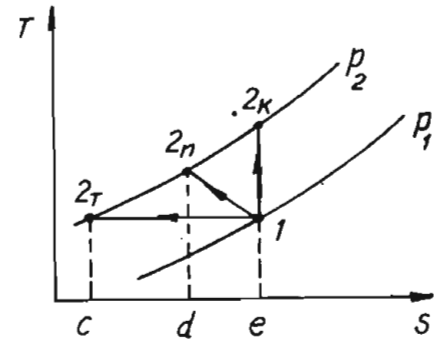
- *Nén đẳng nhiệt 1-2_T*. Khi nén đẳng nhiệt, công của máy nén sẽ nhỏ nhất (bằng diện tích hình a12_Tb). Muốn nén đẳng nhiệt phải làm mát xylanh lớn nhất (diện tích hình e12_Tc trên hình 3-17) để đảm bảo nhiệt độ khí nén không tăng trong quá trình nén.

- *Nén đoạn nhiệt 1-2_K*. Ở đây công của máy nén sẽ lớn nhất (diện tích hình a12_Kb), vì vậy không bao giờ bọc cách nhiệt máy nén.

- *Nén đa biến 1-2_n*. Ở đây số mũ đa biến trong quá trình nén $1 < n < k$, có làm mát xylanh (diện tích hình e12_nd trên hình 3-17) nhưng không nhiều bằng nén đẳng nhiệt.

c. Quá trình đẩy khí nén 2-b

Cuối quá trình nén, khi áp suất trong xylanh đủ lớn để mở van đẩy, khí nén được đẩy ra khỏi xylanh vào bình chứa khí. Tương tự như đối với quá trình nạp, trong quá trình đẩy trạng thái của khí không đổi (vì p_2, T_2, v_2 không đổi) và không phải là quá trình nhiệt động. Trên đồ thị T-s (hình 3-17) quá trình đẩy được biểu diễn bằng điểm 2 ($2_K, 2_n, 2_T$).



Hình 3-17. Đồ thị T-s máy nén pittông một cấp lý tưởng

2. Công của máy nén pittông một cấp lý tưởng

Vì máy nén là một hệ hở nên công của máy nén (khi bỏ qua biến đổi động năng và thế năng) bằng tổng công kỹ thuật của các quá trình trong máy nén:

$$L_{mn} = L_{k1a1} + L_{k112} + L_{k12b}$$

Ở đây $L_{k1a1} = 0, L_{k12b} = 0$ vì áp suất không đổi. Vậy công của máy nén bằng công kỹ thuật của quá trình nén:

$$L_{mn} = L_{k112} = nL_{12}; W \tag{3-96}$$

Ở đây:

n - số mũ đa biến;

L_{12} - công thay đổi thể tích của quá trình nén.

Nếu quá trình nén là đẳng nhiệt, $n = 1$, công của máy nén:

$$L_{mn} = p_1 V_1 \ln \frac{v_2}{v_1}$$

$$L_{mn} = - GRT_1 \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (3-97)$$

Nếu quá trình nén là đoạn nhiệt $n = k$, công của máy nén:

$$L_{mn} = - \frac{k}{k-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

$$L_{mn} = - \frac{k}{k-1} GRT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (3-98)$$

Nếu quá trình nén là quá trình đa biến với số mũ đa biến n , công của máy nén sẽ là:

$$L_{mn} = - \frac{n}{n-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

$$L_{mn} = - \frac{n}{n-1} GRT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad (3-99)$$

Trong các công thức trên:

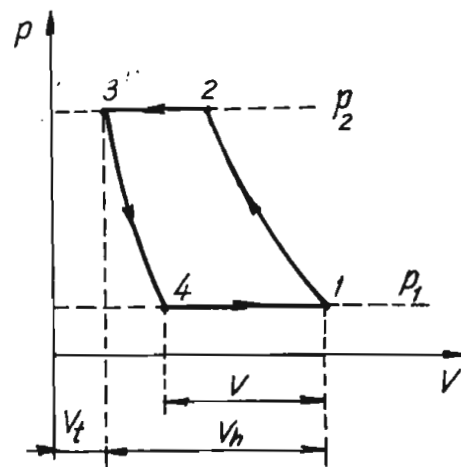
V_1 - lưu lượng thể tích khí hút vào xy lanh (m^3/s);

G - lưu lượng khí (kg/s).

3. Máy nén pittông một cấp thực

a. Ảnh hưởng của thể tích thừa (thể tích chết, có hại)

Trong thực tế để tránh va đập giữa đỉnh pittông và nắp xy lanh, pittông không chuyển động đến sát nắp xy lanh mà giữa đỉnh pittông và nắp xy lanh còn một khoảng hở nhất định. Không gian khoảng hở này gọi là thể tích thừa V_t . Hình 3-18 biểu diễn các quá trình trong máy nén pittông một cấp thực. Do có thể tích thừa nên sau khi đẩy khí nén



Hình 3-18. Đồ thị p-V máy nén pittông một cấp thực

vào bình chứa bao giờ cũng còn lại một lượng khí nén ở áp suất p_2 trong thể tích thừa của xylanh. Vì vậy khi pittông dịch chuyển từ trái sang phải, đầu tiên là khí nén trong thể tích thừa giãn nở theo quá trình 3-4, rồi sau đó khí từ ngoài mới được hút vào xylanh theo quá trình 4-1. Vậy với máy nén thực lượng khí thực tế được hút vào $V = V_1 - V_4$. Rõ ràng $V < V_1$ nên năng suất của máy nén thực sẽ nhỏ hơn năng suất cả máy nén lý tưởng khi cùng các điều kiện khác. Nói cách khác, thể tích thừa làm giảm lượng khí hút vào máy nén.

Để xét ảnh hưởng của thể tích thừa tới lượng khí hút vào máy nén, người ta đưa ra khái niệm hiệu suất thể tích, ký hiệu là λ_t :

$$\lambda_t = \frac{V}{V_h} \quad (3-100)$$

Ở đây:

V - thể tích hút thực;

V_h - thể tích tương ứng với một hành trình của pittông.

Người ta đã chứng minh được biểu thức:

$$\lambda_t = 1 - c\left(\pi^{\frac{1}{n}} - 1\right) \quad (3-101)$$

Ở đây:

$c = \frac{V_t}{V_h}$ - hệ số thể tích thừa;

$\pi = \frac{p_2}{p_1}$ - tỷ số nén;

n - số mũ đa biến.

Từ biểu thức trên ta thấy, λ_t giảm (tức lượng khí hút thực giảm) khi hệ số thể tích thừa c tăng, tỷ số nén π tăng, số mũ đa biến n có trị số nhỏ.

Ngoài ra từ (3-101) ta thấy $\lambda_t = 0$ (tức $V = 0$) khi:

$$\begin{aligned} 1 - c\left(\pi^{\frac{1}{n}} - 1\right) &= 0 \\ \pi &= \left(\frac{1}{c} + 1\right)^n = \pi^* \end{aligned} \quad (3-102)$$

Vậy để máy nén có thể hút được một lượng khí nhất định thì phải có tỷ số nén $\pi < \pi^*$.

b. Công của máy nén pittông một cấp thực

Người ta đã chứng minh được rằng, biểu thức tính công cho máy nén thực hoàn toàn giống các biểu thức tính công cho máy nén lý thuyết khi chú ý rằng ở đây

$V_1 = V$ (lưu lượng thể tích thực), còn G (kg/s) là lưu lượng khí trong máy nén thực.

4. Nhiệt trong quá trình nén

Khi giả thiết quá trình nén là đa biến với số mũ n và với 1 kg khí nạp vào xy lanh, nhiệt trong quá trình nén sẽ là:

$$q_n = C_n (T_2 - T_1) = C_n T_1 \left(\frac{T_2}{T_1} - 1 \right)$$

$$q_n = C_n T_1 \left(\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right) \quad (3-103)$$

Trên đồ thị 3-17, q_n bằng diện tích hình $e12nd$.

Trong biểu thức (3-103) C_n là nhiệt dung riêng của quá trình đa biến:

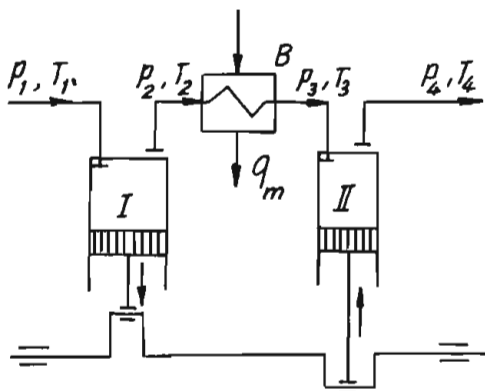
$$C_n = C_v \frac{n - k}{n - 1}$$

Với quá trình đa biến $1 < n < k$ ta thấy $C_n < 0$ và vì $\pi = \frac{p_2}{p_1} > 1$ nên suy ra $q_n < 0$.

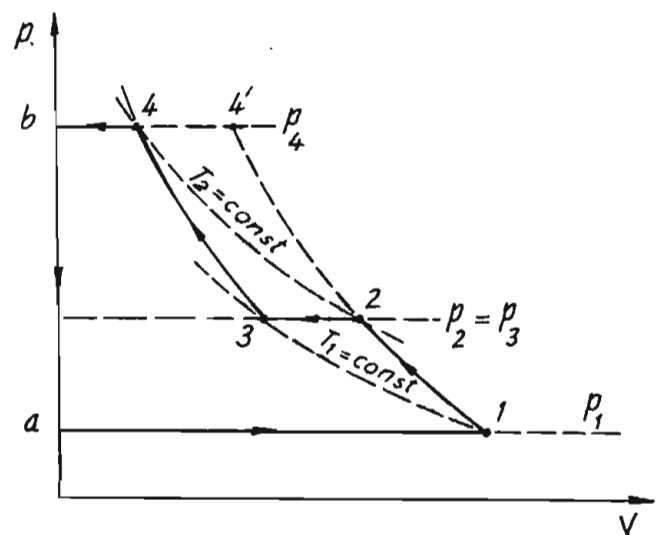
Nghĩa là cần phải lấy nhiệt này ra khỏi xy lanh (làm mát xy lanh).

3.4.3. Máy nén pittông nhiều cấp

Ở máy nén pittông một cấp như đã nói, việc tăng áp suất cuối p_2 bị hạn chế vì lượng khí hút vào xy lanh giảm (ảnh hưởng của thể tích thừa), hơn nữa nhiệt độ cuối quá trình nén T_2 cũng tăng và có hại cho sự làm việc của dầu bôi trơn. Do đó ở máy nén một cấp, tỷ số nén thông thường $\pi = 6 \div 8$, có nghĩa khi $p_1 = 1$ at thì



Hình 3-19. Sơ đồ máy nén pittông nhiều cấp



Hình 3-20. Đồ thị p-V máy nén pittông nhiều cấp

$p_2 = 8 \text{ at}$ là cùng. Vậy muốn khí nén có áp suất cao hơn ta phải dùng máy nén nhiều cấp có làm mát trung gian khí nén giữa các cấp để giảm nhiệt độ khí trước khi vào cấp nén tiếp theo.

1. Các quá trình trong máy nén pittông nhiều cấp

Sơ đồ cấu tạo máy nén hai cấp chỉ ra trên hình 3-19. Ở đây *I, II* - xylanh cấp 1, cấp 2; *B* - bình làm mát trung gian (thực hiện quá trình làm mát ở áp suất không đổi).

Các quá trình của máy nén pittông hai cấp biểu diễn trên hình 3-20, bao gồm:

a-1: quá trình hút khí ở cấp *I*;

1-2: quá trình nén khí ở cấp *I*;

2-3: quá trình làm mát trung gian;

3-4: quá trình nén khí ở cấp *II*;

4-b: quá trình đẩy khí nén vào bình chứa.

Quá trình làm mát trung gian thực hiện ở áp suất không đổi và nhiệt độ ra khỏi bình làm mát trung gian bằng nhiệt độ vào xylanh của cấp nén trước $T_1 = T_3 = T_5 = \dots$. Làm mát trung gian không chỉ có lợi cho việc giảm nhiệt độ của khí trước khi vào cấp nén tiếp sau mà còn giảm được công tiêu hao của máy nén (diện tích hình 24'432).

2. Tỷ số nén của các cấp

Việc chọn tỷ số nén trong các cấp phải dựa vào điều kiện làm sao để công tiêu hao của máy nén nhiều cấp sẽ nhỏ nhất. Để đơn giản ta chọn máy nén hai cấp: $m = 2$. Công của máy nén nhiều cấp bằng tổng công của các cấp, với 2 cấp ta có:

$$l_{mn} = l_I + l_{II}; \text{ J/kg}$$

Giả thiết số mũ đa biến của quá trình nén n có giá trị như nhau trong các cấp nén, nhiệt độ vào của các cấp như nhau $T_1 = T_3$ và khi ký hiệu áp suất $p_2 = p_x$ ta có:

$$l_{mn} = - RT_1 \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{p_x}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] - RT_3 \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{p_4}{p_x} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

Khi đạo hàm phương trình trên theo p_x và cho bằng không, $\frac{dl_{mn}}{dp_x} = 0$ (ở đây hàm có giá trị cực tiểu), ta có:

$$p_x = \sqrt{p_1 p_4} \quad (3-104)$$

Từ đó khi ký hiệu tỷ số nén của cấp *I* và cấp *II* là π_1, π_2 ta có:

$$\pi_1 = \frac{p_x}{p_1} = \frac{\sqrt{p_1 p_4}}{p_1} = \sqrt{\frac{p_4}{p_1}}$$

$$\pi_2 = \frac{P_4}{P_x} = \frac{P_4}{\sqrt{P_1 P_4}} = \sqrt{\frac{P_4}{P_1}}$$

Từ đây ta thấy tỷ số nén của các cấp sẽ như nhau: $\pi_1 = \pi_2$.

Tổng quát, nếu máy nén có m cấp và khi ký hiệu $p_1 = p_d$ (áp suất đầu); $p_{m+2} = p_c$ (áp suất cuối), chúng ta có:

$$\pi_1 = \pi_2 = \dots = \pi = \sqrt[m]{\frac{p_c}{p_1}} \quad (3-105)$$

Từ (3-105) ta thấy:

Áp suất cuối ở cấp I: $p_2 = \pi p_1$

Áp suất cuối ở cấp II: $p_4 = \pi p_3 = \pi p_2 = \pi^2 p_1$

Áp suất cuối ở cấp m:

$$p_{m+2} = \pi^m p_1 \quad (3-106)$$

Nhiệt độ của các cấp:

Cấp I:
$$\frac{T_2}{T_1} = \pi_1^{\frac{n-1}{n}}$$

Cấp II:
$$\frac{T_4}{T_3} = \pi_2^{\frac{n-1}{n}}$$

Vì $\pi_1 = \pi_2 = \dots = \pi$ và nhiệt độ vào của các cấp chọn như nhau $T_1 = T_3 = \dots$ nên suy ra nhiệt độ ra của các cấp sẽ như nhau:

$$T_2 = T_4 = \dots = T_1 \pi^{\frac{n-1}{n}} \quad (3-107)$$

3. Công của máy nén nhiều cấp

Nếu máy nén có m cấp nén, công của máy nén nhiều cấp sẽ là:

$$l_{mn} = l_I + l_{II} + \dots + l_m$$

$$l_{mn} = -\frac{n}{n-1} RT_1 (\pi_1^{\frac{n-1}{n}} - 1) - \frac{n}{n-1} RT_3 (\pi_2^{\frac{n-1}{n}} - 1) + \dots$$

Vì ta chọn nhiệt độ vào của các cấp như nhau ($T_1 = T_3 = \dots$), với giả thiết số mũ đa biến n của quá trình nén trong các cấp như nhau ($\pi_1 = \pi_2 = \dots = \pi$), nên công của máy nén nhiều cấp:

$$l_{mn} = m l_I = -m \frac{n}{n-1} RT_1 (\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1) \quad (3-108)$$

4. Nhiệt tỏa ra trong các cấp nén và trong quá trình làm mát trung gian

Theo (3-103) khi cùng số mũ đa biến n và tỷ số nén như nhau, nhiệt tỏa ra trong các cấp nén sẽ như nhau:

$$q_{nI} = q_{nII} = \dots = q_{nm} = C_n T_1 (\pi_2^{\frac{n-1}{n}} - 1) \quad (3-109)$$

Vì các quá trình làm mát trung gian ở áp suất không đổi, nhiệt độ ra và vào các cấp như nhau nên nhiệt tỏa ra trong các bình làm mát trung gian sẽ như nhau:

$$q_{mI} = q_{mII} = \dots = q_m = -C_p(T_2 - T_1) \quad (3-110)$$

3.5. CÁC QUÁ TRÌNH CỦA KHÔNG KHÍ ẨM

3.5.1. Không khí ẩm

1. Định nghĩa và tính chất của không khí ẩm

Không khí ẩm là hỗn hợp của không khí khô và hơi nước.

Không khí khô là hỗn hợp của các khí gồm: 78% khí N_2 , 21% khí O_2 , 1% là các khí còn lại như $H_2O, CO_2 \dots$

Vì phân áp suất của hơi nước trong không khí ẩm nhỏ, nên hơi nước ở đây có thể coi là khí lý tưởng, vậy không khí ẩm có thể coi là hỗn hợp của các khí lý tưởng (không khí khô và hơi nước) và có các tính chất sau:

Áp suất p của không khí ẩm bằng tổng phân áp suất của không khí khô p_k và của hơi nước p_h :

$$p = p_k + p_h$$

Nhiệt độ của không khí ẩm T bằng nhiệt độ của không khí khô T_k và của hơi nước T_h :

$$T = T_k = T_h$$

Thể tích của không khí ẩm V bằng thể tích của không khí khô V_k và của hơi nước V_h :

$$V = V_k + V_h$$

Khối lượng của không khí ẩm G bằng tổng khối lượng của không khí khô G_k và của hơi nước G_h :

$$G = G_k + G_h$$

Ở đây ta có thể dùng phương trình trạng thái của khí lý tưởng cho không khí ẩm, không khí khô và hơi nước.

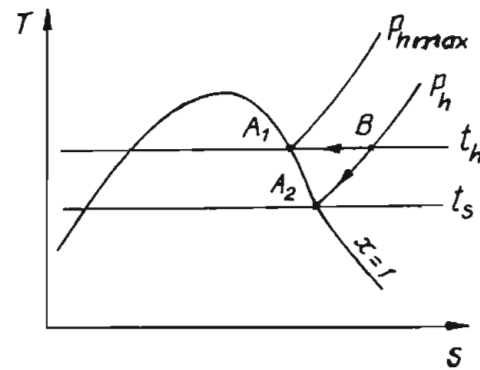
2. Phân loại không khí ẩm

a. *Không khí ẩm bão hòa*: là không khí ẩm trong đó chứa lượng hơi nước lớn nhất G_{hmax} , tức là không khí ẩm bão hòa không thể nhận thêm một lượng hơi nước nào nữa. Hơi nước ở đây là hơi bão hòa khô.

b. *Không khí ẩm quá bão hòa*: là không khí ẩm trong đó ngoài việc chứa lượng hơi nước lớn nhất G_{hmax} còn chứa thêm một lượng nước ngưng nhất định G_n . Hơi nước ở đây là hơi bão hòa ẩm.

Khi không khí ẩm đã trở nên bão hòa rồi mà vẫn cho thêm một lượng hơi nước nữa thì sẽ có một lượng nước tương ứng ngưng tụ lại. Lúc này không khí ẩm trở nên quá bão hòa. Ví dụ thời tiết có sương mù là lúc không khí ẩm đã quá bão hòa vì có chứa những giọt nước ngưng tụ.

c. *Không khí ẩm chưa bão hòa*: là không khí ẩm trong đó lượng hơi nước chưa đạt tới giá trị lớn nhất $G_h < G_{hmax}$, tức là không khí ẩm còn có thể nhận thêm một lượng hơi nước nữa để trở thành bão hòa. Hơi nước ở đây là hơi quá nhiệt được biểu thị bằng điểm B (có t_h, p_h) trên đồ thị T-s của hơi nước (hình 3-21). Ngoài ra cũng trên hình 3-21 các điểm A_1 (có t_h, p_{hmax}), A_2 (t_s, p_h) biểu thị trạng thái hơi nước bão hòa khô của không khí ẩm bão hòa.



Hình 3-21. Đồ thị T-s của hơi nước

Chúng ta nhận thấy muốn biến không khí ẩm chưa bão hòa thành không khí ẩm bão hòa có hai cách:

- *Cách thứ nhất* (theo đường B- A_1): giữ nguyên nhiệt độ hơi $t_h = \text{const}$, tăng áp suất của hơi nước từ p_h đến p_{hmax} (áp suất hơi lớn nhất hay còn gọi là áp suất bão hòa). Nghĩa là ở đây không khí ẩm chưa bão hòa nhận thêm hơi nước đến khi trở thành bão hòa.

- *Cách thứ hai* (theo đường B- A_2): giữ nguyên áp suất của hơi không đổi $p_h = \text{const}$, giảm nhiệt độ của hơi (có nghĩa giảm nhiệt độ của không khí ẩm) từ t_h đến t_s . Nhiệt độ t_s gọi là nhiệt độ đọng sương. Nhiệt độ đọng sương là nhiệt độ tại đó khi làm mát đẳng áp ($p_h = \text{const}$) không khí ẩm chưa bão hòa trở thành không khí ẩm bão hòa. Trong thực tế, ví dụ về mùa đông khi nhiệt độ không khí đột ngột giảm xuống đến giá trị bằng hoặc nhỏ hơn nhiệt độ đọng sương, hơi nước trong không khí sẽ ngưng tụ lại thành sương mù.

Cần lưu ý rằng trạng thái không khí ẩm chưa bão hòa được xác định, ví dụ khi

biết nhiệt độ của không khí ẩm ($t = t_h$) và phân áp suất của hơi nước p_h . Từ giá trị nhiệt độ t tra bảng nước sôi và hơi bão hòa khô theo nhiệt độ ta tìm được phân áp suất lớn nhất p_{hmax} , từ giá trị p_h tra bảng nước sôi và hơi bão hòa khô theo áp suất ta xác định được nhiệt độ đọng sương t_s . Tương tự có thể tìm p_{hmax} , t_s bằng đồ thị i-s.

3. Các đại lượng đặc trưng của không khí ẩm

a. Độ ẩm tuyệt đối

Độ ẩm tuyệt đối là khối lượng hơi nước chứa trong 1 m^3 không khí ẩm. Đây chính là khối lượng riêng của hơi nước trong không khí ẩm vì $V = V_h$.

$$\rho_h = \frac{G_h}{V} \quad ; \quad \text{kg/m}^3 \quad (3-111)$$

Vì độ ẩm tuyệt đối không thể hiện được trạng thái hơi nước trong không khí ẩm (có nghĩa các loại không khí ẩm) cho nên cần đưa ra một đại lượng khác gọi là độ ẩm tương đối.

b. Độ ẩm tương đối

Độ ẩm tương đối là tỷ số giữa độ ẩm tuyệt đối của không khí ẩm chưa bão hòa ρ_h và độ ẩm tuyệt đối của không khí ẩm bão hòa ρ_{hmax} ở cùng nhiệt độ. Giá trị φ tính theo phần trăm:

$$\varphi = \frac{\rho_h}{\rho_{hmax}} \quad (3-112)$$

Khi sử dụng phương trình trạng thái của khí lý tưởng cho hơi nước, ở đây ta có:

Với hơi nước trong không khí ẩm chưa bão hòa:

$$p_h V = G_h R_h T; \quad \rho_h = \frac{G_h}{V} = \frac{p_h}{R_h T} \quad (a)$$

Với hơi nước trong không khí ẩm bão hòa:

$$p_{hmax} V = G_{hmax} R_h T; \quad \rho_{hmax} = \frac{G_{hmax}}{V} = \frac{p_{hmax}}{R_h T} \quad (b)$$

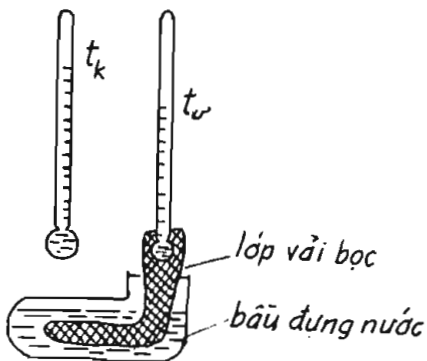
Sau khi lấy (a), (b) thế vào (3-112) ta có:

$$\varphi = \frac{p_h}{p_{hmax}} \quad (3-113)$$

Vì $0 \leq p_h \leq p_{hmax}$ nên $0 \leq \varphi \leq 100\%$. Đối với không khí khô $\varphi = 0$, đối với không khí ẩm bão hòa $\varphi = 100\%$.

Độ ẩm tương đối là một đại lượng quan trọng không chỉ đối với kỹ thuật mà còn đối với cuộc sống của con người. Con người sẽ sống và làm việc tốt nhất với không khí có độ ẩm tương đối $\varphi = 40 \div 70 \%$. Trong kỹ thuật bảo quản thực phẩm ở

nhệt độ từ 0°C đến 5°C , độ ẩm tương đối tốt nhất là $\varphi = 90\%$. Trong kỹ thuật sấy, khi dùng không khí làm môi chất sấy thì không khí càng có độ ẩm tương đối nhỏ càng tốt.



Hình 3-22. Ẩm kế

Dụng cụ đo độ ẩm tương đối gọi là ẩm kế. Ẩm kế thông dụng gồm hai nhiệt kế thủy ngân: nhiệt kế khô và nhiệt kế ướt. Nhiệt kế ướt khác nhiệt kế khô là bầu thủy ngân được bọc vải thấm ướt bằng nước. Nhiệt độ đo bằng nhiệt kế khô được gọi là nhiệt độ khô t_k , còn nhiệt độ đo bằng nhiệt kế ướt gọi là nhiệt độ ướt t_v (hình 3-22). Hiệu số nhiệt độ khô và nhiệt độ ướt $\Delta t = t_k - t_v$ tỷ lệ với độ ẩm tương đối của không khí. Không khí càng khô Δt càng lớn, không khí ẩm bão hòa có $\Delta t = 0$ nghĩa là $t_k = t_v$.

Biết giá trị Δt , nhờ bảng hay đồ thị ta xác định được φ . Ngoài ra nếu không khí ẩm bão hòa ta có $t_v = t_s$ (nhiệt độ đọng sương) còn nếu không khí ẩm chưa bão hòa $\varphi < 1$ thì $t_s < t_v$ nhưng không nhiều.

c. Độ chứa hơi

Độ chứa hơi là lượng hơi chứa trong không khí ẩm ứng với 1 kg không khí khô*:

$$d = \frac{G_h}{G_k} \quad ; \text{ kgh/kgk hoặc gh/kgk} \quad (3-114)$$

Từ phương trình trạng thái của khí lý tưởng viết cho hơi nước và không khí khô, ta có:

$$G_h = \frac{p_h V}{R_h T} \quad \text{và} \quad G_k = \frac{p_k V}{R_k T}$$

Sau khi thế các giá trị trên vào (3-114) ta có:

$$d = \frac{R_k p_h}{R_h p_k} = \frac{\frac{8314}{29} p_h}{\frac{8314}{18} p_k}$$

$$d = 0,622 \frac{p_h}{p - p_h} \quad ; \text{ kgh/kgk} \quad (3-115)$$

Khi $p_h = p_{h\max}$ ta có $d = d_{\max}$. Vậy từ (3-115) ta có biểu thức xác định độ chứa hơi lớn nhất:

* Ở đây để phân biệt ta dùng ký hiệu kgh, kgk là kg của hơi nước và của không khí khô

$$d_{\max} = 0,622 \frac{P_{h\max}}{p - P_{h\max}} ; \text{ kgh/kgk} \quad (3-116)$$

d. Entanpi của không khí ẩm

Khi có 1 kg của không khí khô thì có d kg hơi nước và có (1 + d) kg không khí ẩm, vậy entanpi của (1 + d) kg không khí ẩm ứng với 1 kg không khí khô là:

$$I = i_k + di_k ; \text{ kJ/kgk}$$

Entanpi của 1 kg không khí khô: $i_k = C_{pk}t$, ở đây $C_{pk} = 1 \text{ kJ/kgk}$ vậy $i_k = t$.

Nếu không khí ẩm ở trạng thái chưa bão hòa, hơi nước là hơi quá nhiệt và i_h là entanpi của 1 kg hơi quá nhiệt ở nhiệt độ t:

$$\begin{aligned} i_h &= i'' + C_{ph}(t - t_s) \\ i_h &= i' + r(t_s) + C_{ph}(t - t_s) \end{aligned}$$

Ở đây:

t_s - nhiệt độ sôi ở áp suất p_h ;

C_{ph} - nhiệt dung riêng của hơi quá nhiệt; $C_{ph} = 1,93 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{K}$;

$r(t_s)$ - nhiệt hóa hơi ở nhiệt độ t_s . Để đơn giản Molier coi: $i' + r(t_s) \approx r(t_s = 0^\circ\text{C}) = 2500 \text{ kJ/kg}$. Vậy entanpi i_h :

$$i_h = 2500 + 1,93t ; \text{ kJ/kgk}$$

Cuối cùng ta có công thức tính entanpi của không khí ẩm:

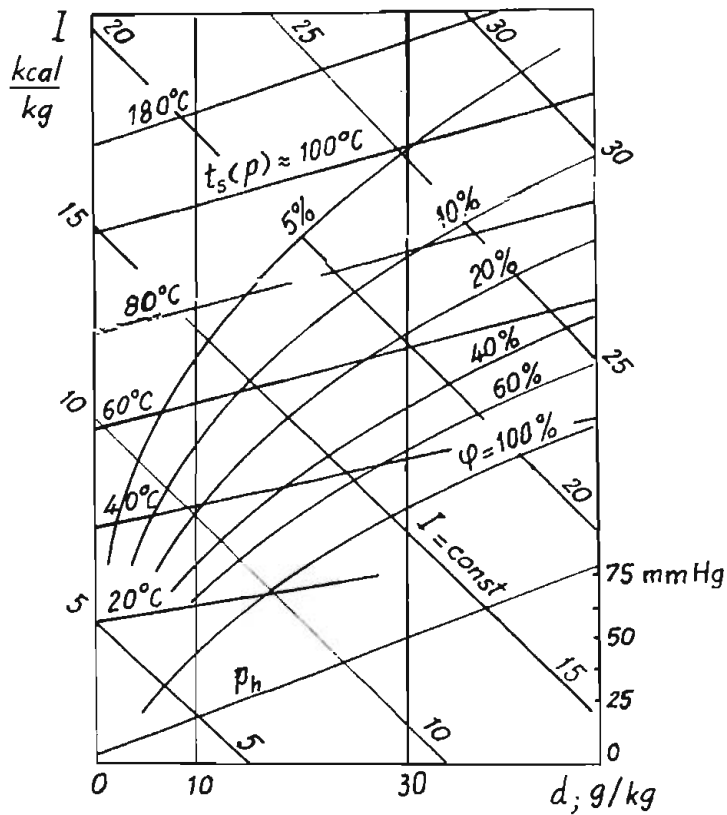
$$I = t + d(2500 + 1,93t) ; \text{ kJ/kgk} \quad (3-117)$$

4. Đồ thị I-d của không khí ẩm

Để giải các bài toán về không khí ẩm tức là xác định các thông số (đại lượng đặc trưng) của không khí ẩm chúng ta có thể dùng các công thức ở trên cùng với đồ thị hoặc bảng hơi nước, nhưng thuận tiện hơn cả là sử dụng đồ thị I-d do Molier lập ra đầu tiên (hình 3-23).

Ở đây trục tung là entanpi của không khí ẩm I (kJ/kgk) hoặc (kcal/kgk), trục hoành là độ chứa hơi d(g/kgk). Trục I và d không vuông góc với nhau mà tạo với nhau một góc 135° , làm như vậy để dễ biểu diễn các đường. Với cách cấu tạo trên, ta có các đường biểu diễn như sau:

- Đường $I = \text{const}$ là đường thẳng nghiêng với góc 135° ;
- Đường $d = \text{const}$ là đường thẳng đứng;
- Đường $t = \text{const}$ trong vùng không khí ẩm chưa bão hòa là các đường thẳng, vì ở nhiệt độ không đổi, phương trình (3-117) là phương trình đường thẳng. Khi $p_h = p$, (áp suất của không khí ẩm ví dụ bằng 745 mm Hg) nhiệt độ đọng sương lúc này $t_s(p) \approx 100^\circ\text{C}$ và được vẽ bằng đường nét đậm.



Hình 3-23. Đồ thị I-d của không khí ẩm

Đường $\varphi = \text{const}$ trong vùng không khí ẩm chưa bão hòa ở nhiệt độ $t < t_s(p)$ là các đường cong có bề lồi hướng lên phía trên, trong vùng nhiệt độ $t > t_s(p)$ là các đường thẳng đi lên. Đường $\varphi = 100\%$ chia đồ thị I-d thành hai vùng, vùng phía trên là không khí ẩm chưa bão hòa, vùng phía dưới là không khí ẩm quá bão hòa.

- Đường phân áp suất hơi nước $p_h(d)$ là đường thẳng nghiêng được vẽ từ quan hệ (3-115). Đơn vị đo của p_h là mm Hg.

Trạng thái của không khí ẩm được xác định khi biết hai trong các thông số I, d, t, φ, \dots . Khi đã xác định được trạng thái của không khí ẩm trên đồ thị I-d ta có thể xác định được các thông số còn lại. Giả sử không khí ẩm có nhiệt độ t_A , độ ẩm φ_A . Trạng thái của không khí ẩm được xác định bằng điểm A (hình 3-24) là giao điểm của t_A và φ_A . Từ đó ta tìm được I_A, d_A . Muốn tìm phân áp suất của hơi nước ta kẻ đường $d_A = \text{const}$ cắt đường $p_h(d)$ tại B từ đó tìm được p_{hA} . Tương tự cũng theo đường $t_A = \text{const}$ cắt đường $\varphi = 100\%$ tại D tìm được $d_{A\text{max}}$ và theo đường $d_{A\text{max}} = \text{const}$ cắt đường $p_h(d)$ tại E tìm được $p_{h\text{max}}$.

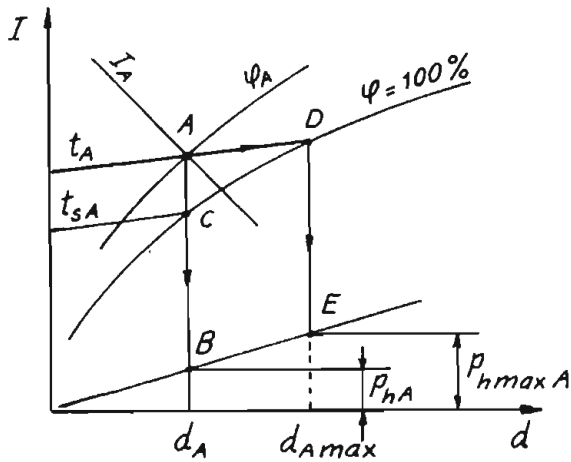
3.5.2. Các quá trình của không khí ẩm

1. Quá trình sấy

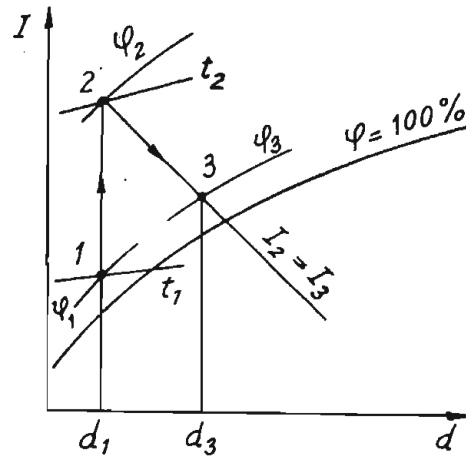
Quá trình sấy là quá trình làm khô vật sấy (lấy bột nước trong vật sấy đi). Môi chất dùng để sấy thường là không khí. Có thể chia quá trình sấy làm hai giai đoạn (hình 3-25):

- *Giai đoạn đốt nóng không khí 1-2.* Trong giai đoạn này không khí nhận nhiệt, nhiệt độ của không khí tăng, φ giảm nhưng độ chứa hơi $d = \text{const}$.

- *Giai đoạn sấy 2-3.* Lúc này cho không khí được đốt nóng tiếp xúc với vật sấy làm hơi nước trong vật sấy bay hơi. Đặc điểm của giai đoạn này là $I = \text{const}$ (gọi là quá trình sấy lý thuyết), vì không khí nóng nhả nhiệt cho vật sấy nhưng lại nhận chính lượng nhiệt đó (khí bỏ qua tổn thất nhiệt) từ hơi nước mang theo.



Hình 3-24. Xác định trạng thái của không khí ẩm



Hình 3-25. Các giai đoạn sấy

Cần xác định các đại lượng sau trong quá trình sấy:

- Lượng không khí khô G_k cần để làm bay hơi 1 kg nước trong vật sấy.

Khi sấy, không khí nhận một lượng hơi nước từ vật sấy bốc lên G_n :

$$G_n = d_3 - d_1; \text{ kgh/kgk} \quad (3-118)$$

Lượng không khí khô cần thiết làm bay hơi 1 kg nước:

$$G_k = \frac{1}{d_3 - d_1}; \text{ kgk/kgh} \quad (3-119)$$

- Lượng không khí ẩm ở trạng thái ban đầu cần để làm bay hơi 1 kg nước trong vật sấy:

$$G = (1 + d_1) G_k \quad (3-120)$$

- Lượng nhiệt cần để đốt nóng 1 kg không khí khô trong không khí ẩm trong quá trình đốt nóng:

$$q = I_2 - I_1; \text{ kJ/kgk} \quad (3-121)$$

- Lượng nhiệt cần để làm bay hơi 1 kg nước trong vật sấy:

$$Q = G_k q = \frac{I_2 - I_1}{d_3 - d_1}; \text{ kJ/kgh} \quad (3-122)$$

2. Các quá trình khác của không khí

a. Quá trình đốt nóng và làm lạnh không khí đẳng áp

Đặc điểm của quá trình đốt nóng hay làm lạnh không khí đẳng áp ở đây như đã nói là $d = \text{const}$, vì ở đây không khí nhận nhiệt hoặc nhả nhiệt qua vách chất rắn

ngăn cách (ví dụ vách ống) nên lượng hơi nước trong không khí sẽ không đổi. Trên hình 3-25, quá trình 1-2 là quá trình đốt nóng, quá trình ngược lại 2-1 là quá trình làm lạnh không khí. Trong quá trình đốt nóng, entanpi của không khí tăng, nhiệt độ tăng, độ ẩm tương đối giảm. Ngược lại trong quá trình làm lạnh, entanpi của không khí giảm, nhiệt độ giảm, độ ẩm tương đối tăng. Lượng nhiệt cần để đốt nóng hoặc làm lạnh 1 kg không khí khô tính theo (3-121).

b. Quá trình tăng ẩm (phun ẩm), giảm ẩm (hút ẩm) của không khí

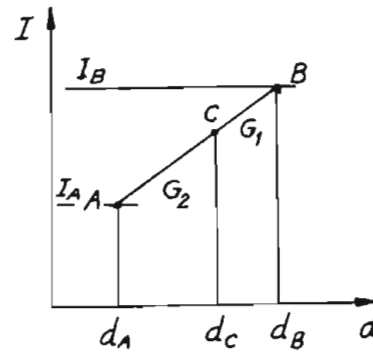
Quá trình tăng ẩm là quá trình tăng độ chứa hơi d của không khí và ngược lại quá trình giảm ẩm là quá trình giảm độ chứa hơi của không khí...

Nguyên tắc chung của tăng ẩm là đưa thêm hơi nước vào không khí. Có nhiều cách đưa thêm hơi nước vào không khí ví dụ như phun nước vào không khí.

Có nhiều cách giảm ẩm cho không khí (lấy hơi nước từ không khí ra): Khi cho không khí tiếp xúc với bề mặt kim loại lạnh (ví dụ giàn ống lạnh) có nhiệt độ nhỏ hơn nhiệt độ đọng sương của không khí, hơi nước trong không khí sẽ ngưng tụ lại trên bề mặt kim loại đó (đây là quá trình vừa giảm ẩm vừa làm lạnh không khí). Khi ta phun nước lạnh (có nhiệt độ nhỏ hơn nhiệt độ đọng sương của không khí) vào không khí, ở đây cũng xảy ra quá trình giảm ẩm và làm lạnh không khí tương tự như trên.

c. Quá trình hỗn hợp không khí ẩm

Trong kỹ thuật thường gặp quá trình hỗn hợp đoạn nhiệt (bỏ qua tổn thất nhiệt ra môi trường) của hai dòng không khí ở các trạng thái khác nhau (ví dụ trong quá trình sấy tái tuần hoàn người ta trộn một phần dòng không khí đã sấy với dòng không khí chưa sấy...). Ví dụ, dòng không khí ở trạng thái A (hình 3-26) có lượng không khí khô tương ứng G_1 hỗn hợp với dòng không khí ở trạng thái B có lượng không khí khô tương ứng G_2 . Người ta chứng minh được rằng trạng thái hỗn hợp nằm trên đường AB tại điểm C, điểm này chia đoạn AB thành hai phần tỷ lệ nghịch với lượng không khí khô của chúng:



Hình 3-26. Quá trình hỗn hợp không khí ẩm

$$\frac{AC}{BC} = \frac{G_2}{G_1} \tag{3-123}$$

Các chu trình nhiệt động

4.1. KHÁI NIỆM CƠ BẢN

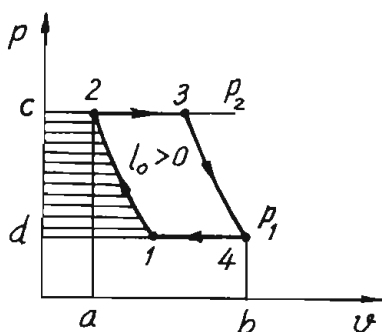
4.1.1. Định nghĩa chu trình nhiệt động

Ta biết rằng muốn biến nhiệt thành công trong các máy nhiệt phải dùng môi chất và cho môi chất giãn nở. Muốn nhận được công liên tục môi chất phải giãn nở liên tục. Nhưng môi chất không thể giãn nở mãi vì kích thước máy có hạn. Vì vậy muốn nhận được công liên tục sau khi giãn nở phải nén môi chất để trở về trạng thái ban đầu rồi tiếp tục giãn nở, nén lần thứ hai...

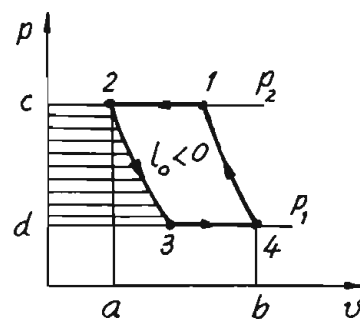
Môi chất thay đổi trạng thái một cách liên tục rồi lại trở về trạng thái ban đầu như vậy, ta nói rằng môi chất đã thực hiện một chu trình hay một quá trình khép kín.

Chu trình tiến hành theo chiều kim đồng hồ (trên các đồ thị trạng thái) gọi là chu trình thuận chiều. Chu trình này biến nhiệt thành công (hình 4-1), ở đây công sinh ra nên có dấu dương ($l_0 > 0$) và đường cong giãn nở trên đồ thị p-v (đường cong 234) nằm trên đường cong nén (412). Máy nhiệt làm việc theo chu trình này gọi là động cơ nhiệt.

Ngược lại chu trình làm việc theo chiều ngược kim đồng hồ gọi là chu trình ngược chiều (hình 4-2). Chu trình này tiêu hao công (hoặc năng lượng), ở đây công đưa vào nên mang dấu âm ($l_0 < 0$) và đường cong nén (412) nằm trên đường cong giãn nở (234). Máy nhiệt làm việc theo chu trình này gọi là máy lạnh và bơm nhiệt.



Hình 4-1. Chu trình thuận chiều (động cơ nhiệt)



Hình 4-2. Chu trình ngược chiều (máy lạnh và bơm nhiệt)

Chu trình gồm những quá trình thuận nghịch gọi là chu trình thuận nghịch. Nếu trong chu trình chỉ cần có một quá trình không thuận nghịch, chu trình đó sẽ là chu trình không thuận nghịch.

4.1.2. Công của chu trình

Công của chu trình là công của môi chất tác dụng tới môi trường hoặc ngược lại môi trường tác dụng tới môi chất khi môi chất tiến hành một chu trình. Công của chu trình được ký hiệu L_0 (J) hoặc l_0 (J/kg). Dưới đây ta tìm biểu thức công của chu trình.

Ta biết rằng $d(pv) = pdv + vdp$ và chu trình là một quá trình khép kín nên ta có:

$$\int d(pv) = \int pdv + \int vdp$$

Vì tích số (pv) là một hàm trạng thái nên $\int d(pv) = 0$ và $\int pdv = \sum l_i$; $\int vdp = - \sum l_{kt_i}$. Vậy ta có thể viết:

$$0 = \sum l_i - \sum l_{kt_i}$$

hay:
$$\sum_{i=1}^n l_i = \sum_{i=1}^n l_{kt_i} \quad (4-1)$$

Ở đây l_i , l_{kt_i} là công thay đổi thể tích, công kỹ thuật của quá trình thứ i trong n quá trình của chu trình.

Mặt khác ta thấy, nhìn về toàn bộ thì chu trình là một hệ kín mà như đã nói, công ngoài (ở đây là công của chu trình) của hệ kín là công thay đổi thể tích, vậy công của chu trình là công thay đổi thể tích của môi chất khi thực hiện chu trình:

$$l_0 = \sum_{i=1}^n l_i \quad (4-2)$$

Khi kết hợp (4-1) và (4-2), công chu trình được xác định bằng biểu thức:

$$l_0 = \sum_{i=1}^n l_i = \sum_{i=1}^n l_{kt_i} \quad (4-3)$$

Biểu thức (4-3) cho thấy công của chu trình được tính bằng tổng công thay đổi thể tích hoặc bằng tổng công kỹ thuật của tất cả các quá trình trong chu trình. Thật vậy, ví dụ hình 4-1 biểu diễn chu trình động cơ (tuabin khí) 12341, ở đây công của chu trình khi tính theo công thay đổi thể tích:

$$\begin{aligned} l_0 &= l_{12} + l_{23} + l_{34} + l_{41} \\ l_0 &= l_{23} + l_{34} - (l_{21} + l_{14}) \\ l_0 &= \text{diện tích hình } a234b - \text{diện tích hình } a214b \end{aligned}$$

Hoặc khi tính theo công kỹ thuật:

$$l_0 = l_{kt_{12}} + l_{kt_{23}} + l_{kt_{34}} + l_{kt_{41}}$$

$$l_0 = l_{kt_{34}} - l_{kt_{21}} \quad (\text{vì } l_{kt_{23}} = 0; l_{kt_{41}} = 0)$$

$$l_0 = \text{diện tích hình } c34d - \text{diện tích hình } c21d$$

Với hình 4-2 biểu diễn chu trình máy lạnh (không khí) hoàn toàn tương tự như trên ta cũng chứng tỏ rằng công của chu trình có thể tính theo (4-3).

Công của chu trình còn được tính theo nhiệt, từ phương trình định luật nhiệt động I, ta có:

$$dq = du + pdv$$

Với chu trình:

$$\oint dq = \oint du + \oint pdv$$

Ở đây vì nội năng là hàm trạng thái, $\oint pdv = 0$, $\oint dq = \sum q_i$ tổng đại số nhiệt lượng của các quá trình trong chu trình. Vậy ta có:

$$l_0 = \sum_{i=1}^n q_i \quad (4-4)$$

Với chu trình động cơ nhiệt, tổng lượng nhiệt cấp vào của các quá trình trong chu trình là q_1 (nhiệt nhận của nguồn nóng), ở đây $q_1 > 0$, tổng lượng nhiệt nhả ra của các quá trình trong chu trình là q_2 (nhiệt nhả cho nguồn lạnh), ở đây $q_2 < 0$. Vậy từ (4-4) công của chu trình động cơ nhiệt:

$$l_0 = q_1 - |q_2| \quad (4-5)$$

Đối với chu trình máy lạnh hoặc bơm nhiệt, tổng nhiệt lượng nhả ra của các quá trình trong chu trình là q_1 (nhiệt nhả cho nguồn nóng), ở đây $q_1 < 0$; tổng lượng nhiệt nhận của các quá trình trong chu trình là q_2 (nhiệt nhận từ nguồn lạnh) ở đây $q_2 > 0$. Vậy từ (4-4) công của chu trình máy lạnh hoặc bơm nhiệt:

$$l_0 = q_2 - |q_1| \quad (4-6)$$

Ở đây $l_0 < 0$ vì $|q_1| > q_2$. Ta có thể viết:

$$|l_0| = |q_1| - q_2 \quad (4-7)$$

Trên đồ thị T-s, công của chu trình được biểu diễn bằng diện tích hình bao bọc bởi các đường biểu diễn quá trình trong chu trình.

4.1.3. Hiệu suất nhiệt, hệ số làm lạnh và hệ số bơm nhiệt

Để đánh giá mức độ hoàn thiện (về mặt số lượng) của quá trình biến nhiệt thành công trong các chu trình động cơ nhiệt làm việc theo chu trình thuận chiều, người ta đưa ra đại lượng gọi là hiệu suất nhiệt η_t .

$$\eta_t = \frac{l_0}{q_1} = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} \quad (4-8)$$

Giá trị hiệu suất nhiệt nhỏ nhất là đối với động cơ phản lực (4%), sau đó là động

cơ hơi nước chạy tàu hỏa (10%), động cơ tuabin hơi trong nhà máy nhiệt điện (40%) rồi đến động cơ tuabin khí, động cơ đốt trong (50%)...

Để đánh giá mức độ hoàn thiện (về mặt số lượng) của quá trình biến chuyển năng lượng trong chu trình máy lạnh hoặc bơm nhiệt làm việc theo chu trình ngược chiều, người ta đưa ra đại lượng gọi là hệ số làm lạnh ε và hệ số bơm nhiệt φ như sau:

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l_0|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} \quad (4-9)$$

$$\varphi = \frac{|q_1|}{|l_0|} = \frac{|q_1|}{|q_1| - q_2} \quad (4-10)$$

Giá trị của ε , φ càng lớn càng tốt. Giá trị ε có thể nhỏ hơn hoặc lớn hơn một, còn φ bao giờ cũng lớn hơn một. Từ (4-10) có thể viết:

$$\varphi = \frac{|q_1|}{|q_0|} = \frac{q_2 + l_0}{l_0} = \varepsilon + 1 \quad (4-10')$$

4.1.4. Hiệu suất execgi

1. Biểu thức của execgi

Ta biết rằng năng lượng là mức đo chuyển động của vật chất, ứng với mỗi loại chuyển động có một dạng năng lượng nhất định. Theo khả năng biến đổi thành công cơ học năng lượng được chia thành ba nhóm:

nhóm 1 - năng lượng có khả năng biến đổi hoàn toàn thành công cơ học (điện năng, cơ năng, thế năng, động năng, ...);

nhóm 2 - năng lượng có khả năng biến đổi một phần thành công cơ học (nhiệt năng ở trạng thái không cân bằng với môi trường);

nhóm 3 - năng lượng không có khả năng biến đổi thành công (nhiệt năng của môi trường).

Vì execgi được coi là phần năng lượng có thể biến đổi hoàn toàn thành công cơ học (trong quá trình thuận nghịch) nên toàn bộ năng lượng của nhóm 1 là execgi, còn toàn bộ năng lượng của nhóm 3 là anecgi. Người ta đã chứng minh được các biểu thức sau đây giúp cho việc tính toán execgi:

- Execgi của dòng môi chất chuyển động

Khi dòng môi chất chuyển động ở trạng thái ban đầu (có thông số t , i , s , ...) biến đổi thuận nghịch đến trạng thái cân bằng với môi trường (có p_0 , t_0 không đổi), dòng môi chất có khả năng sinh công lớn nhất. Công này chính là giá trị execgi e của năng lượng nhiệt mà 1 kg dòng khí có ở trạng thái ban đầu:

$$e = i - i_0 - T_0 (s - s_0); \text{ J/kg} \quad (4-11)$$

Ở đây:

i và s - entanpi và entrôpi của môi chất ở trạng thái ban đầu;

i_0 và s_0 - entanpi và entrôpi của môi chất ở trạng thái cân bằng với môi trường;

T_0 - nhiệt độ của môi trường.

- Execgi của nhiệt lượng q ở nhiệt độ T

Người ta cũng chứng minh được rằng công lớn nhất sinh ra của lượng nhiệt q (cũng chính là execgi e_q của nhiệt q) ở nhiệt độ T trong một quá trình thuận nghịch hoặc chu trình thuận nghịch sẽ là:

$$e_q = q \left(1 - \frac{T_0}{T} \right); \text{ J/kg} \quad (4-12)$$

Ở đây:

T_0 - nhiệt độ của môi trường.

Trong các biểu thức trên, execgi có thể mang dấu dương (nếu các thông số của môi chất hoặc nhiệt độ của nguồn nhiệt lớn hơn của môi trường) hoặc dấu âm (nếu các thông số của môi chất hoặc nhiệt độ của nguồn nhiệt nhỏ hơn của môi trường). Độ lớn execgi là giá trị tuyệt đối của nó. Khi vật chưa ở trạng thái cân bằng với môi trường thì $|e| \neq 0$, khi cân bằng với môi trường thì $|e| = 0$.

Nếu dòng môi chất biến đổi từ trạng thái 1 đến trạng thái 2 (còn chưa cân bằng với môi trường) và quá trình biến đổi này là thuận nghịch, công trong quá trình này sẽ lớn nhất $l_{\max 1-2} = e_1 - e_2 = i_1 - i_2 - T_0(s_1 - s_2)$, còn khi quá trình biến đổi này là không thuận nghịch, công trong quá trình này là $l_{12} < l_{\max 1-2}$ và có tổn thất execgi Δe_l . Người ta đã chứng minh được rằng tổn thất execgi Δe_l do biến đổi không thuận nghịch trong quá trình hoặc chu trình được xác định bằng biểu thức:

$$\Delta e_l = T_0 \Delta s_h \quad (4-13)$$

Ở đây:

T_0 - nhiệt độ môi trường;

Δs_h - biến đổi entrôpi của hệ

Riêng trong quá trình truyền nhiệt (khi bỏ qua tổn thất nhiệt ra môi trường) nhiệt q tỏa ra từ vật nóng ở nhiệt độ T_1 bằng nhiệt độ do vật lạnh nhận được ở nhiệt độ T_2 . Người ta đã xác định được tổn thất execgi của quá trình truyền nhiệt này:

$$\Delta e_l = q \frac{T_0(T_1 - T_2)}{T_1 T_2} \quad (4-14)$$

Từ (4-14) ta thấy quá trình truyền nhiệt thuận nghịch xảy ra khi $T_1 = T_2$ và lúc này $\Delta e_l = 0$.

2. Hiệu suất execgi

Để phân tích một quá trình thực hoặc chu trình thực (không thuận nghịch) tổng quát chúng ta có hai phương pháp sau đây:

a. Phương pháp thứ nhất

Bằng khái niệm hiệu suất nhiệt (hoặc hệ số làm lạnh...) xét chu trình thuận nghịch sau đó xét tới sự không thuận nghịch của các quá trình bằng việc đưa vào khái niệm hiệu suất trong tương đối (của quá trình giãn nở trong tuabin, quá trình nén trong máy nén...). Nhược điểm của phương pháp này là không thể xét tới sự không thuận nghịch của một số quá trình như truyền nhiệt, tiết lưu, hỗn hợp...

b. Phương pháp thứ hai

Đó là phương pháp execgi. Phương pháp này dựa trên phương trình cân bằng execgi. Nó là phương pháp hoàn hảo nhất để phân tích các quá trình thực hoặc chu trình thực, vì nó cho ta biết số lượng và nơi gây nên tổn thất execgi (khả năng sinh công). Tùy theo chiều tiến hành cân bằng execgi, ta có: cân bằng thuận (gọi là phương pháp phân tích execgi), cân bằng ngược (còn gọi là phương pháp entropi). Trong cả hai loại cân bằng này để đánh giá sự hoàn thiện của một quá trình hoặc chu trình thực người ta đưa ra đại lượng gọi là hiệu suất execgi η_e . Dưới đây ta xem xét hai phương pháp cân bằng execgi thuận và ngược.

b1. Phương pháp cân bằng thuận: Hiệu suất execgi ở đây được định nghĩa:

$$\eta_e = \frac{e_r}{e_v} \quad (4-15)$$

Ở đây:

e_r - tổng execgi lấy ra trong một quá trình hoặc chu trình (hữu ích có thể dùng trong kỹ thuật) ví dụ là công chu trình l_0 trong các chu trình động cơ nhiệt, là execgi của vật cần làm lạnh trong máy lạnh, là execgi của vật cần đốt nóng trong bơm nhiệt...

e_v - tổng execgi đem vào trong một quá trình hoặc chu trình, ví dụ là execgi của sản phẩm cháy trong động cơ nhiệt, là công l_0 trong máy lạnh hoặc bơm nhiệt (loại có máy nén)...

Phương pháp cân bằng thuận giúp ta nhanh chóng xác định được hiệu suất execgi. Tuy nhiên không cho ta biết nơi xuất hiện và độ lớn của từng tổn thất execgi. Phương pháp cân bằng ngược cho ta biết điều này.

b2. Phương pháp cân bằng ngược (phương pháp entropi): Từ (4-15) ta có thể viết khi ký hiệu Δe_t là tổng tổn thất execgi:

vậy:
$$e_v = e_r + \Delta e_t \text{ và } e_r = e_v - \Delta e_t$$

$$\eta_c = \frac{e_r}{e_v} = \frac{e_v - \Delta e_t}{e_v} = 1 - \frac{\Delta e_t}{e_v} = 1 - \frac{\sum \pi_i}{e_v} = 1 - \sum \omega_i \quad (4-15')$$

Ở đây:

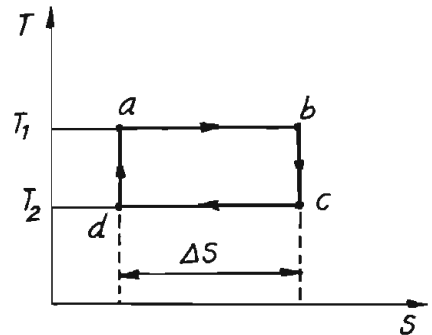
$\pi_i = \Delta e_{ti}$ - tổn thất exegeri của quá trình thứ i ;

$\omega_i = \pi_i/e_v$ - tổn thất tương đối của quá trình thứ i .

Vậy ở đây muốn tìm hiệu suất exegeri ta phải tìm tổng tất cả tổn thất tương đối của các quá trình trong chu trình.

4.1.5. Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot

Ở điều kiện nhiệt độ nguồn nóng $T_1 = \text{const}$ và nguồn lạnh $T_2 = \text{const}$, một chu trình làm việc ra sao để đạt được hiệu suất nhiệt (hoặc hệ số làm lạnh hoặc hệ số bơm nhiệt) lớn nhất. Đó phải là chu trình thuận nghịch mà một trong những chu trình này do Carnot đề ra đầu tiên và gọi là chu trình Carnot.



Hình 4-3. Chu trình Carnot thuận nghịch thuận chiều

Chu trình Carnot như đã biết gồm hai quá trình đẳng nhiệt (ab, cd) và hai quá trình đoạn nhiệt (bc, da) xen kẽ nhau. Hình 4-3 biểu diễn chu trình Carnot thuận nghịch thuận chiều.

Từ biểu thức định nghĩa hiệu suất nhiệt (4-8), ta có:

$$q_1 = q_{ab} = T_1 (s_b - s_a) = T_1 \Delta s; \quad |q_2| = T_2 (s_c - s_d) = T_2 \Delta s$$

Và hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot:

$$\eta_{tc} = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} = \frac{T_1 - T_2}{T_1} = 1 - \frac{T_2}{T_1}$$

Ở đây ta nhận thấy:

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

- Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot bao giờ cũng nhỏ hơn một. Vậy không thể biến toàn bộ nhiệt thành công mặc dù đó là trong chu trình thuận nghịch.

- Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot tăng khi nhiệt độ nguồn nóng tăng, nhiệt độ nguồn lạnh giảm, nghĩa là hiệu số nhiệt độ càng lớn càng tốt.

- Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot (thuận nghịch) sẽ lớn hơn hiệu suất nhiệt của chu trình không thuận nghịch khác khi có cùng nhiệt độ nguồn nóng và cùng nhiệt độ nguồn lạnh

4.2. CHU TRÌNH THUẬN CHIỀU (ĐỘNG CƠ NHIỆT)

4.2.1. Chu trình chất khí

Chu trình chất khí ở đây bao gồm: chu trình động cơ đốt trong, chu trình tuabin khí, chu trình động cơ phản lực. Đây là chu trình của động cơ nhiệt trong đó thực hiện quá trình biến đổi nhiệt thành công. Môi chất đầu tiên là nhiên liệu và không khí sau đó là sản phẩm cháy. Ở đây thực hiện quá trình cháy nhiên liệu và quá trình thải sản phẩm cháy vào môi trường. Để nghiên cứu chúng ta đưa ra những giả thiết sau đây:

- Coi môi chất là khí lý tưởng và đồng nhất.
- Các quá trình xảy ra đều là thuận nghịch, coi quá trình nén và giãn nở là quá trình thuận nghịch.
- Quá trình cháy thay bằng quá trình cấp nhiệt, quá trình thải sản phẩm cháy thay bằng quá trình thải nhiệt (trong đó đối với chu trình động cơ đốt trong là quá trình thải nhiệt đẳng tích, còn đối với tuabin khí và động cơ phản lực là quá trình thải nhiệt đẳng áp).
- Coi quá trình nạp và thải triệt tiêu nhau về công và biến hệ hờ ở đây thành hệ kín (chu trình).

Sau đây chúng ta lần lượt nghiên cứu từng chu trình.

1. Chu trình động cơ đốt trong

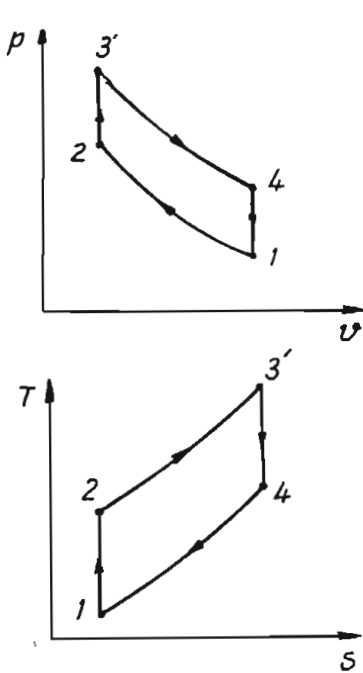
a. Phân loại động cơ đốt trong

Động cơ đốt trong là động cơ nhiệt gồm các bộ phận chính: xylanh, pittông, van nạp, van thải, thanh truyền và trục khuỷu. Quá trình cháy nhiên liệu xảy ra bên trong xylanh. Có nhiều cách phân loại:

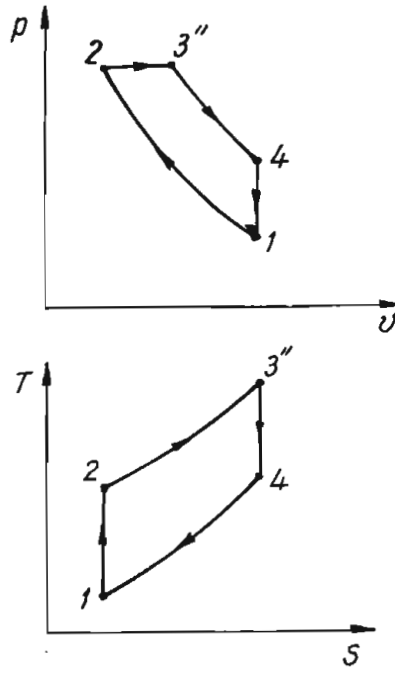
- Theo nhiên liệu sử dụng: nhiên liệu lỏng (xăng, dầu điêzen), nhiên liệu khí.
- Theo hành trình của pittông: (khoảng cách dịch chuyển của pittông từ điểm chết dưới đến điểm chết trên) để thực hiện chu trình: động cơ 4 kỳ (pittông thực hiện 4 hành trình mới được một chu trình), động cơ 2 kỳ (pittông thực hiện 2 hành trình được 1 chu trình).
- Theo quá trình cấp nhiệt (quá trình cháy): chu trình cấp nhiệt đẳng tích, đẳng áp, hỗn hợp.
- Theo cách đốt nhiên liệu:

Động cơ cháy cưỡng bức: việc hỗn hợp giữa nhiên liệu (xăng) và không khí được thực hiện bên ngoài xylanh, cháy nhiên liệu nhờ tia lửa điện. Đây chính là động cơ xăng và quá trình cháy đẳng tích.

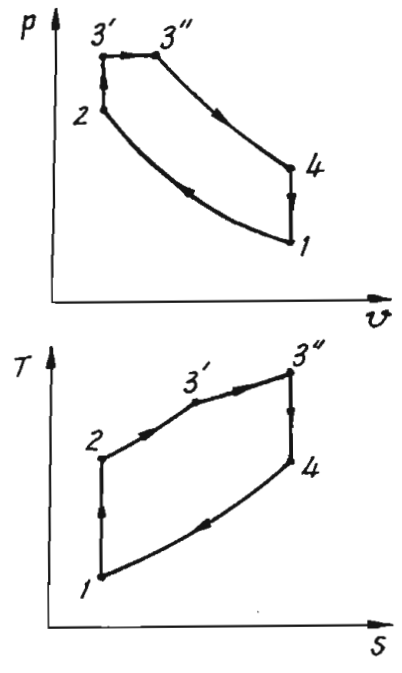
Động cơ tự cháy: việc hỗn hợp giữa nhiên liệu (dầu diesel) với không khí thực hiện bên trong xylanh. Nhiên liệu tự bốc cháy ở cuối quá trình nén. Đây là động cơ diesel. Tùy theo việc đưa nhiên liệu vào xylanh mà ta phân ra: động cơ diesel cháy đẳng áp (đưa nhiên liệu vào bằng không khí nén từ máy nén khí), động cơ diesel cháy hỗn hợp (đưa nhiên liệu vào dùng bơm cao áp và vòi phun, động cơ diesel ngày nay chế tạo theo loại này).



Hình 4-4. Đồ thị p-v và T-s động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích



Hình 4-5. Đồ thị p-v và T-s động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp



Hình 4-6. Đồ thị p-v và T-s động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp

b. Các quá trình của chu trình động cơ đốt trong cháy đẳng tích, đẳng áp, hỗn hợp

Hình 4-4, 4-5, 4-6 biểu diễn đồ thị p-v, T-s chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích, đẳng áp, hỗn hợp. Trong đó:

1-2: quá trình nén đoạn nhiệt môi chất.

2-3: quá trình cấp nhiệt q_1 cho môi chất (2-3' cấp nhiệt đẳng tích q_{1v} ; 2 - 3'' cấp nhiệt đẳng áp q_{1p} ; 2-3'-3'' cấp nhiệt hỗn hợp $q_1 = q_{1v} + q_{1p}$).

3-4: quá trình giãn nở đoạn nhiệt môi chất.

4-1: quá trình thải nhiệt đẳng tích q_2 của môi chất.

Các đại lượng đặc trưng của chu trình:

- Tỷ số nén (trong quá trình nén):

$$\epsilon = \frac{v_1}{v_2}$$

- Tỷ số tăng áp (trong quá trình cấp nhiệt):

$$\lambda = \frac{p_3}{p_2}$$

Với chu trình cấp nhiệt đẳng áp $\lambda = 1$.

- Tỷ số giãn nở sớm (trong quá trình cấp nhiệt):

$$\rho = \frac{v_{3''}}{v_2} = \frac{v_{3'}}{v_3}$$

Với chu trình cấp nhiệt đẳng tích $\rho = 1$.

c. Hiệu suất nhiệt của chu trình

Hiệu suất nhiệt của chu trình được xác định:

$$\eta_t = \frac{l_0}{q_1} = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} = 1 - \frac{|q_2|}{q_1}$$

- Đối với chu trình cấp nhiệt hỗn hợp:

$$q_1 = q_{1v} + q_{1p} = C_v(T_{3'} - T_2) + C_p(T_{3''} - T_{3'})$$

$$q_1 = C_v(T_{3'} - T_2) + kC_v(T_{3''} - T_{3'})$$

$$|q_2| = |q_{41}| = C_v(T_4 - T_1)$$

Khi đó hiệu suất nhiệt của chu trình hỗn hợp:

$$\eta_t = 1 - \frac{C_v(T_4 - T_1)}{C_v(T_{3'} - T_2) + kC_v(T_{3''} - T_{3'})} \quad (a)$$

Ở đây các giá trị T_2 , $T_{3'}$, $T_{3''}$, T_4 có thể tính theo T_1 và ϵ , λ , ρ như sau:

Trong quá trình đoạn nhiệt 1-2:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^{k-1} = \epsilon^{k-1}; \quad T_2 = T_1 \epsilon^{k-1}$$

Trong quá trình đẳng tích 2-3':

$$\frac{T_{3'}}{T_2} = \frac{p_3}{p_2} = \lambda; \quad T_{3'} = T_2 \lambda = T_1 \epsilon^{k-1} \lambda$$

Trong quá trình đẳng áp 3'-3'':

$$\frac{T_{3''}}{T_{3'}} = \frac{v_{3''}}{v_{3'}} = \rho; \quad T_{3''} = T_{3'} \rho = T_1 \epsilon^{k-1} \lambda \rho$$

Trong quá trình đoạn nhiệt 3''-4:

$$\frac{T_4}{T_{3''}} = \left(\frac{v_{3''}}{v_4}\right)^{k-1} = \left(\frac{\rho v_2}{v_1}\right)^{k-1} = \frac{\rho^{k-1}}{\epsilon^{k-1}}$$

$$T_4 = T_{3''} \frac{\rho^{k-1}}{\varepsilon^{k-1}} = T_1 \lambda \rho^k$$

Khi thay các giá trị vừa tính của T_2 , T_3 , $T_{3''}$, T_4 vào (a) cuối cùng ta có biểu thức hiệu suất nhiệt của chu trình cấp nhiệt hỗn hợp:

$$\eta_t = 1 - \frac{\lambda \rho^k - 1}{\varepsilon^{k-1} [(\lambda - 1) + k\lambda(\rho - 1)]} \quad (4-17)$$

Chúng ta nhận thấy η_t phụ thuộc vào ε , k , λ , ρ và khi tăng ε , tăng k , tăng λ , giảm ρ dẫn đến η_t tăng và ngược lại. Việc tăng ε của chu trình cấp nhiệt hỗn hợp cũng như chu trình cấp nhiệt đẳng áp không bị hạn chế bởi hiện tượng kích nổ nhưng hạn chế bởi sức bền của vật liệu, nên các động cơ này hiện nay chỉ có thể làm việc với $\varepsilon = 20 \div 24$.

- Đối với chu trình cấp nhiệt đẳng áp

Chu trình cấp nhiệt đẳng áp như đã nói có tỷ số tăng áp $\lambda = 1$. Vậy từ (4-17) ta suy ra:

$$\eta_{tp} = 1 - \frac{\rho^k - 1}{\varepsilon^{k-1} k(\rho - 1)} \quad (4-18)$$

Chúng ta thấy η_{tp} phụ thuộc vào ε , k , ρ và khi ε tăng, k tăng, ρ giảm dẫn đến η_{tp} tăng và ngược lại.

- Đối với chu trình cấp nhiệt đẳng tích

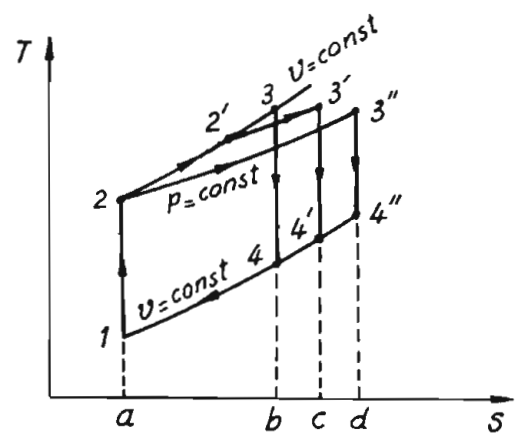
Chu trình cấp nhiệt đẳng tích như đã nói có tỷ số giãn nở sớm $\rho = 1$. Vậy từ (4-17) ta suy ra:

$$\eta_{tv} = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \quad (4-19)$$

Ở đây η_{tv} chỉ phụ thuộc vào ε và k . Khi tăng ε , k hiệu suất nhiệt η_{tv} sẽ tăng và ngược lại. Như đã nói đây là động cơ xăng và cháy cưỡng bức (nhờ tia lửa điện phát ra cuối quá trình nén), khi tăng ε quá mức, áp suất và nhiệt độ cuối quá trình nén tăng nhiều dễ gây hiện tượng kích nổ ảnh hưởng không tốt đến chế độ làm việc bình thường của động cơ. Vì thế tỷ số nén của chu trình cấp nhiệt đẳng tích không vượt quá $8 \div 12$.

d. So sánh hiệu suất nhiệt của các chu trình động cơ đốt trong

d1. Cùng tỷ số nén và cùng nhiệt lượng cấp q_1



Hình 4-7. Đồ thị T-s các chu trình động cơ đốt trong

Với các điều kiện trên hình 4-7 biểu diễn các chu trình động cơ đốt trong trên đồ thị T-s. Trong đó:

- 1-2-3-4: chu trình cấp nhiệt đẳng tích;
- 1-2-3''-4'': chu trình cấp nhiệt đẳng áp;
- 1-2'-2'-3'-4': chu trình cấp nhiệt hỗn hợp.

Hiệu suất nhiệt của chu trình được tính theo công thức chung:

$$\eta_t = 1 - \frac{|q_2|}{q_1}$$

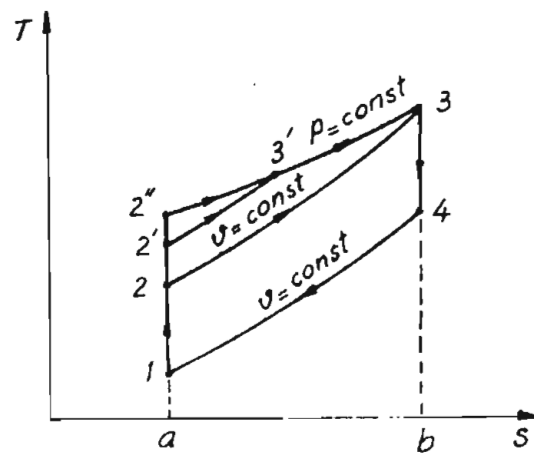
Từ đồ thị vì nhiệt nhả ra q_{2v} (là diện tích hình $a14b$) $< q_2$ (là diện tích hình $a14'c$) $< q_{2p}$ (là diện tích hình $a14''d$) và khi cùng q_1 nên hiệu suất nhiệt của chu trình cấp nhiệt đẳng tích $\eta_{tv} > \eta_t$ (chu trình cấp nhiệt hỗn hợp) $> \eta_{tp}$ (chu trình cấp nhiệt đẳng áp).

d2. Cùng nhiệt nhả ra q_2 , cùng p_{max} , T_{max}

Việc so sánh hiệu suất nhiệt của các chu trình ở điều kiện cùng ϵ như trên là không hợp lý vì ưu thế của chu trình cấp nhiệt đẳng áp và hỗn hợp là có tỷ số nén ϵ cao hơn nhiều so với chu trình cấp nhiệt đẳng tích. Vì vậy ta so sánh hiệu suất nhiệt ở điều kiện cùng chế độ làm việc nặng nhọc nhất (p_{max} , T_{max}) và cùng nhiệt nhả q_2 . Với điều kiện trên, các chu trình được biểu diễn trên hình 4-8.

- 1-2-3-4: chu trình cấp nhiệt đẳng tích;
- 1-2''-3-4: chu trình cấp nhiệt đẳng áp;
- 1-2'-2'-3-4: chu trình cấp nhiệt hỗn hợp.

Từ đồ thị ta thấy vì q_{1p} (diện tích hình $a2''3b$) $> q_1$ (diện tích hình $a2'3'b$) $> q_{1v}$ (diện tích hình $a23'b$) và cùng q_2 (diện tích hình $a14b$) nên hiệu suất nhiệt của chu trình cấp nhiệt đẳng áp $\eta_{tp} > \eta_t$ (cấp nhiệt hỗn hợp) $> \eta_{tv}$ (cấp nhiệt đẳng tích). Sở dĩ hiệu suất nhiệt của chu trình cấp nhiệt đẳng áp ở đây là lớn nhất vì tỷ số nén của chu trình cấp nhiệt đẳng áp ϵ_p (tương đương với điểm 1-2'') $> \epsilon$ - cấp nhiệt hỗn hợp (tương ứng điểm 1-2') $> \epsilon_v$ - cấp nhiệt đẳng tích (tương ứng điểm 1-2).

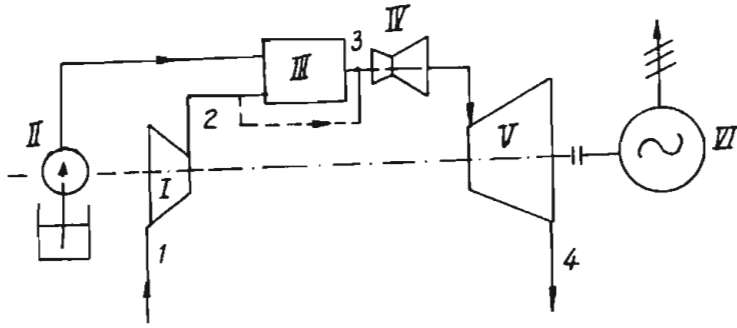


Hình 4-8. Đồ thị so sánh hiệu suất nhiệt các chu trình động cơ đốt trong

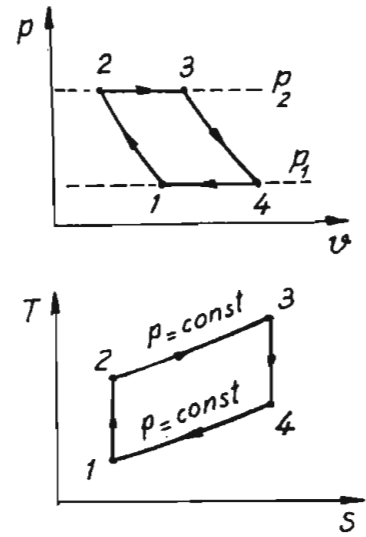
2. Chu trình tuabin khí

a. Sơ đồ cấu tạo

Hình 4-9 biểu diễn sơ đồ cấu tạo chung của tuabin khí. Trong đó:



Hình 4-9. Sơ đồ làm việc của tuabin khí



Hình 4-10. Chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp

Không khí được hút vào máy nén *I*, sau đó được nén (giả thiết là đoạn nhiệt) trong máy nén. Phần lớn không khí nén đi vào buồng đốt *III*, một phần nhỏ đưa ra phía sau buồng đốt hòa trộn với sản phẩm cháy làm giảm bớt nhiệt độ của sản phẩm cháy trước khi vào tuabin. Nhiên liệu (lỏng hoặc khí) được bơm *II* đưa vào buồng đốt *III*. Nhiên liệu và không khí sẽ cháy trong buồng đốt. Quá trình cháy (cấp nhiệt) có thể là:

- Cháy đẳng áp $p = \text{const}$. Ở đây môi chất vào và ra khỏi buồng đốt một cách liên tục, cấu tạo buồng đốt đơn giản, ít tổn thất do các van.

- Cháy đẳng tích $v = \text{const}$. Muốn tạo ra cháy đẳng tích, buồng đốt phải có các van để khi cháy phải đóng tất cả các van lại. Hơn nữa vì sản phẩm cháy ra khỏi buồng đốt không liên tục, muốn sản phẩm cháy lúc nào cũng đi vào tuabin một cách liên tục, phải có nhiều buồng đốt. Tóm lại ở đây cấu tạo buồng đốt phức tạp và do phải có nhiều van nên tổn thất do van cũng lớn. Vì lý do trên nên trong thực tế người ta thường chế tạo tuabin cháy đẳng áp.

Sản phẩm cháy ra khỏi buồng đốt có nhiệt độ cao (1300°C) được hòa với không khí từ máy nén để làm giảm nhiệt độ sản phẩm cháy (600°C). Sau đó sản phẩm cháy được đưa qua ống tăng tốc *IV* để tăng động năng của dòng khí.

Khí từ ống tăng tốc được đưa vào tuabin *V*. Ở đây khí sẽ giãn nở sinh công. Một phần công này dùng để chạy máy nén *I* và bơm nhiên liệu *II*, phần chủ yếu còn lại để chạy máy phát điện *VI* (tàu hỏa, tàu thủy...).

b. Ưu điểm so với động cơ đốt trong

Tuabin khí có một số ưu điểm sau đây so với động cơ đốt trong:

- Máy gọn, nhỏ, cho công suất lớn;
- Không có cơ cấu biến chuyển động thẳng thành chuyển động quay;
- Số vòng quay đạt được lớn, mômen quay đều, liên tục;
- Điều khiển đơn giản.

Khó khăn gặp phải ở đây là việc chế tạo máy nén có công suất lớn, chỉ làm việc được với nhiên liệu lỏng hoặc khí.

c. Chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp

Hình 4-10 biểu diễn chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp trên đồ thị p-v, T-s. Trong đó:

1-2: quá trình nén đoạn nhiệt môi chất trong máy nén.

2-3: quá trình cấp nhiệt (cháy) đẳng áp trong buồng đốt. Môi chất nhận nhiệt q_1 .

3-4: quá trình giãn nở đoạn nhiệt trong ống tăng tốc và trong tuabin

4-1: quá trình thải nhiệt q_2 đẳng áp (thải sản phẩm cháy).

Các đại lượng đặc trưng của chu trình gồm:

- Tỷ số tăng áp trong quá trình nén:

$$\beta = \frac{p_2}{p_1}$$

- Tỷ số giãn nở sớm (trong quá trình cấp nhiệt):

$$\rho = \frac{v_3}{v_2}$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình:

$$\eta_t = 1 - \frac{|q_2|}{q_1}$$

với:

$$|q_2| = |q_{41}| = C_p(T_4 - T_1)$$

$$q_1 = q_{23} = C_p(T_3 - T_2)$$

vậy ta có:

$$\eta_t = 1 - \frac{T_4 - T_1}{T_3 - T_2} \quad (a)$$

Ở đây ta sẽ tìm T_2, T_3, T_4 theo T_1, ρ và β .

Trong quá trình đoạn nhiệt 1-2:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} = \beta^{\frac{k-1}{k}}; \quad T_2 = T_1 \beta^{\frac{k-1}{k}}$$

Trong quá trình đẳng áp 2-3:

$$\frac{T_3}{T_2} = \frac{v_3}{v_2} = \rho; \quad T_3 = T_2 \rho = T_1 \beta^{\frac{k-1}{k}} \rho$$

Trong quá trình đoạn nhiệt 3-4:

$$\frac{T_4}{T_3} = \left(\frac{p_4}{p_3}\right)^{\frac{k-1}{k}} = \left(\frac{p_1}{p_2}\right)^{\frac{k-1}{k}} = \frac{1}{\beta^{\frac{k-1}{k}}}$$

$$T_4 = \frac{T_3}{\beta^{\frac{k-1}{k}}} = T_1 \rho$$

Sau khi ta thế các giá trị T_2, T_3, T_4 vừa tính vào (a), ta được:

$$\eta_t = 1 - \frac{1}{\beta^{\frac{k-1}{k}}} \quad (4-20)$$

Chúng ta thấy hiệu suất nhiệt của chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp phụ thuộc vào β và k . Khi tăng β và k , hiệu suất nhiệt sẽ tăng và ngược lại.

3. Chu trình động cơ phản lực

a. Phân loại động cơ phản lực

Nhược điểm cơ bản của động cơ đốt trong pittông là việc tăng công suất của động cơ kéo theo việc tăng khối lượng thiết bị. Vậy nếu động cơ này dùng trong hàng không (máy bay) sẽ gây khó khăn cho việc tăng tốc độ của máy bay. Ngược lại động cơ phản lực mà ta sẽ nghiên cứu dưới đây rất phù hợp cho lĩnh vực hàng không (máy bay, tên lửa) vì công suất của động cơ có thể đạt được lớn nhưng khối lượng động cơ lại không lớn, nên tốc độ của máy bay, tên lửa đạt được rất lớn.

Động cơ phản lực được chia ra như sau:

a1. *Động cơ tên lửa.* Ở đây khí ôxy dùng cho quá trình cháy không lấy từ môi trường mà được chứa sẵn dưới dạng lỏng ngay trong động cơ. Vì vậy tên lửa có thể bay trong chân không. Quá trình cháy xảy ra là đẳng áp.

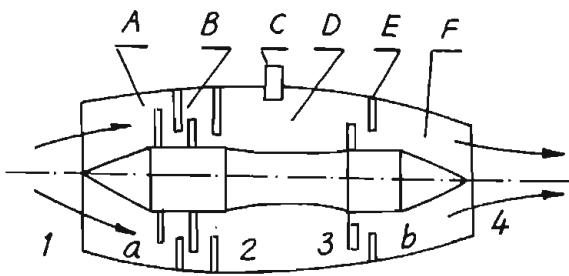
a2. *Động cơ máy bay.* Ở đây khí ôxy dùng cho quá trình cháy được lấy ngay từ môi trường. Tùy theo động cơ có được trang bị máy nén hay không mà ta lại phân ra:

- *Động cơ máy bay không có máy nén.* Việc tăng áp suất ở đây nhờ ống tăng áp. Quá trình cháy có thể là đẳng áp hoặc đẳng tích tùy theo cấu tạo của buồng đốt.

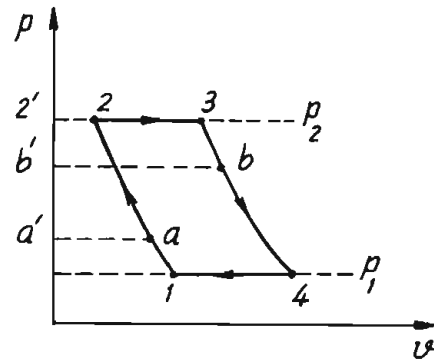
- Động cơ máy bay có máy nén. Việc tăng áp suất ở đây một phần vẫn nhờ ống tăng áp nhưng phần chủ yếu nhờ máy nén. Quá trình cháy ở đây là quá trình đẳng áp. Động cơ máy bay ngày nay thường được chế tạo theo loại này, do vậy dưới đây đối với máy bay ta chỉ nghiên cứu loại động cơ này.

b. Chu trình động cơ phản lực (máy bay) có máy nén.

Hình 4-11a biểu diễn sơ đồ cấu tạo của động cơ. Hình 4-11b biểu diễn chu trình động cơ phản lực có máy nén trên đồ thị p-v. Cấu tạo của động cơ gồm các bộ phận chính sau: ống tăng áp A; máy nén (ly tâm hoặc hướng trục) B; vòi phun nhiên liệu - C; buồng đốt (thực hiện quá trình đẳng áp) D; tuabin khí E; ống tăng tốc F.



Hình 4-11a. Sơ đồ cấu tạo động cơ máy bay phản lực có máy nén



Hình 4-11b. Đồ thị p-v chu trình động cơ máy bay phản lực có máy nén

Chu trình gồm có các quá trình sau:

1-a: quá trình nén đoạn nhiệt không khí trong ống tăng áp;

a-2: quá trình nén đoạn nhiệt không khí trong máy nén;

2-3: quá trình cấp nhiệt (cháy) đẳng áp trong buồng đốt. Nhiệt cấp cho chu trình là q_1 ;

3-b: quá trình giãn nở đoạn nhiệt sản phẩm cháy trong tuabin khí, sinh công để chạy máy nén (diện tích $2'3bb'$ bằng diện tích $a'a22'$);

b-4: quá trình giãn nở đoạn nhiệt sản phẩm cháy trong ống tăng tốc;

4-1: quá trình thải nhiệt (thải sản phẩm cháy) q_2 đẳng áp cho môi trường.

Chúng ta nhận thấy chu trình động cơ phản lực có máy nén với cháy đẳng áp hoàn toàn giống như chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp. Vậy hiệu suất nhiệt của chu trình theo (4-20), ta có:

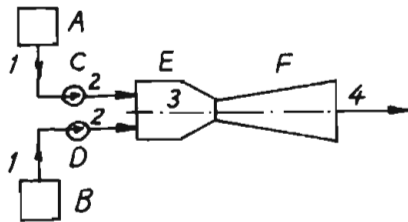
$$\eta_t = 1 - \frac{1}{\beta^{\frac{k-1}{k}}} \quad (4-21)$$

Ở đây β là tỷ số tăng áp trong quá trình nén 1-2 (cả trong ống tăng áp lẫn trong máy nén), $\beta = p_2/p_1$. Rõ ràng muốn tăng η_t phải tăng β . Tỷ số tăng áp β ở đây lớn β ở trong chu trình động cơ phản lực máy bay không có máy nén, vì vậy động cơ này sẽ cho hiệu suất lớn hơn so với loại không có máy nén.

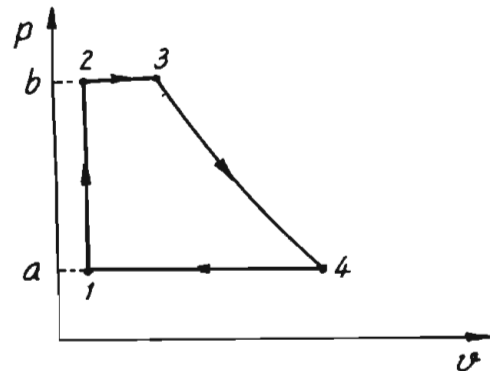
c. Chu trình động cơ phản lực tên lửa

Hình 4-12 biểu diễn sơ đồ cấu tạo của động cơ tên lửa, hình 4-13 biểu diễn chu trình động cơ phản lực tên lửa trên đồ thị p-v.

Động cơ tên lửa gồm các bộ phận chính: bình chứa nhiên liệu lỏng A; bình chứa oxy lỏng B; bơm nhiên liệu lỏng (vào buồng đốt) C; bơm oxy lỏng (vào buồng đốt) D; buồng đốt (thực hiện quá trình cháy đẳng áp nhiên liệu) E; ống tăng tốc F.



Hình 4-12. Sơ đồ cấu tạo động cơ tên lửa



Hình 4-13. Đồ thị p-v chu trình động cơ tên lửa

Chu trình gồm các quá trình sau:

1-2: quá trình nén đoạn nhiệt nhiên liệu và oxy trong bơm (vì là chất lỏng nên có thể coi quá trình nén là đẳng tích);

2-3: quá trình cấp nhiệt đẳng áp (cháy) trong buồng đốt. Nhiệt cấp cho chu trình là q_1 ;

3-4: quá trình giãn nở đoạn nhiệt sản phẩm cháy trong ống tăng tốc;

4-1: quá trình thải nhiệt đẳng áp q_2 (thải sản phẩm cháy) vào môi trường.

Hiệu suất nhiệt của chu trình có thể được xác định như sau:

$$\eta_t = \frac{l_o}{q_1}$$

Ở đây công của chu trình l_o được tính theo công kỹ thuật (bỏ qua công bơm l_{kt21} = diện tích hình $a12b$ trên hình 4-13):

$$l_o = l_{kt34} - l_{kt21} \approx l_{kt34}$$

Mặt khác theo (1-44) công kỹ thuật trong một quá trình:

$l_{kt} = l_n + \frac{\Delta\omega^2}{2}$. Ở đây quá trình giãn nở 3-4 không thực hiện công ngoài

($l_n=0$), nên $l_{kt34} = \frac{\omega_4^2 - \omega_3^2}{2} = \frac{\omega_4^2}{2}$ (khi bỏ qua tốc độ ω_3 vì rất nhỏ so với

ω_4). Vậy ta có:

$$l_0 \approx l_{kt34} \approx \frac{\omega_4^2}{2}$$

Nhiệt cấp cho chu trình $q_1 = q_{2-3} = C_p (T_3 - T_2)$. Vậy cuối cùng ta có biểu thức hiệu suất nhiệt của chu trình động cơ tên lửa:

$$\eta_t \approx \frac{\omega_4^2}{2C_p(T_3 - T_2)} \quad (4-22)$$

Biểu thức (4-22) cho thấy tốc độ tên lửa càng lớn (ω_4 càng lớn) thì hiệu suất nhiệt của động cơ càng lớn. Tốc độ của dòng sản phẩm cháy ra khỏi tên lửa ω_4 có thể tính theo công thức đối với ống tăng tốc hỗn hợp:

$$\omega_4 = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} RT_3 \left[1 - \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]} \quad (4-23)$$

Ở đây:

T_3 - nhiệt độ ra khỏi buồng đốt vào ống tăng tốc;

p_1 - áp suất tại tiết diện ra của ống tăng tốc ($p_1 = p_4$);

p_2 - áp suất tại tiết diện vào của ống tăng tốc ($p_2 = p_3$).

4.2.2. Chu trình của hơi

Trong chu trình chất khí vừa nói ở trên, môi chất có thể coi là khí lý tưởng, còn ở đây chúng ta nghiên cứu chu trình thuận chiều (động cơ) trong đó môi chất là hơi của chất lỏng và có sự chuyển pha, nên môi chất ở đây phải xem là khí thực, không thể dùng các phương trình của khí lý tưởng mà phải dùng bảng hoặc đồ thị để tính toán.

Trong vùng hơi bão hòa ta có thể dùng chu trình Carnot trong phạm vi nhiệt độ ΔT đã cho để có được hiệu suất nhiệt lớn nhất. Tuy nhiên, nếu dùng chu trình Carnot trong vùng hơi bão hòa, do hạn chế bởi hiệu nhiệt độ ΔT không được lớn (nhiệt độ nguồn nóng T_1 phải bé hơn nhiệt độ tới hạn T_k , ví dụ với nước $T_1 < T_k = 347^\circ\text{C}$), nên hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot cũng không lớn. Hơn nữa nếu dùng chu trình Carnot thì sau bình ngưng (ngưng không hoàn toàn) là hơi bão hòa ẩm mà muốn tăng áp suất của hơi phải dùng máy nén là thiết bị rất cồng kềnh. Vì vậy người ta dùng một chu trình gần với chu trình Carnot đối với hơi gọi là chu trình Rankine (do W. Rankine đề xuất vào giữa thế kỷ 19) trong các nhà máy nhiệt

điện, điện nguyên tử, điện mặt trời và địa nhiệt.

1. Sơ đồ nguyên lý của nhà máy nhiệt điện, điện nguyên tử, điện mặt trời và địa nhiệt

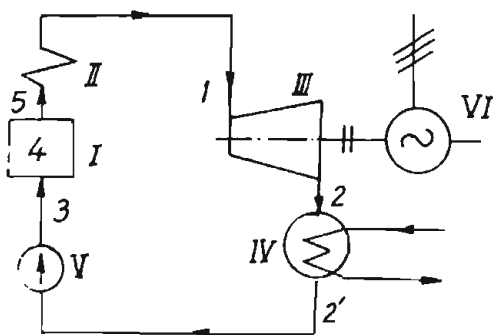
Hình 4-14 biểu diễn sơ đồ nguyên lý của các nhà máy điện kể trên. Môi chất sử dụng ở đây thường là nước. Các bộ phận chính của các nhà máy điện ở đây đều giống nhau chỉ khác ở thiết bị sinh hơi.

Thiết bị sinh hơi *I* là thiết bị để biến nước thành hơi bão hòa khô ở áp suất $p_1 = \text{const}$. Với nhà máy nhiệt điện là lò hơi (thực hiện quá trình cháy nhiên liệu: than, dầu, khí), với nhà máy điện mặt trời, địa nhiệt là lò hơi mặt trời hoặc địa nhiệt (thực hiện quá trình nhận nhiệt từ năng lượng mặt trời hoặc địa nhiệt), với nhà máy điện nguyên tử là thiết bị trao đổi nhiệt thực hiện quá trình truyền nhiệt từ chất tải nhiệt trong lò phản ứng hạt nhân (như nước, kim loại lỏng, chất khí CO_2 ...) tới nước.

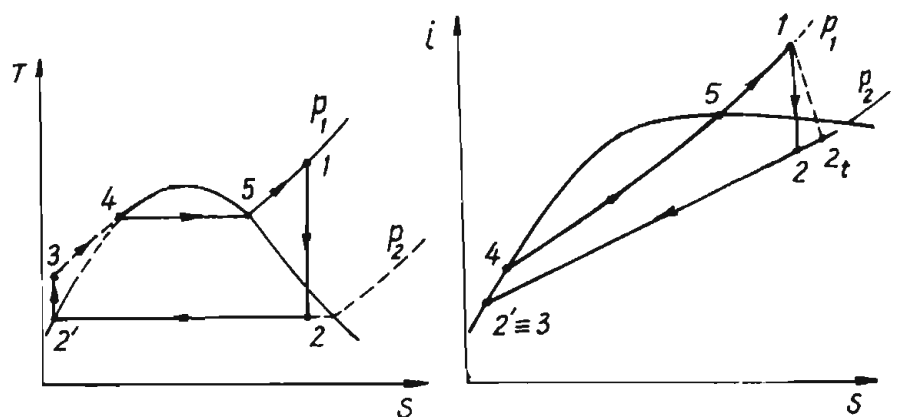
Bộ quá nhiệt *II* ở đây hơi bão hòa khô tiếp tục nhận nhiệt và biến thành hơi quá nhiệt có nhiệt độ t ở áp suất $p_1 = \text{const}$.

Hơi nước ra khỏi bộ quá nhiệt có p_1, t_1 cao đi vào tuabin hơi *III*. Đầu tiên hơi nước giãn nở trong ống tăng tốc (cánh tĩnh của tuabin) để tăng động năng sau đó đập vào cánh động của tuabin, làm tuabin quay và sinh công chạy máy phát điện *VI*.

Hơi nước (hơi bão hòa ẩm) ra khỏi tuabin ở áp suất $p_2 = 0,03 \div 0,05$ bar đi vào bình ngưng *IV*. Ở đây hơi sẽ ngưng tụ thành nước và nhả nhiệt q_2 cho nước làm mát bình ngưng ở áp suất $p_2 = \text{const}$. Nước ngưng tụ từ lò hơi ở áp suất p_2 được bơm nước cấp *V* đưa trở lại lò hơi ở áp suất p_1 .



Hình 4-14. Sơ đồ nguyên lý nhà máy điện



Hình 4-15. Đồ thị T-s và i-s của chu trình Rankine

2. Chu trình Rankine

Hình 4-15 biểu diễn chu trình Rankine trên đồ thị T-s, i-s. Trong đó:

1-2: quá trình giãn nở đoạn nhiệt (thuận nghịch) của hơi trong tuabin, áp suất giảm từ p_1 đến p_2 .

2-2': quá trình ngưng hơi (hoàn toàn) trong bình ngưng. Hơi nhả nhiệt q_2 ở áp suất không đổi cho nước làm mát;

2'-3: quá trình nén đoạn nhiệt (thuận nghịch) nước ngưng trong bơm nước cấp, áp suất tăng từ p_2 đến p_1

3-4-5: quá trình hóa hơi, biến nước thành hơi bão hòa khô thực hiện trong thiết bị sinh hơi ở áp suất p_1 không đổi

5-1: quá trình biến hơi bão hòa khô thành hơi quá nhiệt, thực hiện trong bộ quá nhiệt ở áp suất p_1 không đổi.

Các quá trình 3-4-5-1 nhận nhiệt q_1 từ nguồn nóng ở áp suất p_1 không đổi.

Hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine (thuận nghịch):

$$\eta_t = \frac{l_0}{q_1} = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} \quad (a)$$

q_1 - nhiệt cấp cho chu trình trong quá trình đẳng áp 3-4-5-1:

$$q_1 = i_1 - i_3 \quad (b)$$

q_2 - nhiệt nhả ra trong quá trình đẳng áp 2-2':

$$|q_2| = i_2 - i_2' \quad (c)$$

Công của chu trình l_0 :

$$l_0 = q_1 - |q_2| = i_1 - i_3 - (i_2 - i_2')$$

$$l_0 = i_1 - i_2 - (i_3 - i_2')$$

$$l_0 = l_T - l_B \approx l_T = i_1 - i_2 \quad (d)$$

Ở đây:

$l_T = i_1 - i_2$ là công của tuabin;

$l_B = i_3 - i_2'$ là công của bơm.

Thông thường ở áp suất p_1 không cao lắm, giá trị công bơm rất nhỏ so với công của tuabin và ta bỏ qua công của bơm $l_B = 0$ (nghĩa là $i_3 = i_2'$ và điểm 3 trùng với điểm 2' như trên đồ thị $i-s$ (hình 4-15).

Sau khi thế (d), (b) vào (a) ta được biểu thức hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine thuận nghịch.

$$\eta_t \approx \frac{l_T}{q_1} = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_2} \quad (4-24)$$

Ở đây:

i_1 - entanpi của hơi quá nhiệt vào tua bin ở p_1, t_1 ;

i_2 - entanpi của hơi bão hòa ẩm khi ra khỏi tuabin ở áp suất p_2 ;

$i_{2'}$ - entanpi của nước ngưng ở áp suất p_2 .

Phần trên ta xét tới chu trình Rankine thuận nghịch. Bây giờ ta xét tới chu trình Rankine thực (không thuận nghịch). Như đã nói, để xét chu trình thực ta có thể dùng phương pháp execgi hoặc phương pháp hiệu suất nhiệt. Ở đây ta dùng phương pháp hiệu suất nhiệt. Nếu dùng phương pháp hiệu suất nhiệt ta không thể xét được các quá trình truyền nhiệt không thuận nghịch. Vậy đối với chu trình Rankine ta vẫn coi các quá trình nhận nhiệt 3-4-5-1 và nhả nhiệt 2-2' là các quá trình thuận nghịch. Ở đây chỉ xét tới sự không thuận nghịch của quá trình giãn nở 1-2 trong tuabin và 2'-3 trong bơm. Tuy nhiên, khi bỏ qua công của bơm thì ta chỉ còn xét tới sự không thuận nghịch của quá trình giãn nở đoạn nhiệt trong tuabin.

Trên đồ thị i - s hình 4-15 cho thấy:

1-2 là quá trình giãn nở đoạn nhiệt thuận nghịch trong tuabin, $s = \text{const}$ và công của tuabin $l_T = i_1 - i_2$.

1-2_t là quá trình giãn nở đoạn nhiệt không thuận nghịch, entropi tăng lên, công thực của tuabin $l'_T = i_1 - i_{2t}$.

Gọi tỷ số giữa công thực l'_T và công lý thuyết l_T của tuabin là hiệu suất trong tương đối của tuabin:

$$\eta_{oiT} = \frac{l'_T}{l_T} = \frac{i_1 - i_{2t}}{i_1 - i_2} \quad (4-25)$$

và công thực của tuabin: $l'_T = \eta_{oiT} l_T$

Hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine không thuận nghịch sẽ là:

$$\eta_t \approx \frac{l'_T}{q_1} = \frac{\eta_{oiT} l_T}{q_1} = \eta_t \eta_{oiT} \quad (4-26)$$

Chúng ta nhận thấy η'_t tăng lên khi η_t tăng, η_{oiT} tăng (lực ma sát của hơi nước giảm) và ngược lại.

3. Những nhân tố ảnh hưởng tới hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine

Từ công thức (4-24), hiệu suất nhiệt của chu trình phụ thuộc vào $i_1, i_2, i_{2'}$ có nghĩa là phụ thuộc vào p_1, t_1, p_2 . Để xét ảnh hưởng của p_1, t_1, p_2 tới η_t ta dùng phương pháp đưa chu trình đang xét về chu trình Carnot tương đương. Muốn vậy đối với chu trình Rankine vì đã có hai quá trình giãn nở đoạn nhiệt, nén đoạn nhiệt giống với chu trình Carnot, ngoài ra quá trình nhả nhiệt đẳng áp 2-2' cũng là quá trình đẳng nhiệt (vì nằm trong vùng hơi bão hòa ẩm) nghĩa là cũng giống chu trình Carnot. Còn lại quá trình cấp nhiệt đẳng áp 3-4-5-1 muốn trở thành quá trình đẳng

nhật như chu trình Carnot ta thay quá trình trên bằng quá trình cấp nhiệt đẳng nhiệt ở nhiệt độ trung bình T_{ltb} . Vậy hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine:

$$\eta_t = 1 - \frac{T_2}{T_{ltb}} \quad (4-27)$$

Ở đây:

T_2 - nhiệt độ trong quá trình ngưng tụ ở bình ngưng với $p_2 = \text{const}$.

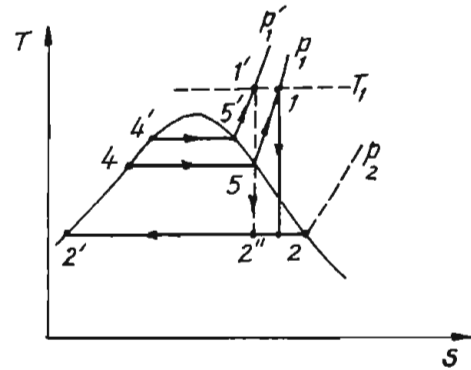
T_{ltb} - nhiệt độ trung bình của quá trình cấp nhiệt 3-4-5-1.

a. Ảnh hưởng của áp suất p_1

Xét ảnh hưởng của p_1 tới η_t khi giữ nguyên t_1, p_2 . Hình 4-16 biểu diễn chu trình Rankine ở p_1 khác nhau, t_1 và p_2 giống nhau.

Chu trình Rankine $1'2''4'5'$ ở áp suất $p_1' > p_1$. Chu trình Rankine $122'45$ ở áp suất p_1 .

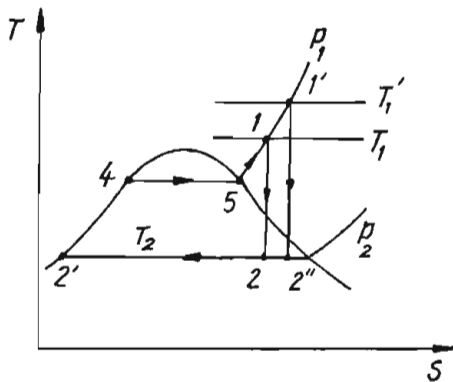
Từ đồ thị ta thấy khi p_1 tăng, nhiệt độ sôi tăng, do đó nhiệt độ trung bình trong quá trình cấp nhiệt T_{ltb} tăng trong khi T_2 như nhau dẫn đến làm tăng hiệu suất nhiệt η_t . Tuy nhiên từ đồ thị cũng cho thấy khi tăng p_1 , độ khô của hơi cuối quá trình giãn nở trong tuabin giảm ($x_{2''} < x_2$) hay độ ẩm tăng lên làm tăng quá trình ma sát của hơi (giảm hiệu suất trong tương đối của tuabin η_{oiT}) dẫn đến có thể giảm hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine thực η'_t và ảnh hưởng không tốt đến sự làm việc của các tầng cuối của tuabin.



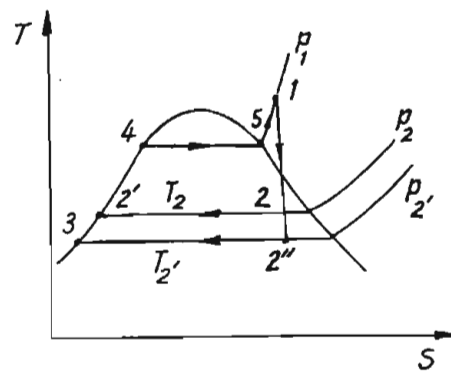
Hình 4-16. Xét ảnh hưởng của áp suất p_1 tới hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine

b. Ảnh hưởng của nhiệt độ t_1

Xét ảnh hưởng của t_1 tới η_t khi giữ nguyên p_1, p_2 .



Hình 4-17. Xét ảnh hưởng của t_1 tới hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine



Hình 4-18. Xét ảnh hưởng của p_2 tới hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine

Hình 4-17 biểu diễn chu trình Rankine với t_1 khác nhau và p_1, p_2 không đổi.

Từ đồ thị ta thấy khi tăng t_1 ($T_1' > T_1$) nhiệt độ trung bình trong quá trình cấp nhiệt T_{1tb} tăng trong khi T_2 không đổi dẫn đến tăng hiệu suất nhiệt η_t . Ngoài ra độ khô cuối quá trình giãn nở còn tăng ($x_2'' > x_2$) dẫn đến tăng η_{oiT} và tăng η_i .

Việc tăng đồng thời p_1 và t_1 làm cho η_t tăng và độ ẩm cuối quá trình giãn nở không giảm (η_{oiT} không đổi) nên hiệu suất của chu trình Rankine thực η_i sẽ tăng. Giới hạn trên của p_1, t_1 phụ thuộc vào sức bền của vật liệu.

c. Ảnh hưởng của áp suất p_2

Xét ảnh hưởng của p_2 tới η_t khi giữ nguyên p_1, t_1 .

Hình 4-18 biểu diễn chu trình Rankine với p_2 khác nhau và p_1, t_1 không đổi. Từ đồ thị ta thấy khi p_2 giảm ($p_2' < p_2$) nhiệt độ T_2 giảm ($T_2' < T_2$) trong khi nhiệt độ trung bình của quá trình cấp nhiệt $2'451$ và 3451 hầu như bằng nhau và bằng T_{1tb} . Vậy hiệu suất nhiệt của chu trình Rankine η_t sẽ tăng lên khi p_2 giảm. Tuy nhiên khi giảm p_2 độ khô cuối quá trình giãn nở trong tuabin giảm ($x_2'' < x_2$) dẫn tới η_{oiT} giảm đồng thời thể tích riêng của hơi trong các tầng cuối của tuabin tăng làm tăng kích thước cánh của các tầng cuối tuabin.

Việc giảm p_2 phụ thuộc vào nhiệt độ của nước làm mát bình ngưng. Giá trị p_2 phải chọn sao cho nhiệt độ ngưng tụ tương ứng t_2 lớn hơn nhiệt độ ra của nước làm mát bình ngưng. Áp suất p_2 trong các nhà máy nhiệt điện các loại thường nằm trong khoảng từ 0,03 bar đến 0,05 bar.

4.2.3. Chu trình nhiệt-điện

Trong các chu trình động cơ kể trên (chu trình chất khí, chu trình của hơi) thường xảy ra quá trình biến đổi hóa năng của nhiên liệu trong quá trình cháy thành nhiệt năng của môi chất (chất khí, hơi), rồi từ nhiệt năng chuyển thành công cơ học hay cơ năng của pittông, tuabin... Sau đó từ công cơ học (khi muốn sản xuất ra điện) mới chuyển thành điện năng. Vậy có thể nói quá trình chuyển từ hóa năng của nhiên liệu thành điện năng của các chu trình chất khí và hơi kể trên theo mô hình 1, tức là: Hóa năng \rightarrow nhiệt năng \rightarrow cơ năng \rightarrow điện năng.

Dưới đây ta nghiên cứu các biện pháp chuyển từ hóa năng thành điện năng không qua cơ năng hoặc nhiệt năng. Các biện pháp này gọi chung là chu trình nhiệt-điện. Chu trình nhiệt-điện bao gồm các chu trình sau:

- Chu trình pin nhiệt-điện, nhiệt-điện tử. Trong chu trình này việc chuyển từ hóa năng sang điện năng theo mô hình 2 (không có quá trình chuyển nhiệt năng thành cơ năng), tức là: Hóa năng \rightarrow nhiệt năng \rightarrow điện năng.

- Chu trình động cơ từ-thủy động (máy phát từ thủy động). Ở đây việc chuyển

từ hóa năng nhiên liệu thành điện năng theo mô hình 2, tức là: Hóa năng → nhiệt năng → điện năng

Chúng ta nhận thấy chu trình pin nhiệt-điện và động cơ từ-thủy động có cùng mô hình chuyển từ hóa năng sang điện năng. Tuy nhiên chúng khác nhau ở đặc tính vật lý của quá trình chuyển đổi từ nhiệt năng thành điện năng.

- Chu trình pin nhiên liệu. Ở đây hóa năng của nhiên liệu được chuyển trực tiếp sang điện năng theo mô hình 3, tức là chuyển trực tiếp: Hóa năng → điện năng.

Dưới đây lần lượt ta sẽ nghiên cứu các chu trình kể trên.

1. Chu trình pin nhiệt-điện, nhiệt-điện từ

a. Chu trình pin nhiệt-điện

Chu trình này dựa trên hai hiệu ứng: hiệu ứng nhiệt-điện và hiệu ứng ngược điện-nhiệt.

Hiệu ứng nhiệt-điện do T. Seebeck đề ra năm 1821: "Nếu tồn tại hiệu nhiệt độ ΔT giữa hai đầu mỗi hàn của hai dây kim loại khác nhau thì trong mạch xuất hiện hiệu điện thế ΔE " và ta có:

$$\Delta E = \alpha \Delta T \quad (4-28)$$

Ở đây:

α - hệ số nhiệt-điện.

Hiệu ứng ngược điện-nhiệt do J. Peltier nêu ra năm 1834: "Nếu có dòng điện I chạy qua mạch gồm hai dây kim loại khác nhau (hình 4-19) thì một đầu của mỗi hàn - đầu A - nhận nhiệt Q_1^P (được đốt nóng), đầu kia của mỗi hàn - đầu B - nhả nhiệt Q_2^P (được làm lạnh).

Người ta chứng minh được rằng nhiệt nhận và nhả từ hai đầu mỗi hàn có quan hệ với hệ số nhiệt điện α :

$$Q_1^P = \alpha T_1 I \text{ và } Q_2^P = \alpha T_2 I \quad (4-29)$$

Ở đây:

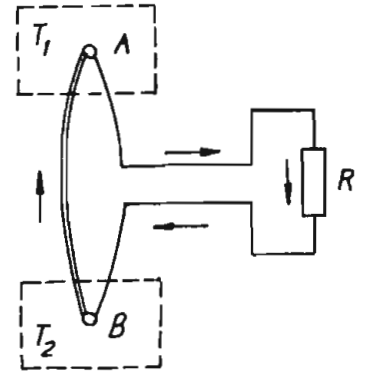
T_1 - nhiệt độ của đầu nóng (A) của mỗi hàn;

T_2 - nhiệt độ của đầu lạnh (B) của mỗi hàn.

Bây giờ giả sử ta có hai nguồn nhiệt, nhiệt độ hai nguồn coi như bằng nhiệt độ hai đầu mỗi hàn, nguồn nóng có nhiệt độ T_1 , nguồn lạnh có nhiệt độ T_2 . Nếu ta đặt đầu A của mỗi hàn vào nguồn nóng và đầu B vào nguồn lạnh. Đầu tiên ta nhận thấy đầu A nhận nhiệt Q_λ rồi truyền bằng dẫn nhiệt qua dây sang đầu B và nhả nhiệt Q_λ cho nguồn lạnh. Tiếp theo vì nhiệt độ đầu A là T_1 , đầu B là T_2 và $T_1 > T_2$ nên theo hiệu ứng nhiệt điện có dòng điện I chạy trong dây dẫn. Nếu ở đây đặt điện trở R sẽ tạo ra công L_0 :

$$L_0 = I^2R \quad (4-30)$$

Mặt khác do hiệu ứng ngược điện-nhiệt khi có dòng điện I trong mạch, đầu A sẽ nhận nhiệt Q_1^P từ nguồn nóng, đầu B nhả nhiệt Q_2^P cho nguồn lạnh. Hơn nữa do hiệu ứng Joule khi có dòng điện chạy trong dây dẫn có điện trở R sẽ tỏa ra ngoài $Q_J = I^2R$. Ở đây ta coi như dây dẫn tỏa ra cho nguồn nóng $\frac{1}{2} Q_J$ và cho nguồn lạnh $\frac{1}{2} Q_J$.



Hình 4-19. Hiệu ứng điện nhiệt Peltier

Tóm lại nhiệt do nguồn nóng cấp cho chu trình Q_1 :

$$Q_1 = Q_1^P + Q_\lambda - \frac{1}{2} Q_J \quad (4-31)$$

Nhiệt do chu trình nhả cho nguồn lạnh Q_2 :

$$Q_2 = Q_2^P + Q_\lambda + \frac{1}{2} Q_J \quad (4-32)$$

Công của chu trình L_0 được tính theo (4-30) hoặc:

$$\begin{aligned} L_0 &= Q_1 - |Q_2| = Q_1^P + Q_\lambda - \frac{1}{2} Q_J - Q_2^P - Q_\lambda - \frac{1}{2} Q_J \\ L_0 &= Q_1^P - Q_2^P - Q_J \end{aligned} \quad (4-33)$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình:

$$\eta_t = \frac{L_0}{Q_1} = \frac{Q_1^P - Q_2^P - Q_J}{Q_1^P + Q_\lambda - \frac{1}{2} Q_J} = \frac{I^2R}{Q_1^P + Q_\lambda - \frac{1}{2} Q_J} \quad (4-34)$$

Nếu như ở đây ta bỏ qua sự mất mát do tính không thuận nghịch (có nghĩa bỏ qua nhiệt truyền dẫn nhiệt $Q_\lambda = 0$ và nhiệt Joule tỏa ra $Q_J = 0$) thì từ (4-34) ta thấy hiệu suất nhiệt lớn nhất của chu trình sẽ là:

$$\eta_{tmax} = \frac{Q_1^P - Q_2^P}{Q_1^P} = \frac{\alpha T_1 I - \alpha T_2 I}{\alpha T_1 I} = \frac{T_1 - T_2}{T_1} \quad (4-35)$$

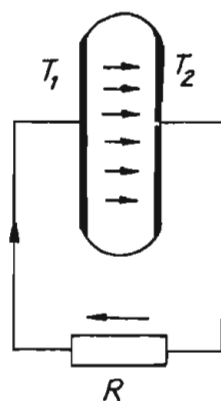
Chúng ta nhận thấy đó chính là biểu thức hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận chiều thuận nghịch.

Hiệu suất nhiệt của pin nhiệt-điện với các cực kim loại hiện dùng đạt được còn rất thấp. Hy vọng rằng với việc dùng các cực bằng chất bán dẫn có thể nâng cao được hiệu suất nhiệt. Tuy nhiên, do cấu tạo đơn giản, không có cơ cấu chuyển động nên pin nhiệt-điện đã được sử dụng ở những nơi cần công suất điện nhỏ hoặc trong ngành du hành vũ trụ khi mà nguồn năng lượng bức xạ mặt trời vô cùng lớn.

b. Chu trình pin nhiệt-điện tử

Chu trình pin nhiệt-điện tử (hình 4-20) được xây dựng trên hiện tượng: các điện tử luôn phóng ra trên bề mặt kim loại nóng, nhiệt độ càng cao, càng có nhiều điện tử phóng ra từ bề mặt kim loại.

Pin được cấu tạo từ hai cực bằng kim loại có nhiệt độ khác nhau, $T_1 > T_2$ và được đặt trong chân không. Tại bề mặt kim loại có nhiệt độ cao hơn, lượng điện tử phóng ra nhiều hơn nên nếu ta nối hai cực bằng một mạch điện ngoài, sẽ có dòng điện chạy qua. Cực có nhiệt độ cao T_1 gọi là anôt, cực có nhiệt độ thấp T_2 gọi là catôt.



Hình 4-20. Chu trình pin nhiệt-điện tử

Hiệu suất nhiệt của chu trình sẽ là:

$$\eta_t = \frac{L_0}{Q_1} = \frac{I^2 R}{Q_1^i + Q_{bx}} \quad (4-36)$$

Ở đây:

I - cường độ dòng điện;

R - điện trở ngoài;

Q_1^i - lượng nhiệt cần để phóng điện tử;

Q_{bx} - nhiệt truyền bằng bức xạ từ anôt đến catôt

Mặc dù hiệu suất nhiệt đạt được chưa cao và có khó khăn về kỹ thuật nhưng pin nhiệt-điện tử đã gây được sự chú ý của các nhà nghiên cứu.

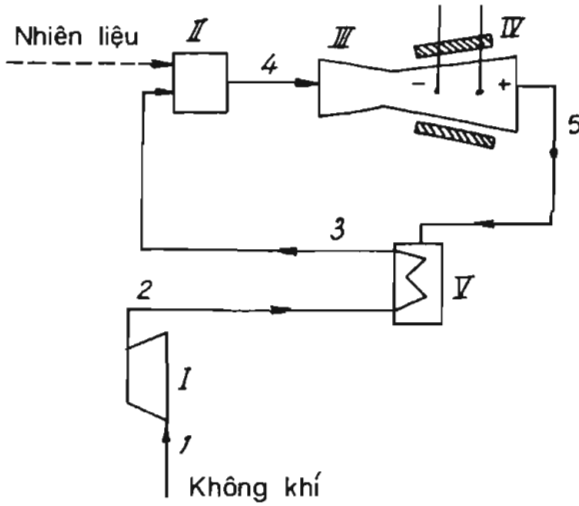
2. Chu trình động cơ từ-thủy động

Hình 4-21 biểu diễn sơ đồ nguyên lý của chu trình động cơ từ-thủy động.

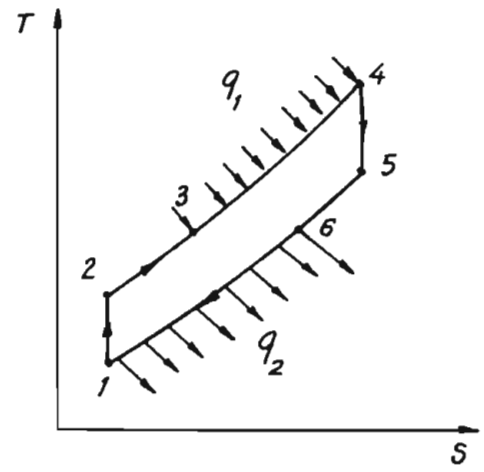
Không khí được nén đoạn nhiệt trong máy nén I , áp suất tăng từ p_1 đến p_2 . Sau khi nén cho qua bộ sấy không khí V để nhận nhiệt của sản phẩm cháy, nhiệt độ không khí tăng lên đến 2000°C , rồi cho vào buồng đốt II , đồng thời nhiên liệu cũng được đưa vào buồng đốt. Trong buồng đốt xảy ra quá trình cháy đẳng áp ($p_2 = \text{const}$). Sản phẩm cháy có nhiệt độ cao (3000°C) bị ion hóa gọi là plasma. Plasma ở nhiệt độ cao qua ống tăng tốc III đặt trong một từ trường nam châm mạnh IV . Các ion của plasma tách ra và tạo thành dòng điện. Sản phẩm cháy khi ra khỏi ống tăng tốc nhiệt độ còn cao, cho đi qua bộ sấy không khí V và thải vào môi trường.

Hình 4-22 biểu diễn chu trình động cơ từ-thủy động trên đồ thị T-s. Trong đó:

1-2: quá trình nén đoạn nhiệt không khí;



Hình 4-21. Sơ đồ nguyên lý chu trình động cơ từ-thủy động



Hình 4-22. Chu trình động cơ từ-thủy động

- 2-3: quá trình cấp nhiệt đẳng áp cho không khí từ bộ sấy không khí;
- 3-4: quá trình cháy đẳng áp nhiên liệu và không khí trong buồng đốt. Nhiệt cấp cho chu trình là q_1 ;
- 4-5: quá trình giãn nở đoạn nhiệt của plasma trong ống tăng tốc;
- 5-6: quá trình nhả nhiệt của sản phẩm cháy cho không khí trong bộ sấy không khí;
- 6-1: quá trình thải sản phẩm cháy, thải nhiệt q_2 vào môi trường.

Công của chu trình l_0 :

$$l_0 = q_1 - |q_2| = C_p(T_4 - T_3) - C_p(T_6 - T_1)$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình:

$$\eta_t = \frac{l_0}{q_1} = \frac{T_4 - T_3 - (T_6 - T_1)}{T_4 - T_3} \quad (4-37)$$

Thực tế vì nhiệt độ sản phẩm cháy thải vào môi trường T_6 còn khá cao nên người ta thường ghép chu trình động cơ từ-thủy động trên với một chu trình khác (như chu trình tuabin khí, chu trình Rankine...) để sử dụng một phần nhiệt thải q_2 . Hiệu suất nhiệt của chu trình ghép này có thể đạt đến 60%. Trong tương lai chu trình động cơ từ-thủy động sẽ chiếm vị trí quan trọng trong ngành năng lượng.

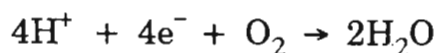
3. Chu trình pin nhiên liệu

Hình 4-23 biểu diễn sơ đồ pin nhiên liệu sử dụng hydro và oxy có màng trao đổi ion. Hydro được đưa vào phía cực anốt, bị ion hóa theo phương trình:

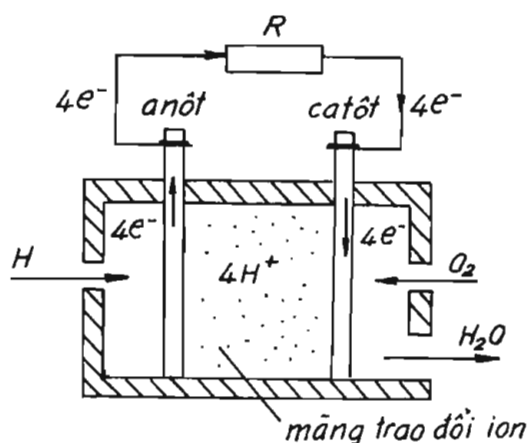


Các điện tử sinh ra theo mạch ngoài đi từ anốt đến catốt, còn ion hydro dương qua màng trao đổi ion đến catốt. Tại đây cùng với oxy đưa vào và các điện tử từ

catôt xuống sẽ xảy ra phản ứng:



Vậy ở đây ta đã sử dụng phản ứng: $2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$ nhưng không phải bằng cách đốt cháy để biến thành nhiệt như trong các chu trình trước đây mà bằng cách biến đổi trực tiếp hóa năng của nhiên liệu (H_2, \dots) thành điện năng. Người ta cũng đã sử dụng phản ứng $C + O_2 \rightarrow CO_2$ tương tự như trên ở nhiệt độ $1000^\circ C$ và áp suất 1 bar trong pin nhiên liệu (pin Bisốp) để chuyển trực tiếp hóa năng của cacbon thành điện năng, hiệu suất của pin này đạt được rất cao, đến 98%. Tuy nhiên người ta chưa tạo ra được các pin nhiên liệu có công suất lớn. Pin nhiên liệu đã được sử dụng trong kỹ thuật vũ trụ.



Hình 4-23. Sơ đồ pin nhiên liệu

4.3. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU

Chu trình ngược chiều là chu trình của máy lạnh và bơm nhiệt, trong đó thực hiện quá trình chuyển nhiệt năng từ nguồn có nhiệt độ thấp đến nguồn có nhiệt độ cao dưới tác dụng của năng lượng bên ngoài (công, nhiệt, ...). Trên các đồ thị trạng thái, đường biểu diễn của chu trình ngược chiều kim đồng hồ.

Tùy theo mục đích sử dụng ta chia chu trình ngược chiều thành: chu trình máy lạnh (sử dụng nhiệt lấy từ nguồn lạnh q_2), chu trình bơm nhiệt (sử dụng nhiệt nhả cho nguồn nóng q_1 để đốt nóng, sấy, ...). Tuy nhiên về sơ đồ cấu tạo thiết bị và chu trình chúng hoàn toàn giống nhau, chỉ khác nhau ở khoảng nhiệt độ làm việc T_1 của nguồn nóng và T_2 của nguồn lạnh. Với máy lạnh, T_1 là nhiệt độ của môi trường (không khí, nước làm mát), T_2 là nhiệt độ cần làm lạnh. Với bơm nhiệt, T_1 là nhiệt độ cần cho quá trình đốt nóng, T_2 là nhiệt độ môi trường. Thông thường người ta chế tạo máy lạnh và bơm nhiệt riêng biệt. Tuy nhiên cũng có thể chế tạo một loại gọi là máy biến nhiệt tổng hợp, trong đó sử dụng nhiệt q_1 (cho đốt nóng) và q_2 (cho làm lạnh). Sau đây chúng ta xem xét sơ qua các phương pháp làm lạnh.

4.3.1. Các phương pháp làm lạnh

Muốn làm lạnh một vật ta phải lấy nhiệt của vật đó ở nhiệt độ thấp để nhiệt độ của vật giảm đến nhiệt độ yêu cầu. Đó là nguyên tắc chung của phương pháp làm lạnh sẽ được trình bày dưới đây.

1. Sử dụng sự giãn nở của chất khí

Chúng ta đã biết nhiệt độ của chất khí luôn tỷ lệ thuận với áp suất của nó. Nếu ta thực hiện quá trình giảm áp suất (giãn nở) sẽ kéo theo sự giảm nhiệt độ, sau đó sẽ thực hiện quá trình nhận nhiệt của vật ở nhiệt độ thấp này. Đây chính là chu trình máy lạnh không khí (môi chất là không khí).

2. Sử dụng hiệu ứng tiết lưu đoạn nhiệt Joule-Thomson

Chúng ta đã biết khi chất khí hoặc hơi ở nhiệt độ ban đầu nhỏ hơn nhiệt độ chuyển biến pha hơi (cùng áp suất), qua tiết lưu nhiệt độ của khí hoặc hơi giảm. Đây là nguyên lý của máy lạnh hóa lỏng các khí.

3. Sử dụng hiệu ứng điện-nhiệt (hiệu ứng J. Peltier)

Hiệu ứng nói rằng: có dòng điện chạy qua mạch gồm hai dây kim loại hàn hai đầu với nhau thì một đầu mối hàn tỏa nhiệt, đầu kia hấp thụ nhiệt. Sử dụng hấp thụ nhiệt của một đầu mối hàn ở nhiệt độ thấp để lấy nhiệt của vật cần làm lạnh là nguyên lý của chu trình máy lạnh điện-nhiệt.

4. Sử dụng nhiệt chuyển pha ở nhiệt độ thấp

Ta biết rằng áp suất của chất lỏng khi qua van tiết lưu sẽ giảm, điều này kéo theo nhiệt độ sôi tương ứng giảm. Dùng môi chất nhận nhiệt của vật cần làm lạnh để bốc hơi ở nhiệt độ thấp này là nguyên lý của các máy lạnh thông thường (máy lạnh có máy nén, máy lạnh hấp thụ).

Người ta cũng có thể sử dụng nhiệt nóng chảy hoặc thăng hoa trong quá trình biến từ pha rắn sang pha lỏng hoặc từ pha rắn sang pha hơi của một số chất ở nhiệt độ thấp.

5. Sử dụng hiệu ứng xoáy

Hiệu ứng xoáy do Rank tìm ra 1931: khi cho một dòng khí (ví dụ không khí) qua vòi phun vào một ống theo phương tiếp tuyến với chu vi ống, người ta nhận được hai dòng khí đi ra ở hai phía ống có nhiệt độ khác nhau. Sử dụng dòng khí lạnh có nhiệt độ thấp là nguyên lý của máy lạnh dựa trên hiệu ứng xoáy.

Sau đây chúng ta sẽ nghiên cứu một số chu trình máy lạnh dựa trên các nguyên lý làm lạnh kể trên.

4.3.2. Chu trình máy lạnh và bơm nhiệt không khí

1. Sơ đồ nguyên lý

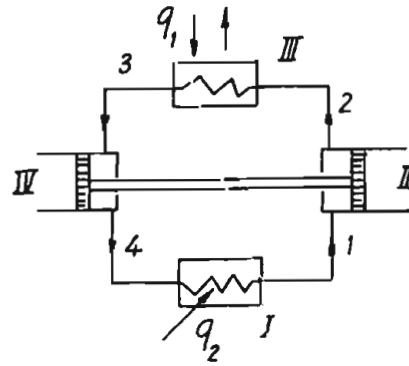
Môi chất sử dụng ở đây là không khí. Sơ đồ nguyên lý nêu trên hình 4-24.

Ở buồng lạnh I không khí nhận nhiệt q_2 của vật cần làm lạnh ở nhiệt độ thấp và áp suất $p_1 = \text{const}$ làm nhiệt độ của vật giảm xuống đến nhiệt độ yêu cầu.

Dùng máy nén II (pittông, ly tâm...) hút không khí từ buồng lạnh ở áp suất p_1 vào và nén (giả thiết là đoạn nhiệt) đến áp suất p_2 . Khi nén nhiệt độ không khí tăng đến t_2 .

Không khí nén từ máy nén đi vào bình làm mát III, nhả nhiệt q_1 cho nước hoặc không khí làm mát ở áp suất $p_2 = \text{const}$. Nhiệt độ của không khí giảm từ t_2 đến t_3

Không khí ra khỏi bình làm mát vào máy giãn nở IV (pittông hoặc tuabin) thực hiện quá trình giãn nở (giả thiết là đoạn nhiệt), ở đây áp suất giảm từ p_2 đến p_1 và nhiệt độ giảm từ t_3 đến t_4 . Máy giãn nở và máy nén đồng trục với nhau, nên công thực hiện trong máy giãn nở để góp một phần chạy máy nén, phần công còn lại có thể dùng động cơ điện...



Hình 4-24. Sơ đồ nguyên lý máy lạnh và bơm nhiệt không khí

2. Các quá trình

Hình 4-25 biểu diễn chu trình máy lạnh không khí trên đồ thị T-s. Trong đó:

1-2: quá trình nén đoạn nhiệt không khí trong máy nén;

2-3: quá trình nhả nhiệt q_1 đẳng áp trong bình làm mát;

3-4: quá trình giãn nở đoạn nhiệt trong máy giãn nở;

4-1: quá trình nhận nhiệt q_2 đẳng áp trong buồng lạnh (q_2 bằng diện tích hình $a41b$).

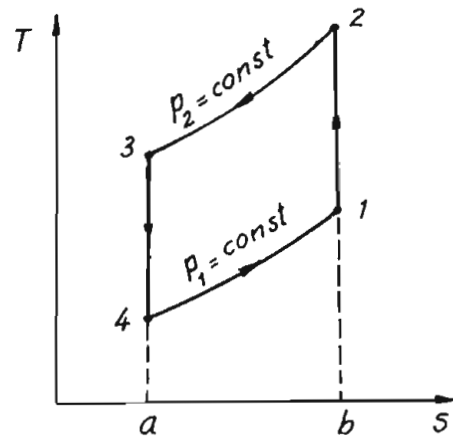
Hệ số làm lạnh của chu trình được xác định:

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l_0|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} \quad (a)$$

Ở đây $|q_1| = C_p(T_2 - T_3)$ và $q_2 = C_p(T_1 - T_4)$. Vậy ta có:

$$\varepsilon = \frac{T_1 - T_4}{(T_2 - T_3) - (T_1 - T_4)} \quad (b)$$

$$\varepsilon = \frac{1}{\frac{T_2 - T_3}{T_1 - T_4} - 1}$$



Hình 4-25. Chu trình máy lạnh không khí

Vì quá trình 1-2 và 3-4 đều giả thiết là đoạn nhiệt nên:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} = \frac{T_3}{T_4}$$

hay:

$$\frac{T_2 - T_3}{T_1 - T_4} = \frac{T_2}{T_1} = \frac{T_3}{T_4} \quad (c)$$

Sau khi lấy (c) thế vào (b) ta có:

$$\begin{aligned} \varepsilon &= \frac{1}{\frac{T_2}{T_1} - 1} = \frac{1}{\frac{T_3}{T_4} - 1} \\ \varepsilon &= \frac{T_1}{T_2 - T_1} = \frac{T_4}{T_3 - T_4} \end{aligned} \quad (4-38)$$

Khi chu trình trên là chu trình bơm nhiệt. Hệ số bơm nhiệt theo (4-10') sẽ là:

$$\varphi = \varepsilon + 1$$

Ưu điểm cơ bản của chu trình máy lạnh hoặc bơm nhiệt không khí là dùng không khí sẵn có và không độc. Nhược điểm là do chu trình tiến hành xa chu trình Carnot (vì hai quá trình nhận nhiệt và thải nhiệt ở đây là đẳng áp) nên hệ số làm lạnh ε hoặc bơm nhiệt φ đạt được nhỏ. Hơn nữa, vì phải dùng tới máy giãn nở nên kích thước thiết bị lớn. Vì vậy, hiện nay chỉ còn dùng nhiều trong ngành hàng không (máy bay phản lực), ở đây có thuận lợi là có thể sử dụng tuabin khí và máy nén đã có sẵn trong động cơ phản lực.

4.3.3. Chu trình máy lạnh và bơm nhiệt dùng hơi

Môi chất được sử dụng ở đây là hơi của một số chất lỏng, phương pháp làm lạnh ở đây là cho môi chất bốc hơi ở nhiệt độ thấp. Tùy theo phương pháp tăng áp suất của môi chất ta lại chia ra: chu trình có máy nén, chu trình hấp thụ (không dùng máy nén mà dùng bơm).

1. Chu trình máy lạnh và bơm nhiệt có máy nén

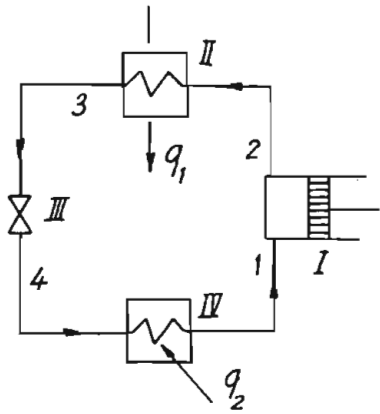
Môi chất thường dùng ở đây là amôniac (NH_3); frêon (ký hiệu R) như R_{12} , R_{22} , khí CO_2 . Khi áp suất trong buồng lạnh $p_1 = 1$ bar, nhiệt độ sôi t_s tương ứng với các môi chất trên như sau:

Môi chất	t_s
NH_3	-34°C
R_{12}	-30°C
R_{22}	-40°C
CO_2	-78°C

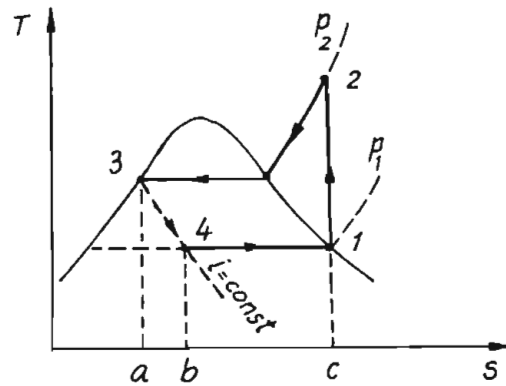
Amôniac thường được sử dụng trong các máy lạnh (hoặc bơm nhiệt) công nghiệp như để sản xuất nước đá, làm đông lạnh... vì nhiệt hóa hơi của NH_3 lớn nên cho công suất lớn. Các loại frêon thường được sử dụng trong máy lạnh sinh hoạt như tủ lạnh, tủ đá, ... vì ở đây không đòi hỏi công suất lớn và ưu điểm của frêon là không mùi, không độc.

Sơ đồ cấu tạo máy lạnh dùng hơi có máy nén và van tiết lưu được thể hiện trên hình 4-26.

Máy nén *I* hút hơi môi chất giả thiết là hơi bão hòa khô từ buồng lạnh *IV* ở áp suất p_1 , sau đó nén giả thiết là đoạn nhiệt môi chất đến áp suất p_2 . Hơi từ máy nén đi vào bình ngưng *II* ngưng tụ trong điều kiện áp suất không đổi $p_2 = \text{const}$, nhả nhiệt q_1 cho không khí hoặc nước làm mát. Chất lỏng ngưng từ bình ngưng qua van tiết lưu *III*, áp suất giảm từ p_2 đến p_1 . Hơi bão hòa ẩm từ van tiết lưu đi vào buồng lạnh *IV* hoặc bình bốc hơi nhận nhiệt q_2 của vật cần làm lạnh ở $p_1 = \text{const}$, sôi và bốc hơi.



Hình 4-26. Sơ đồ máy lạnh dùng hơi có máy nén



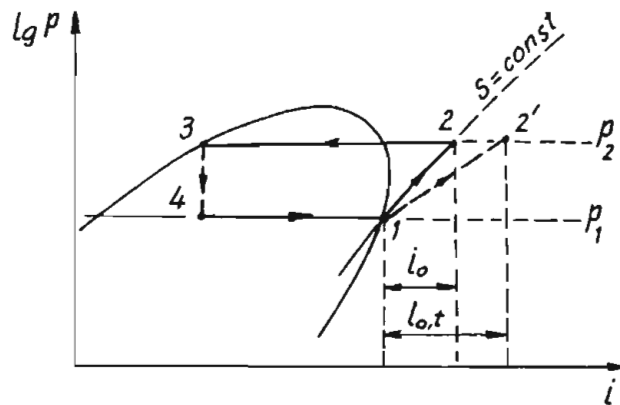
Hình 4-27. Đồ thị T-s chu trình máy lạnh dùng hơi có máy nén

Các quá trình của chu trình được biểu diễn trên đồ thị T-s (hình 4-27) hoặc đồ thị $\lg p$ - i (hình 4-28), bao gồm:

1-2: quá trình nén đoạn nhiệt trong máy nén;

2-3: quá trình ngưng tụ ở p_2 không đổi, nhả nhiệt q_1 trong bình ngưng;

3-4: quá trình tiết lưu trong van tiết lưu;



Hình 4-28. Đồ thị $\lg p$ - i chu trình máy lạnh dùng hơi có máy nén

4-1: quá trình bốc hơi xảy ra trong dàn bốc hơi của buồng lạnh, môi chất nhận nhiệt q_2 ở p_1 không đổi.

Hệ số làm lạnh của chu trình:

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l_0|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} \quad (a)$$

Ở đây công của chu trình $|l_0| = |q_1| - q_2$ bằng diện tích hình $123ab4$ (vì $|q_1|$ bằng diện tích hình $c23a$ và q_2 bằng diện tích hình $c14b$). Ngoài ra ta có:

$$\begin{aligned} q_2 &= q_{4-1} = i_1 - i_4 \\ |q_1| &= |q_{2-3}| = i_2 - i_3 \end{aligned} \quad (4-39)$$

Vậy công l_0 :

$$|l_0| = i_2 - i_3 - (i_1 - i_4) = i_2 - i_1 \quad (4-40)$$

Vì trong quá trình tiết lưu $i_3 = i_4$, ta thấy l_0 chính là công của máy nén. Khi thay (4-39), (4-40) vào (a), ta có:

$$\varepsilon = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} \quad (4-41)$$

Và hệ số bơm nhiệt của chu trình:

$$\varphi = \varepsilon + 1$$

Năng suất lạnh của máy lạnh Q_0 :

$$Q_0 = Gq_2; \text{ W hoặc kcal/h} \quad (4-42)$$

Công suất của máy nén N :

$$N = G |l_0| \quad (4-43)$$

Ở đây G - lưu lượng của môi chất trong chu trình (kg/s).

Chúng ta nhận thấy trong chu trình vừa khảo sát ở trên, quá trình nhận nhiệt 4-1 là quá trình đẳng áp đồng thời cũng là đẳng nhiệt, còn quá trình nhận nhiệt đẳng áp 3-4 gần với đẳng nhiệt. Do đó chu trình dùng hơi gần với chu trình Carnot hơn là chu trình không khí và nó cho hệ số làm lạnh ε (hoặc bơm nhiệt φ) lớn hơn. Ngoài ra, vì ở đây là hơi và có sự chuyển pha nên có khả năng mang nhiệt lớn hơn không khí nhiều, điều này dẫn đến thiết bị gọn, nhẹ và chu trình loại này được sử dụng rộng rãi.

Chu trình của máy lạnh và bơm nhiệt vừa trình bày ở trên coi là chu trình thuận nghịch. Để xét chu trình thực (không thuận nghịch) như đã nói, phương pháp hoàn hảo nhất là phương pháp execgi. Ở đây để đơn giản ta sẽ dùng phương pháp execgi-phương pháp cân bằng thuận - để xét chu trình thực của máy lạnh và bơm nhiệt. Hiệu suất execgi của phương pháp cân bằng thuận theo (4-15) và đối với máy lạnh:

$$\eta_e = \frac{|e_r|}{|e_v|} = \frac{|e_{qv}|}{|l_{0,t}|} \quad (4-44)$$

Ở đây:

e_r - tổng exegeri lấy ra;

e_v - tổng exegeri đem vào.

Trong chu trình máy lạnh $e_r = e_{qv}$ exegeri nhiệt q_v của vật cần làm lạnh đến nhiệt độ T_v , $e_v = l_{0,t}$ công thực của máy nén. Theo (4-12) khi nhiệt độ môi trường là T_0 ($T_0 > T_v$), ta có:

$$|e_{qv}| = |q_v(1 - \frac{T_0}{T_v})| = q_v(\frac{T_0}{T_v} - 1)$$

Khi bỏ qua tổn thất nhiệt của quá trình truyền nhiệt từ vật tới môi chất lạnh trong buồng lạnh: $q_v = q_2$. Vậy ta có:

$$|e_{qv}| = q_2 (\frac{T_0}{T_v} - 1) \quad (4-45)$$

Ta gọi công lý thuyết của máy nén là công của quá trình nén đoạn nhiệt thuận nghịch 1-2: $l_0 = -(i_2 - i_1)$, công thực của máy nén là công của quá trình nén đoạn nhiệt thực 1-2': $l_{0,t} = -(i_{2'} - i_1)$. Hiệu suất trong tương đối của máy nén:

$$\eta_{oiN} = \frac{l_0}{l_{0,t}} = \frac{i_2 - i_1}{i_{2'} - i_1} \quad (4-46)$$

Từ đó công thực của máy nén:

$$|l_{0,t}| = \frac{|l_0|}{\eta_{oiN}} \quad (4-47)$$

Thế (4-47), (4-45) vào (4-44) ta có:

$$\eta_e = \frac{q_2(\frac{T_0}{T_v} - 1)\eta_{oiN}}{|l_0|} = \varepsilon(\frac{T_0}{T_v} - 1)\eta_{oiN} \quad (4-48)$$

Từ đây chúng ta thấy với chu trình thực, hiệu suất exegeri của chu trình máy lạnh sẽ tăng lên khi hệ số làm lạnh ε tăng, η_{oiN} tăng (ma sát giảm), T_v có giá trị nhỏ (nhiệt độ của vật cần làm lạnh đạt được càng thấp càng tốt).

Với chu trình bơm nhiệt, hiệu suất exegeri của chu trình bơm nhiệt thực sẽ là:

$$\eta_{eB} = \frac{|e_r|}{|e_v|} = \frac{|e_{qv}|}{|l_{0,t}|} \quad (4-49)$$

Ở đây e_{qv} là exegeri của nhiệt q_v của vật cần đốt nóng nhận được ở nhiệt độ yêu cầu T_v .

Khi bỏ qua tổn thất nhiệt của quá trình truyền nhiệt từ môi chất trong bình ngưng tới vật: $q_v = q_1$ và ký hiệu nhiệt độ môi trường là T_0 (ở đây $T_0 < T_v$) ta có:

$$|e_{q_v}| = |q_v(1 - \frac{T_o}{T_v})| = |q_1|(1 - \frac{T_o}{T_v}) \quad (4-50)$$

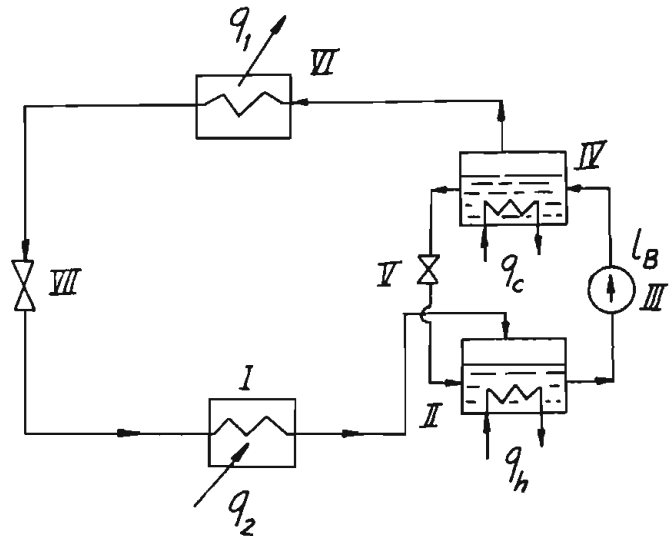
Khi thế (4-50) và (4-47) vào (4-49) ta có biểu thức hiệu suất excecgi của bơm

$$\eta_{eB} = \frac{|q_1|(1 - \frac{T_o}{T_v})}{\frac{|l_o|}{\eta_{oiN}}} = \varphi(1 - \frac{T_o}{T_v})\eta_{oiN} \quad (4-51)$$

Ở đây η_{eB} tăng lên khi hệ số bơm nhiệt φ tăng, η_{oiN} tăng và nhiệt độ của vật được đốt nóng T_v lớn.

2. Chu trình máy lạnh hấp thụ

Máy lạnh dùng hơi có máy nén ở trên phải tiêu tốn điện năng để chạy máy nén. Ở những nơi có khó khăn về nguồn điện năng mà lại dư thừa nguồn nhiệt khác (như than, củi, khí thải, năng lượng mặt trời, ...) máy lạnh hấp thụ được sử dụng. Ở máy lạnh hấp thụ, người ta thay quá trình nén hơi trong máy nén bằng bình hấp thụ để hấp thụ hơi môi chất ở áp suất p_1 thành dung dịch rồi dùng bơm (tiêu tốn rất ít điện năng so với máy nén) tăng áp suất đưa dung dịch lên bình tách hơi (bình sinh hơi) ở áp suất p_2 để tạo ra hơi ở áp suất này.



Hình 4-29. Sơ đồ nguyên lý máy lạnh hấp thụ

Vậy trong máy lạnh hấp thụ phải dùng một cặp môi chất: chất tải lạnh (ví dụ NH_3), chất hấp thụ (ví dụ H_2O). Để có thể tách được hơi của chất tải lạnh khỏi chất hấp thụ, ở cùng áp suất, nhiệt độ sôi của chất tải lạnh t_{sNH_3} phải càng nhỏ hơn nhiệt độ sôi của chất hấp thụ t_{sH_2O} càng tốt. Dưới đây ta xét chu trình máy lạnh hấp thụ dùng cặp môi chất NH_3-H_2O . Ở đây nhiệt độ sôi của NH_3 nhỏ hơn nhiệt độ sôi của H_2O (ở cùng áp suất) rất nhiều: ví dụ khi $p = 6 \text{ bar}$, $t_{sNH_3} = 10^\circ\text{C}$, $t_{sH_2O} = 159^\circ\text{C}$.

Sơ đồ nguyên lý của máy lạnh hấp thụ thể hiện trên hình 4-29.

Hơi bão hòa ẩm NH_3 ra khỏi van tiết lưu ở áp suất thấp p_1 đi vào buồng lạnh I , ở đây NH_3 nhận nhiệt q_2 của vật cần làm lạnh ở $p_1 = \text{const}$ biến thành hơi bão hòa khô.

Hơi bão hòa khô NH_3 ra khỏi buồng lạnh đi vào bình hấp thụ II . Ở đây được H_2O hấp thụ tạo nên dung dịch $\text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O}$ ở áp suất p_1 . Vì phản ứng hấp thụ $\text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O}$ tỏa nhiệt q_h , nên để tăng khả năng hấp thụ người ta phải lấy nhiệt đó đi (làm mát bình hấp thụ). Sau đó dung dịch $\text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O}$ được bơm III đưa đến bình sinh hơi IV ở áp suất p_2 lớn hơn p_1 . Trong quá trình hấp thụ, nồng độ của NH_3 trong dung dịch ở bình hấp thụ tăng nên người ta đưa dung dịch có nồng độ nhỏ hơn ở bình sinh hơi qua van V xuống bình hấp thụ để làm giảm nồng độ ở bình hấp thụ và tăng khả năng hấp thụ.

Người ta phải cấp nhiệt q_c cho bình sinh hơi IV (nhiệt có thể lấy từ hơi nước, than, năng lượng mặt trời...). Ở áp suất p_2 , ở đây do nhiệt độ sôi của NH_3 nhỏ hơn của H_2O nhiều nên NH_3 bốc thành hơi bão hòa khô ở p_2 và đi vào bình ngưng.

Hơi NH_3 đi vào bình ngưng VI và ngưng tụ ở $p_2 = \text{const}$, nhả nhiệt q_1 cho nước hoặc không khí làm mát, biến thành chất lỏng.

Chất lỏng NH_3 ở p_2 và nhiệt độ sôi tương ứng t_{s2} , qua van tiết lưu VII biến thành hơi bão hòa ẩm ở áp suất p_1 và nhiệt độ sôi t_{s1} nhỏ hơn và đi vào buồng lạnh.

Để đánh giá mức độ hoàn thiện của chu trình máy lạnh hấp thụ thuận nghịch người ta sử dụng đại lượng gọi là hệ số nhiệt ξ , đó là tỷ số giữa nhiệt hữu ích q_2 trong buồng lạnh với nhiệt cấp q_c và công bơm l_B :

$$\xi = \frac{q_2}{q_c + l_B} \quad (4-52)$$

Thực tế công bơm l_B rất bé so với q_c nên có thể bỏ qua và ta có:

$$\xi = \frac{q_2}{q_c} \quad (4-53)$$

Để đánh giá chu trình máy lạnh hấp thụ thực (không thuận nghịch), ta sử dụng phương pháp phân tích exegeri theo chiều thuận. Hiệu suất exegeri:

$$\eta_e = \frac{|e_r|}{|e_v|} = \frac{|e_{q_2}|}{|e_{q_c} + l_B|} \approx \frac{|e_{q_2}|}{|e_{q_c}|} \quad (a)$$

Ở đây:

e_{q_2} - exegeri của nhiệt q_2 của vật cần làm lạnh ở nhiệt độ T_v (T_v - nhiệt độ môi trường), được xác định theo (4-12):

$$|e_{q_2}| = |q_2(1 - \frac{T_0}{T_v})| = q_2 (\frac{T_0}{T_v} - 1) \quad (b).$$

e_{q_c} - execgi của nhiệt cấp q_c ở nhiệt độ nguồn cấp T_c ($T_c > T_0$)

$$e_{q_c} = q_c \left(1 - \frac{T_0}{T_c}\right) \quad (c)$$

Khi lấy (c), (b) thế vào (a) ta có biểu thức hiệu suất execgi của chu trình máy lạnh hấp thụ thực:

$$\eta_e = \frac{q_2 \left(\frac{T_0}{T_v} - 1\right)}{q_c \left(1 - \frac{T_0}{T_c}\right)} = \xi \frac{\left(\frac{T_0}{T_v} - 1\right)}{\left(1 - \frac{T_0}{T_c}\right)} \quad (4-54)$$

Chúng ta nhận thấy, η_e tăng lên khi hệ số nhiệt ξ tăng, nhiệt độ của vật cần làm lạnh T_v có giá trị nhỏ và nhiệt độ nguồn nhiệt cấp T_c có giá trị nhỏ.

Trước đây máy lạnh hấp thụ được sử dụng khá rộng rãi nhưng sau khi máy lạnh dùng hơi có máy nén ra đời thì máy lạnh hấp thụ bị thu hẹp phạm vi sử dụng, vì máy lạnh hấp thụ có hệ số nhiệt ξ nhỏ, kết cấu cồng kềnh. Hiện nay máy lạnh hấp thụ còn được dùng ở những nơi có nguồn nhiệt dư thừa (khí thải, năng lượng mặt trời, ...)

4.3.4. Chu trình máy lạnh điện - nhiệt

Chu trình này dựa trên hiệu ứng điện - nhiệt Peltier mà ta đã trình bày trong phần pin nhiệt - điện: "Khi có dòng điện chạy qua một mạch gồm hai dây kim loại khác nhau thì một đầu (A) của mối hàn có nhiệt độ T_2 nhỏ, đầu kia (B) có nhiệt độ T_1 lớn".

Bây giờ nếu ta đặt vật cần làm lạnh vào nguồn lạnh có nhiệt độ T_2 ở đầu A của mối hàn (hình 4-30) thì nhiệt lượng lấy được Q_2 là:

$$Q_2 = Q_2^P - Q_\lambda - \frac{1}{2} Q_j$$

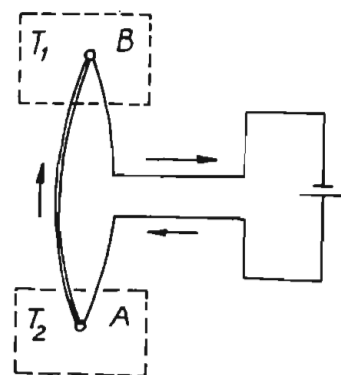
Ở đây:

Q_2^P - nhiệt hấp thụ của đầu A do hiệu ứng Peltier:

$$Q_2^P = \alpha T_2 I$$

Q_λ - nhiệt nhả ra ở đầu A do dẫn nhiệt từ đầu nóng B tới.

Q_j - nhiệt tỏa ra hai đầu do hiệu ứng Joule khi có dòng điện chạy qua dây dẫn (ở đây ta lấy một nửa).



Hình 4-30. Nghiên cứu chu trình máy lạnh điện nhiệt

Tại đầu B của mỗi hàn sẽ tỏa ra nhiệt lượng Q_1 cho môi trường xung quanh (đóng vai trò nguồn nóng).

$$Q_1 = Q_1^P - Q_\lambda + \frac{1}{2} Q_j$$

Ở đây:

Q_1^P - nhiệt tỏa ra ở đầu B do hiệu ứng Peltier:

$$Q_1^P = \alpha T_1 I$$

Q_λ - nhiệt đầu B nhận từ nguồn nóng ở T_1 rồi dẫn nhiệt qua dây sang đầu A ở T_2 .

Q_j - nhiệt tỏa ra do hiệu ứng Joule.

Năng lượng điện cấp vào:

$$L = Q_1 - Q_2 = Q_1^P - Q_2^P + Q_j$$

Hệ số làm lạnh của chu trình:

$$\varepsilon = \frac{Q_2}{L} = \frac{Q_2^P - Q_\lambda - \frac{1}{2} Q_j}{Q_1^P - Q_2^P + Q_j} \quad (4-55)$$

Nếu ta bỏ qua nhiệt không thuận nghịch ($Q_j = 0$, $Q_\lambda = 0$) thì từ (4-55) ta có hệ số làm lạnh lớn nhất:

$$\varepsilon_{\max} = \frac{Q_2^P}{Q_1^P - Q_2^P} = \frac{\alpha T_2 I}{\alpha T_1 I - \alpha T_2 I} = \frac{T_2}{T_1 - T_2} \quad (4-56)$$

Chúng ta thấy hệ số làm lạnh lớn nhất này chính là hệ số làm lạnh của chu trình Carnot.

Khi tính toán cụ thể ở $t_1 = 20^\circ\text{C}$, $t_2 = -5^\circ\text{C}$ với hai dây kim loại như hiện nay đang dùng, hệ số làm lạnh của chu trình điện - nhiệt đạt được nhỏ ($\varepsilon = 0,75$). Nếu so sánh với ε_{\max} ($\varepsilon_{\max} = 10,7$) thì ε_{\max} lớn hơn khoảng 14 lần, điều này cho thấy cho đến nay chu trình máy lạnh điện - nhiệt chưa hoàn hảo. Tuy nhiên do thiết bị đơn giản, độ tin cậy khi hoạt động cao (không có bộ phận chuyển động) nên máy lạnh điện - nhiệt ngày càng có ứng dụng rộng rãi trong kỹ thuật lạnh ở những nơi chỉ cần công suất máy không lớn.

PHẦN THỨ HAI

Truyền nhiệt

Lý thuyết trao đổi nhiệt hay gọi tắt là truyền nhiệt nghiên cứu các dạng và các quy luật trao đổi nhiệt giữa các vật thể có nhiệt độ khác nhau. Dựa vào các quy luật trao đổi nhiệt, chúng ta có thể xác định được lượng nhiệt trao đổi giữa các vật và sự phân bố nhiệt độ trong vật. Đây là các nhiệm vụ chính khi tính toán thiết kế cũng như tính toán kiểm tra. Nắm vững nội dung của các quy luật trao đổi nhiệt chúng ta có thể tăng cường hoặc hạn chế sự trao đổi nhiệt giữa các vật tùy theo yêu cầu của thực tế. Khi nghiên cứu về truyền nhiệt, chúng ta vẫn phải sử dụng định luật thứ nhất và định luật thứ hai của nhiệt động kỹ thuật.

Dựa vào định luật nhiệt động thứ nhất để xác định sự cân bằng năng lượng, dựa vào định luật nhiệt động thứ hai để xác định chiều hướng của quá trình truyền nhiệt.

Sự trao đổi nhiệt giữa các vật là một quá trình phức tạp. Tuy nhiên, để việc nghiên cứu được thuận lợi, chúng ta có thể phân quá trình truyền nhiệt thành các dạng trao đổi nhiệt cơ bản sau:

- Trao đổi nhiệt bằng dẫn nhiệt, gọi tắt là dẫn nhiệt;
- Trao đổi nhiệt bằng đối lưu;
- Trao đổi nhiệt bằng bức xạ.

Nắm vững các dạng trao đổi nhiệt cơ bản thì khi gặp trường hợp trao đổi nhiệt phức tạp có xảy ra đồng thời các dạng trao đổi nhiệt trên, chúng ta cũng có thể giải quyết vấn đề một cách dễ dàng.

Dẫn nhiệt

5.1. NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN

5.1.1. Dẫn nhiệt

Dẫn nhiệt là quá trình trao đổi nhiệt giữa các phần của vật hay giữa các vật có nhiệt độ khác nhau khi chúng tiếp xúc với nhau. Ví dụ, cầm một thanh sắt một đầu được đốt nóng, sau một thời gian đầu thanh sắt ta cầm cũng thấy nóng hay áp tay lên một vật nóng, tay ta cũng được nóng lên, đó là quá trình dẫn nhiệt.

Muốn có quá trình dẫn nhiệt xảy ra thì các vật phải có độ chênh nhiệt độ và phải tiếp xúc với nhau.

Quá trình dẫn nhiệt có thể xảy ra trong vật rắn, chất lỏng và chất khí. Nhưng lưu ý rằng trong vật rắn sẽ xảy ra sự dẫn nhiệt thuần túy, còn trong chất lỏng và chất khí ngoài dẫn nhiệt sẽ còn có trao đổi nhiệt bằng đối lưu hay bức xạ.

5.1.2. Trường nhiệt độ

Tập hợp các giá trị nhiệt độ của các điểm khác nhau trong không gian khảo sát tại một thời điểm nào đó gọi là trường nhiệt độ. Vì các điểm khác nhau, nhiệt độ sẽ khác nhau và ở những thời điểm khác nhau nhiệt độ sẽ khác nhau, do đó nhiệt độ phụ thuộc vào cả không gian và thời gian. Tổng quát, ta có thể biểu diễn trường nhiệt độ như sau:

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

Trường nhiệt độ như vậy là trường nhiệt độ không ổn định ba chiều. Tương tự ta có trường nhiệt độ không ổn định hai chiều $t = f(x, y, \tau)$ và trường nhiệt độ không ổn định một chiều $t = f(x, \tau)$. Nếu nhiệt độ không phụ thuộc vào thời gian $t = f(x, y, z)$ trường nhiệt độ gọi là trường nhiệt độ ổn định ba chiều. Tương tự ta có trường nhiệt độ ổn định hai chiều $t = f(x, y)$ và trường nhiệt độ ổn định một chiều $t = f(x)$.

Quá trình dẫn nhiệt trong đó trường nhiệt độ ổn định gọi là dẫn nhiệt ổn định và quá trình dẫn nhiệt ứng với trường nhiệt độ không ổn định gọi là dẫn nhiệt không ổn định.

5.1.3. Mặt đẳng nhiệt

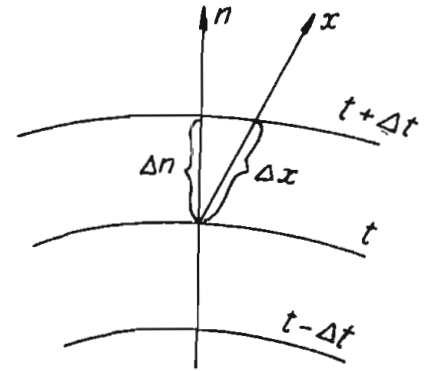
Bề mặt chứa tất cả các điểm có cùng giá trị nhiệt độ tại một thời điểm gọi là mặt đẳng nhiệt. Các mặt đẳng nhiệt không cắt nhau, chúng chỉ có thể là các mặt khép kín hay kết thúc trên biên của vật.

5.1.4. Gradient nhiệt độ

Xét hai mặt đẳng nhiệt (hình 5-1), một mặt đẳng nhiệt có nhiệt độ t còn mặt kia có nhiệt độ $t + \Delta t$.

Nhiệt độ của một điểm nào đó trên bề mặt có nhiệt độ t chỉ có thể thay đổi theo các hướng cắt các mặt đẳng nhiệt. Ta nhận thấy tốc độ thay đổi nhiệt độ theo hướng pháp tuyến

$$\frac{\Delta t}{\Delta n} \text{ là lớn nhất.}$$



Hình 5-1. Xác định gradient nhiệt độ

Gradient nhiệt độ được định nghĩa như sau:

$$\text{Grad}t = \lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{\partial t}{\partial n} ; \text{ } ^\circ\text{K/m} \quad (5-1)$$

Gradient nhiệt độ là một đại lượng vectơ có phương vuông góc với các mặt đẳng nhiệt, chiều dương là chiều tăng nhiệt độ.

5.1.5. Dòng nhiệt và mật độ dòng nhiệt

Mật độ dòng nhiệt là lượng nhiệt truyền qua một đơn vị diện tích bề mặt đẳng nhiệt vuông góc với hướng truyền nhiệt trong một đơn vị thời gian. Mật độ dòng nhiệt ký hiệu là q (W/m^2).

Dòng nhiệt là lượng nhiệt truyền qua toàn bộ diện tích bề mặt đẳng nhiệt trong một đơn vị thời gian, ký hiệu là Q (W).

Dòng nhiệt ứng với diện tích dF có thể viết:

$$dQ = qdF$$

Ứng với toàn bộ diện tích bề mặt thì:

$$Q = \int_F qdF$$

Khi $q = \text{const}$, ta có: $Q = qF$.

5.1.6. Định luật Fourier về dẫn nhiệt

Theo Fourier, mật độ dòng nhiệt tỷ lệ với gradient nhiệt độ:

$$q = - \lambda \text{grad}t = - \lambda \frac{\partial t}{\partial n} ; \text{W/m}^2 \quad (5-2)$$

Mật độ dòng nhiệt là một đại lượng véctơ có phương trùng với phương gradt, chiều dương là chiều giảm nhiệt độ (dấu âm trong công thức Fourier chứng tỏ chiều của mật độ dòng nhiệt và gradt ngược nhau), trị số bằng $-\lambda \frac{\partial t}{\partial n}$; W/m².

5.1.7. Hệ số dẫn nhiệt

Hệ số tỷ lệ λ trong công thức Fourier có giá trị:

$$\lambda = - \frac{q}{\frac{\partial t}{\partial n}} ; \text{W/m} \cdot ^\circ\text{K} \quad (5-3)$$

Đây chính là lượng nhiệt truyền qua một đơn vị diện tích bề mặt đẳng nhiệt trong một đơn vị thời gian khi gradt bằng 1. λ đặc trưng cho khả năng dẫn nhiệt của vật thể và được gọi là hệ số dẫn nhiệt.

Hệ số dẫn nhiệt phụ thuộc vào bản chất các chất: $\lambda_{\text{rắn}} > \lambda_{\text{lỏng}} > \lambda_{\text{khí}}$.

Hệ số dẫn nhiệt còn phụ thuộc vào nhiệt độ. Thông thường sự phụ thuộc của hệ số dẫn nhiệt vào nhiệt độ có thể lấy theo quan hệ sau:

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

λ_0 - hệ số dẫn nhiệt ở 0°C;

Hệ số b được xác định bằng thực nghiệm, b có thể dương hoặc âm.

Hệ số dẫn nhiệt của kim loại nguyên chất giảm khi nhiệt độ tăng. Hầu hết các chất lỏng có hệ số dẫn nhiệt giảm khi nhiệt độ tăng (trừ nước và glyxerin). Đối với các chất cách nhiệt, thông thường hệ số dẫn nhiệt tăng khi nhiệt độ tăng. Hệ số dẫn nhiệt của chất khí tăng khi nhiệt độ tăng.

Đối với vật liệu xây dựng, hệ số dẫn nhiệt còn phụ thuộc vào độ xốp và độ ẩm.

Các chất có hệ số dẫn nhiệt $\lambda \leq 0,2 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{K}$ có thể dùng làm các chất cách nhiệt.

5.2. PHƯƠNG TRÌNH VI PHÂN DẪN NHIỆT

5.2.1. Phương trình vi phân dẫn nhiệt

Khi nghiên cứu một quá trình phức tạp, thí dụ quá trình dẫn nhiệt, để xác định sự phụ thuộc giữa các đại lượng đặc trưng cho quá trình đã cho, người ta thường sử dụng phương pháp toán - lý. Phương pháp này xem xét quá trình không phải trong toàn bộ không gian và thời gian mà chỉ xét trong không gian và thời gian vô cùng

nhỏ. Trong trường hợp này, phương trình nêu lên mối quan hệ giữa các đại lượng gọi là phương trình vi phân. Sự liên hệ giữa các đại lượng trong quá trình dẫn nhiệt được xác định bằng phương trình gọi là phương trình vi phân dẫn nhiệt.

Phương trình vi phân dẫn nhiệt được thiết lập trên cơ sở phương trình cân bằng năng lượng. Khi thiết lập phương trình dẫn nhiệt chúng ta đưa ra các giả thiết sau:

Vật thể là đồng chất và đẳng hướng, các đại lượng vật lý là không đổi, vật thể không có nguồn nhiệt bên trong.

Tách một phân tử thể tích có các cạnh dx , dy , dz (hình 5-2). Dòng nhiệt truyền qua bề mặt $dx dy$ trong một đơn vị thời gian, theo định luật Fourier sẽ bằng:

$$dQ_{z1} = -\lambda dx dy \frac{\partial t}{\partial z}$$

Dòng nhiệt truyền qua bề mặt đối diện, cách bề mặt trên một khoảng dz , được xác định bằng:

$$dQ_{z2} = -\lambda dx dy \frac{\partial}{\partial z} \left(t + \frac{\partial t}{\partial z} dz \right)$$

Lượng nhiệt còn tích lại trong phân tử thể tích theo phương z :

$$dQ_z = dQ_{z1} - dQ_{z2}$$

$$dQ_z = \lambda dx dy dz \frac{\partial^2 t}{\partial z^2}$$

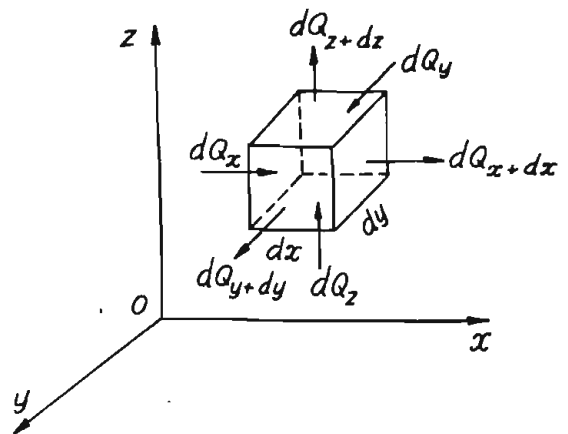
Tương tự, lượng nhiệt tích lại trong phân tử thể tích theo phương x và phương y sẽ là:

$$dQ_x = \lambda dx dy dz \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}$$

$$dQ_y = \lambda dx dy dz \frac{\partial^2 t}{\partial y^2}$$

Lượng nhiệt tích lại trong phân tử thể tích theo tất cả các hướng:

$$dQ = dQ_x + dQ_y + dQ_z$$



Hình 5-2. Sơ đồ nghiên cứu phương trình vi phân dẫn nhiệt

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

Theo định luật bảo toàn năng lượng, lượng nhiệt này sẽ đúng bằng sự thay đổi nội năng của phân tử thể tích trong một đơn vị thời gian:

$$dQ = C_\rho dx dy dz \frac{\partial t}{\partial \tau}$$

Ta có phương trình cân bằng:

$$C_\rho dx dy dz \frac{\partial t}{\partial \tau} = \lambda dx dy dz \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$$

Rút gọn ta có:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{C_\rho} \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$$

Ký hiệu $\frac{\lambda}{C_\rho} = a$ và gọi là hệ số dẫn nhiệt độ; m^2/s , ta có:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (5-3')$$

Đây là phương trình vi phân dẫn nhiệt với trường nhiệt độ không ổn định, không có nguồn nhiệt bên trong đối với tọa độ Decart, nó cho biết sự thay đổi nhiệt độ theo không gian và thời gian của một điểm bất kỳ.

Đối với tọa độ trụ, ta có phương trình:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial t}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 t}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (5-4)$$

Khi có nguồn nhiệt bên trong, nếu biết năng suất phát nhiệt của nguồn nhiệt bên trong phân bố đều là q_v (W/m^3) thì các phương trình vi phân trên có dạng:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \frac{q_v}{C_\rho} \quad (5-5)$$

và:
$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial t}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 t}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \frac{q_v}{C_\rho} \quad (5-6)$$

5.2.2. Điều kiện đơn trị

Phương trình vi phân trên là phương trình tổng quát, giải phương trình vi phân trên ta sẽ được nghiệm tổng quát. Muốn được một nghiệm cụ thể, ta cần giải phương trình vi phân trên kết hợp với điều kiện đơn trị. Điều kiện đơn trị bao gồm:

a. Điều kiện thời gian: Cho biết sự phân bố nhiệt độ tại thời điểm ban đầu $\tau = 0$, $t = f(x, y, z, \tau_0)$, vì vậy điều kiện này còn gọi là điều kiện ban đầu.

b. *Điều kiện hình học*: Cho biết hình dạng, kích thước của vật trong đó xảy ra quá trình trao đổi nhiệt.

c. *Điều kiện vật lý*: Cho biết các thông số vật lý của vật thể như khối lượng riêng ρ , nhiệt dung riêng C , hệ số dẫn nhiệt λ v.v...

d. *Điều kiện biên*: Điều kiện biên thường có ba loại:

- *Điều kiện biên loại 1*: cho biết sự phân bố nhiệt độ trên bề mặt của vật ở thời điểm bất kỳ.

- *Điều kiện biên loại 2*: cho biết mật độ dòng nhiệt qua bề mặt của vật ở thời điểm bất kỳ.

- *Điều kiện biên loại 3*: cho biết quy luật trao đổi nhiệt giữa bề mặt của vật với môi trường xung quanh và nhiệt độ của môi trường xung quanh. Điều kiện biên loại 3 được miêu tả bằng phương trình sau:

$$\alpha(t_w - t_f) = -\lambda\left(\frac{dt}{dx}\right)_{x=0} \quad (5-7)$$

Ở đây:

α - hệ số tỏa nhiệt đối lưu;

t_w - nhiệt độ của bề mặt;

t_f - nhiệt độ của môi trường.

5.3. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHI KHÔNG CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG

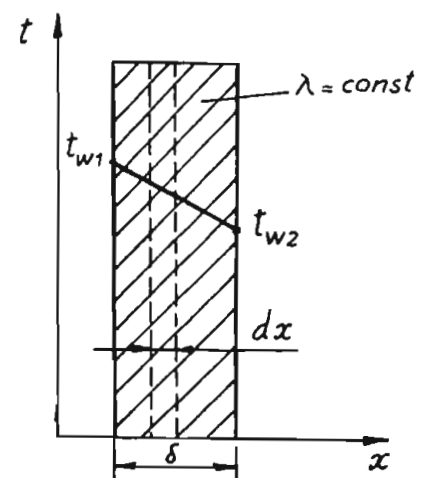
5.3.1. Dẫn nhiệt qua vách phẳng

Vách phẳng là vách có chiều dài, chiều rộng lớn hơn chiều dày rất nhiều. (Ví dụ một tấm thép, hay một bức tường).

Ta tìm quy luật phân bố nhiệt độ và lượng nhiệt truyền qua vách với điều kiện biên loại 1, nghĩa là với điều kiện cho biết nhiệt độ bề mặt vách.

1. Dẫn nhiệt qua vách phẳng một lớp

Giả sử có một vách phẳng dày δ , làm bằng vật liệu đồng chất và đẳng hướng có hệ số dẫn nhiệt λ , nhiệt độ của các bề mặt vách tương ứng là t_{w1} và t_{w2} biết trước và không đổi (hình



Hình 5-3. Nghiên cứu dẫn nhiệt qua vách phẳng một lớp

5-3) giả thiết $t_{w1} > t_{w2}$.

Như vậy, trong trường hợp này nhiệt độ chỉ thay đổi theo hướng x và $t = f(x)$. Các mặt đẳng nhiệt sẽ là các mặt phẳng song song vuông góc với trục x .

Tại một vị trí x , ta tách hai mặt đẳng nhiệt cách nhau một khoảng dx . Áp dụng định luật Fourier, ta có:

$$q = -\lambda \frac{dt}{dx}$$

hay:
$$dt = -\frac{q}{\lambda} dx$$

Với $\lambda = \text{const}$, tích phân hai vế ta được:

$$t = -\frac{q}{\lambda} x + C$$

Hằng số tích phân C được xác định từ điều kiện biên loại 1:

Khi $x = 0$, $t = t_{w1} = C$. Do đó:

$$t = t_{w1} - \frac{q}{\lambda} x \quad (5-8)$$

Đây là phương trình biểu diễn sự phụ thuộc $t = f(x)$. Từ phương trình ta thấy: khi $\lambda = \text{const}$, nhiệt độ trong vách phẳng thay đổi theo quan hệ tuyến tính với hệ số góc bằng $-\frac{q}{\lambda}$.

Mật độ dòng nhiệt qua vách phẳng một lớp được xác định như sau:

Khi $x = \delta$ và $t = t_{w2}$, ta có:

$$t_{w2} = t_{w1} - \frac{q}{\lambda} \delta$$

Từ đây ta rút ra:

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}); \text{ W/m}^2 \quad (5-9)$$

Phương trình chứng tỏ mật độ dòng nhiệt tỷ lệ thuận với λ , với hiệu số nhiệt độ ($t_{w1} - t_{w2}$) và tỷ lệ nghịch với δ .

Ký hiệu $R = \frac{\delta}{\lambda}$ gọi là nhiệt trở dẫn nhiệt; $\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{K/W}$.

Khi đó mật độ dòng nhiệt có thể xác định theo phương trình:

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta}{\lambda}} = \frac{\Delta t}{R}; \text{ W/m}^2 \quad (5-10)$$

2. Dẫn nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

Vách phẳng nhiều lớp là vách phẳng gồm nhiều lớp ghép chặt với nhau. Ví dụ tường nhà gồm ba lớp: lớp vữa, lớp gạch và lớp vữa.

Giả sử có một vách phẳng ba lớp (hình 5-4), các lớp làm bằng vật liệu đồng chất và đẳng hướng có hệ số dẫn nhiệt tương ứng $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$ và chiều dày tương ứng $\delta_1, \delta_2, \delta_3$. Nhiệt độ các bề mặt ngoài là t_{w1}, t_{w4} không đổi. Các lớp ép rất sát nhau, nhiệt độ bề mặt tiếp xúc giữa các lớp là t_{w2}, t_{w3} , các nhiệt độ này chưa biết.

Ta cần xác định mật độ dòng nhiệt truyền qua vách và sự phân bố nhiệt độ trong vách.

Vì quá trình dẫn nhiệt là ổn định và một chiều nên mật độ dòng nhiệt qua các lớp phải bằng nhau. Sử dụng công thức tính mật độ dòng nhiệt qua vách phẳng một lớp đối với từng lớp, ta có:

$$q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} (t_{w1} - t_{w2})$$

$$q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} (t_{w2} - t_{w3})$$

$$q = \frac{\lambda_3}{\delta_3} (t_{w3} - t_{w4})$$

Giải hệ phương trình này ta tìm được mật độ dòng nhiệt và nhiệt độ tiếp xúc giữa các lớp:

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w4}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3}} = \frac{t_{w1} - t_{w4}}{R_1 + R_2 + R_3} \quad (5-11)$$

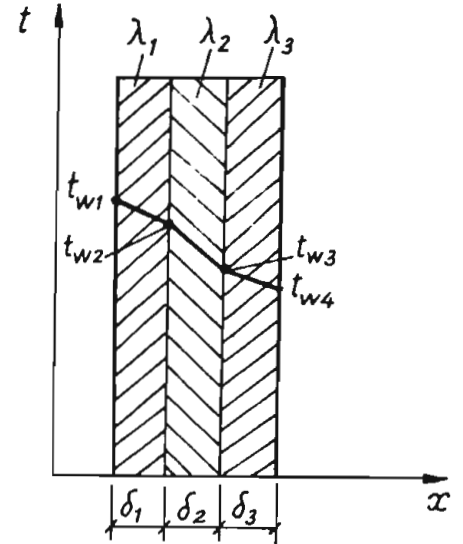
và:

$$t_{w2} = t_{w1} - q \frac{\delta_1}{\lambda_1}$$

$$t_{w3} = t_{w2} - q \frac{\delta_2}{\lambda_2} = t_{w4} + q \frac{\delta_3}{\lambda_3}$$

Đối với vách phẳng gồm n lớp:

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w(n+1)}}{\sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}} = \frac{t_{w1} - t_{w(n+1)}}{\sum_1^n R_i} \quad (5-12)$$



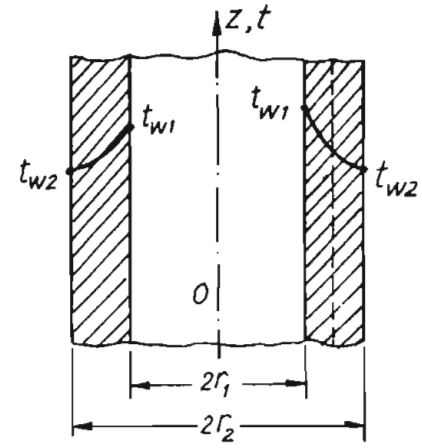
Hình 5-4. Nghiên cứu dẫn nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

Nếu hệ số dẫn nhiệt của các lớp là không đổi thì quy luật thay đổi nhiệt độ ở từng lớp giống như ở vách phẳng một lớp và đường biểu diễn sự thay đổi nhiệt độ của vách phẳng nhiều lớp sẽ là một đường gãy khúc.

5.3.2. Dẫn nhiệt qua vách trụ

1. Dẫn nhiệt qua vách trụ một lớp

Giả sử có một vách trụ làm bằng vật liệu đồng chất và đẳng hướng có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = \text{const}$ (hình 5-5), chiều dài vách lớn hơn rất nhiều chiều dày của vách, bán kính của vách trụ tương ứng là r_1 và r_2 . Bề mặt trong và bề mặt ngoài của vách trụ có nhiệt độ không đổi là t_{w1} và t_{w2} ($t_{w1} > t_{w2}$). Như vậy các mặt đẳng nhiệt là các mặt trụ đồng tâm và nhiệt độ chỉ thay đổi theo phương bán kính. Ta cần biết sự phụ thuộc $t = f(r)$ và dòng nhiệt truyền qua vách trụ.



Hình 5-5. Dẫn nhiệt qua vách trụ một lớp

Tại bán kính r nào đó ta tách 2 mặt đẳng nhiệt cách nhau một khoảng dr . Theo định luật Fourier, dòng nhiệt truyền qua bề mặt vách trụ bán kính r và chiều dài l sẽ là:

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

Tách biến, ta có:

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

Tích phân 2 vế, ta được:

$$t = - \frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln r + C \quad (5-13)$$

Hằng số tích phân C được xác định từ điều kiện biên như sau:

$$\text{Khi } r = r_1, t = t_{w1} = - \frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln r_1 + C$$

Do đó:

$$C = t_{w1} + \frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln r_1$$

Thay giá trị của C vào phương trình (5-13) ta có:

$$t = t_{w1} - \frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln \frac{r}{r_1} \quad (5-14)$$

Phương trình (5-14) chứng tỏ sự thay đổi nhiệt độ trong vách trụ theo quy luật hàm lôgarit.

Dòng nhiệt Q được xác định như sau:

$$\text{Khi } r = r_2, t = t_{w2} = t_{w1} - \frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln \frac{r_2}{r_1}$$

Do đó:

$$Q = \frac{2\pi\lambda l(t_{w1} - t_{w2})}{\ln \frac{r_2}{r_1}} = \frac{2\pi\lambda l(t_{w1} - t_{w2})}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (5-15)$$

Dòng nhiệt qua bề mặt ứng với một đơn vị chiều dài vách trụ sẽ bằng:

$$q_1 = \frac{Q}{l} = \frac{2\pi\lambda (t_{w1} - t_{w2})}{\ln \frac{d_2}{d_1}} ; \text{ W/m}$$

$$q_1 = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}} ; \text{ W/m} \quad (5-16)$$

Ký hiệu:

$$R_1 = \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} ; \frac{\text{m} \cdot ^\circ\text{K}}{\text{W}}$$

R_1 - nhiệt trở dẫn nhiệt của một đơn vị chiều dài vách trụ.

Khi đó:

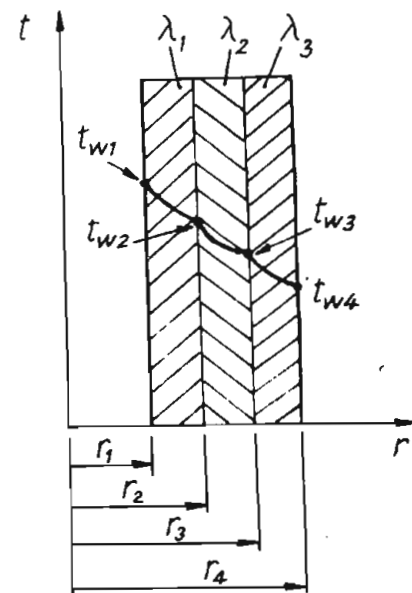
$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{R_1} ; \text{ W/m} \quad (5-17)$$

2. Dẫn nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

Giả sử có một vách trụ gồm ba lớp (hình 5-6), các lớp làm bằng vật liệu đồng chất và đẳng hướng có hệ số dẫn nhiệt là $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$. Đường kính của các lớp là d_1, d_2, d_3, d_4 . Nhiệt độ bề mặt trong và ngoài cùng của vách trụ là t_{w1}, t_{w4} không đổi.

Các lớp ép rất sát với nhau. Nhiệt độ bề mặt tiếp xúc giữa các lớp là t_{w2}, t_{w3} chưa biết.

Vì quá trình dẫn nhiệt là ổn định và một chiều nên ta có:



Hình 5-6. Dẫn nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}}$$

$$q_1 = \frac{t_{w2} - t_{w3}}{\frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2}}$$

$$q_1 = \frac{t_{w3} - t_{w4}}{\frac{1}{2\pi\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}}$$

Giải phương trình này ta tìm được giá trị q_1 và nhiệt độ tiếp xúc giữa các lớp t_{w2} , t_{w3} .

$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w4}}{\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{2\pi\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}} \quad ; \text{ W/m} \quad (5-18)$$

hay:

$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w4}}{R_{l1} + R_{l2} + R_{l3}} \quad ; \text{ W/m}$$

và:

$$t_{w2} = t_{w1} - q_1 \frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} \quad ; \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{w3} = t_{w2} - q_1 \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} = t_{w4} + q_1 \frac{1}{2\pi\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}$$

Sự thay đổi nhiệt độ trong vách trụ nhiều lớp được biểu diễn bằng các đường cong lôgarit.

Nếu vách trụ gồm n lớp, ta có thể viết:

$$q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w(n+1)}}{\sum_1^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i}} = \frac{t_{w1} - t_{w(n+1)}}{\sum_1^n R_{li}} \quad ; \text{ W/m} \quad (5-19)$$

5.4. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHI CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG

Các bài toán ta vừa xét ở trên không có sự tồn tại nguồn nhiệt bên trong. Tuy nhiên, trong một số trường hợp bên trong thể tích của vật có thể xảy ra quá trình tỏa nhiệt hay hấp thụ nhiệt. Ví dụ khi dòng điện chạy qua dây dẫn sẽ có sự tỏa nhiệt, khi có một phản ứng hóa học xảy ra sẽ có sự tỏa nhiệt hay thu nhiệt.

Khi nghiên cứu dẫn nhiệt có nguồn nhiệt bên trong, điều quan trọng là phải biết năng suất phát nhiệt thể tích q_v ; W/m^3 .

5.4.1. Dẫn nhiệt của một tấm phẳng khi có nguồn nhiệt bên trong

Giả sử một tấm phẳng có chiều dày 2δ rất nhỏ so với hai chiều kia (hình 5-7).

Nguồn nhiệt bên trong phân bố đều. Hệ số tỏa nhiệt từ các bề mặt vào môi trường $\alpha = \text{const}$. Nhiệt độ của môi trường xung quanh là $t_f = \text{const}$. Trong trường hợp này nhiệt độ chỉ thay đổi theo hướng x vuông góc với bề mặt tấm.

Ta cần tìm sự phân bố nhiệt độ trong tấm và nhiệt lượng truyền ra môi trường xung quanh.

Theo (5-5), phương trình vi phân dẫn nhiệt ổn định khi có nguồn nhiệt bên trong sẽ có dạng:

$$a \frac{d^2 t}{dx^2} + \frac{q_v}{C\rho} = 0$$

hay:

$$\frac{d^2 t}{dx^2} + \frac{q_v}{\lambda} = 0 \quad (5-20)$$

Gọi nhiệt độ tại tâm của tấm phẳng là t_0 và nhiệt độ bề mặt ngoài của tấm là t_w .

Điều kiện biên của bài toán là điều kiện biên loại 3 đối xứng.

$$\text{Khi } x = \pm\delta, \alpha(t_w - t_f) = \pm \lambda \left(\frac{dt}{dx} \right)_{x = \pm\delta}$$

Do điều kiện đối xứng của bài toán nên ta chỉ cần xét một nửa tấm, điều kiện biên trong trường hợp này sẽ là:

$$\text{Khi } x = 0, \left(\frac{dt}{dx} \right)_{x=0} = 0$$

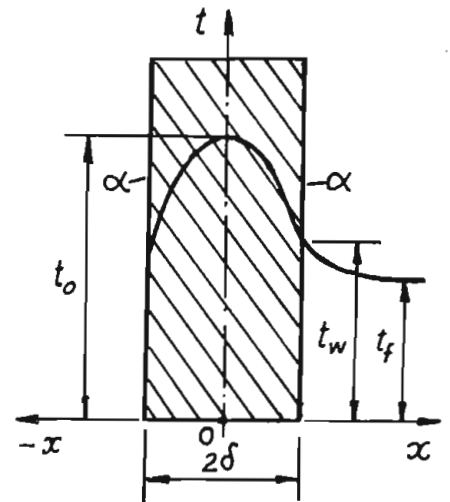
$$x = \delta, \lambda \left(\frac{dt}{dx} \right)_{x=\delta} = \alpha(t_w - t_f)$$

Tích phân lần thứ nhất phương trình (5-20) ta được:

$$\frac{dt}{dx} = - \frac{q_v x}{\lambda} + C_1$$

và:

$$t = - \frac{q_v x^2}{2\lambda} + C_1 x + C_2$$



Hình 5-7. Dẫn nhiệt của một tấm phẳng khi có nguồn nhiệt bên trong

Các hằng số tích phân C_1 và C_2 được xác định như sau:

$$\text{Khi } x = 0, \frac{dt}{dx} = 0, C_1 = 0; \text{ và } t = -\frac{q_v x^2}{2\lambda} + C_2$$

$$\text{Khi } x = \delta; t = t_w \text{ và } C_2 = t_w + \frac{q_v \delta^2}{2\lambda}$$

$$-\lambda \left(\frac{dt}{dx} \right)_{x=\delta} = \alpha(t_w - t_f) = q_v \delta$$

$$\text{Khi đó: } t_w = \frac{q_v \delta}{\alpha} + t_f \text{ và } C_2 = t_f + \frac{q_v \delta}{\alpha} + \frac{q_v \delta^2}{2\lambda}$$

Phương trình trường nhiệt độ cuối cùng có dạng:

$$t = t_f + \frac{q_v \delta}{\alpha} + \frac{q_v}{2\lambda} (\delta^2 - x^2) \quad (5-21)$$

Phương trình này chứng tỏ: khi có nguồn nhiệt bên trong sự phân bố nhiệt độ trong tấm phẳng theo quy luật parabol.

Do nguồn nhiệt phân bố đều nên mật độ dòng nhiệt: $q = q_v x$ (W/m^2) và mật độ dòng nhiệt trên bề mặt tấm: $q = q_v \delta$ (W/m^2).

Khi $\alpha = \infty$ thì $t_f = t_w$, trong trường hợp này:

$$t = t_w + \frac{q_v}{2\lambda} (\delta^2 - x^2) \quad (5-22)$$

và nhiệt độ trên trục tấm ($x = 0$):

$$t_0 = t_w + \frac{q_v}{2\lambda} \delta^2 \quad (5-23)$$

$$t_0 - t_w = \frac{q_v}{2\lambda} \delta^2 = \frac{q \delta}{2\lambda} \quad (5-24)$$

5.4.2. Dẫn nhiệt của một thanh trụ khi có nguồn nhiệt bên trong

Giả sử có một thanh trụ làm bằng vật liệu đồng chất và đẳng hướng, có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = \text{const}$, đường kính $d = 2r_0$ rất nhỏ so với chiều dài (hình 5-8). Nguồn nhiệt phân bố đều, hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt vào môi trường $\alpha = \text{const}$, nhiệt độ môi trường $t_f = \text{const}$. Trong trường hợp này nhiệt độ chỉ thay đổi theo phương bán kính. Phương trình vi phân dẫn nhiệt ổn định một chiều khi có nguồn nhiệt bên trong theo (5-6) có dạng:

$$\frac{d^2 t}{dr^2} + \frac{dt}{r dr} + \frac{q_v}{\lambda} = 0 \quad (5-25)$$

Điều kiện biên của bài toán:

Khi $r = 0, \left(\frac{dt}{dr}\right)_{r=0} = 0$

Khi $r = r_0, \left(\frac{dt}{dr}\right)_{r=r_0} = -\frac{\alpha}{\lambda} (t_w - t_f)$

Cần xác định sự phụ thuộc $t = f(r)$, dòng nhiệt, nhiệt độ tại tâm t_0 và nhiệt độ trên bề mặt t_w .

Đặt $u = \frac{dt}{dr}$, phương trình vi phân trên trở thành

$$\frac{du}{dr} + \frac{u}{r} + \frac{q_v}{\lambda} = 0 \quad (5-26)$$

hoặc:

$$rdu + udr + \frac{q_v}{\lambda} r dr = 0$$

$$d(ur) + \frac{q_v}{\lambda} r dr = 0$$

Tích phân 2 vế ta được:

$$ur + \frac{q_v r^2}{2\lambda} = C_1$$

$$u + \frac{q_v r}{2\lambda} = \frac{C_1}{r}$$

hay:

$$\frac{dt}{dr} + \frac{q_v r}{2\lambda} = \frac{C_1}{r}$$

Tích phân lần thứ hai, ta được:

$$t = -\frac{q_v r^2}{4\lambda} + C_1 \ln r + C_2 \quad (5-27)$$

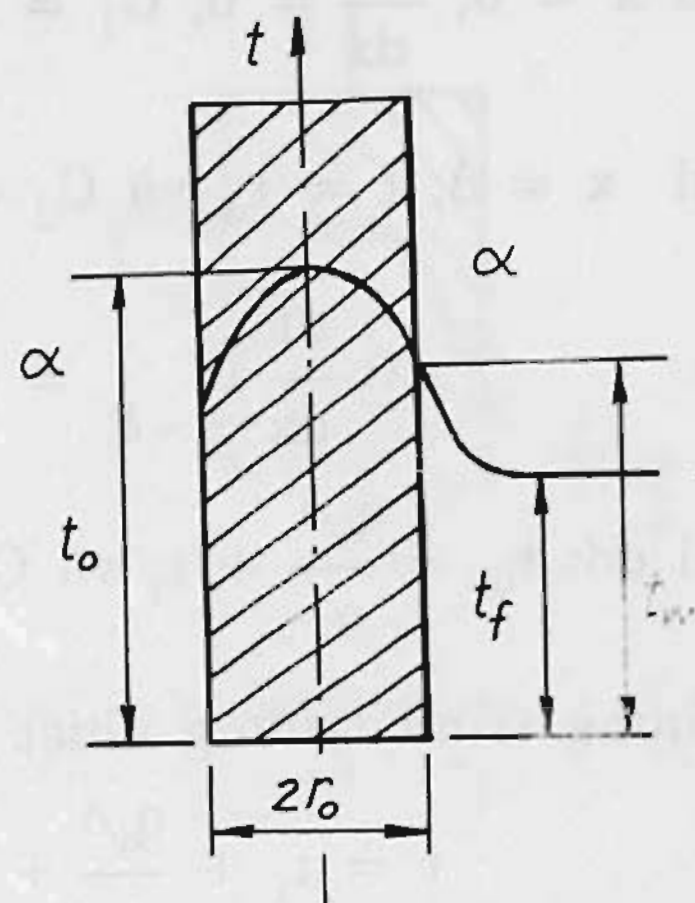
Các hằng số tích phân C_1 và C_2 được xác định như sau:

Khi $r = 0, \left(\frac{dt}{dr}\right)_{r=0} = 0, C_1 = 0$

Khi $r = r_0, \left(\frac{dt}{dr}\right)_{r=r_0} = -\frac{q_v r_0}{2\lambda} = -\frac{\alpha}{\lambda} (t_w - t_f)$

Do đó:

$$t_w = \frac{q_v r_0}{2\alpha} + t_f \quad (5-28)$$



Hình 5-8. Dẫn nhiệt của một thanh trụ khi có nguồn nhiệt bên trong

Kết quả ta tìm được:

$$C_2 = t_f + \frac{q_v r_0}{2\alpha} + \frac{q_v r_0^2}{4\lambda}$$

Khi đó phương trình biểu diễn sự phụ thuộc $t = f(r)$ có dạng:

$$t = t_f + \frac{q_v r_0}{2\alpha} + \frac{q_v}{4\lambda} (r_0^2 - r^2) \quad (5-29)$$

Nhiệt độ trên trục thanh ($r = 0$):

$$t_0 = t_f + \frac{q_v r_0}{2\alpha} + \frac{q_v}{4\lambda} r_0^2 \quad (5-30)$$

Mật độ dòng nhiệt trên bề mặt thanh:

$$q_w = \alpha(t_w - t_f) = \frac{q_v r_0}{2} \quad (5-31)$$

Nếu $\alpha = \infty$ thì $t_f = t_w$. Khi đó:

$$t = t_w + \frac{q_v}{4\lambda} (r_0^2 - r^2) \quad (5-32)$$

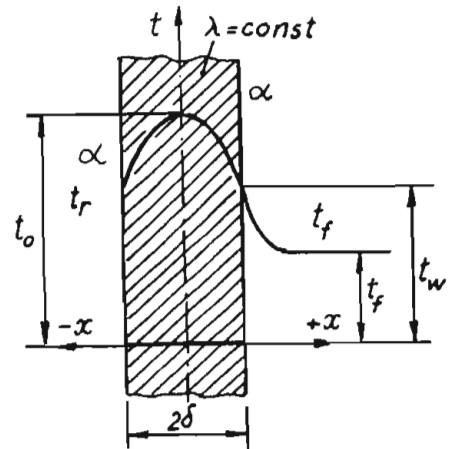
$$t_0 = t_w + \frac{q_v r_0^2}{4\lambda} \quad (5-33)$$

5.5. DẪN NHIỆT KHÔNG ỔN ĐỊNH

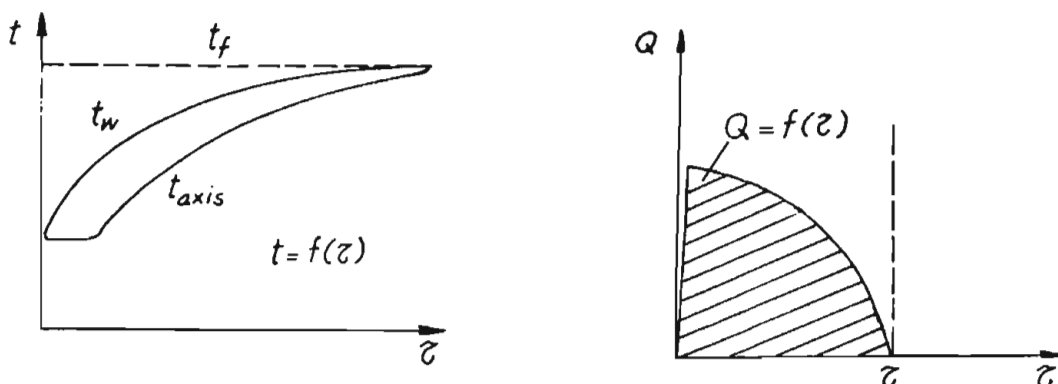
Dẫn nhiệt không ổn định là quá trình dẫn nhiệt tương ứng với trường nhiệt độ không ổn định, $t = f(x, y, z, \tau)$.

Trong thực tế quá trình đốt nóng hoặc làm nguội một vật là quá trình dẫn nhiệt không ổn định.

Giả sử có một vật rắn nhiệt độ ban đầu là t_0 , đặt trong môi trường có nhiệt độ t_f không đổi. Giả



Hình 5-9a. Dẫn nhiệt không ổn định



Hình 5-9b. Thay đổi nhiệt độ và nhiệt lượng theo thời gian

thiết $t_f > t_0$ khi đó vật sẽ được đốt nóng, nhiệt độ tại các điểm khác nhau trong vật thay đổi khác nhau theo thời gian. Gọi t_w là nhiệt độ trên bề mặt vật, t_m là nhiệt độ tại tâm vật. Sự thay đổi nhiệt độ trên bề mặt và tại tâm của vật theo thời gian sẽ khác nhau (hình 5-9a) và đến một thời điểm đủ lớn τ nào đó (về lý thuyết khi $\tau = \infty$) nhiệt độ trên bề mặt và nhiệt độ tại tâm của vật sẽ bằng nhau và bằng nhiệt độ của môi trường, khi đó vật ở trạng thái cân bằng nhiệt.

Cùng với sự thay đổi nhiệt độ theo thời gian, lượng nhiệt trao đổi giữa môi trường và vật cũng thay đổi theo thời gian. Lúc đầu độ chênh nhiệt độ giữa môi trường và vật là lớn nhất nên lượng nhiệt trao đổi là lớn nhất. Sau đó, theo thời gian độ chênh nhiệt độ sẽ giảm dần và lượng nhiệt trao đổi cũng giảm dần. Tại thời điểm nhiệt độ của vật bằng nhiệt độ của môi trường, lượng nhiệt trao đổi sẽ bằng không.

Lượng nhiệt trao đổi giữa môi trường và vật từ $\tau = 0$ đến τ được biểu diễn bằng diện tích dưới đường cong $Q = f(\tau)$ trên hình 5-9b.

Như vậy, ở chế độ dẫn nhiệt không ổn định, không chỉ có nhiệt độ thay đổi theo thời gian mà lượng nhiệt trao đổi giữa vật và môi trường cũng thay đổi theo thời gian.

Giải bài toán dẫn nhiệt không ổn định có nghĩa là tìm sự thay đổi nhiệt độ trong vật và lượng nhiệt trao đổi theo thời gian:

$$t = f(x, y, z, \tau) \text{ và } Q = f(x, y, z, \tau)$$

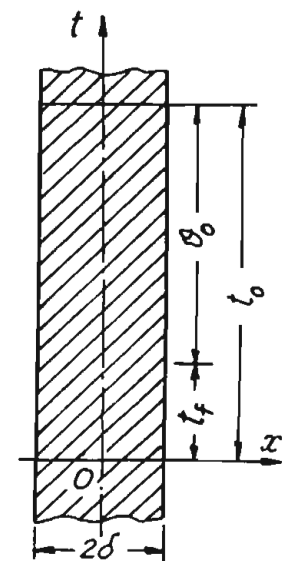
Để tìm sự phụ thuộc trên ta cần giải phương trình vi phân dẫn nhiệt.

5.5.1. Dẫn nhiệt không ổn định khi đốt nóng (hoặc làm nguội) một tấm phẳng

Giả sử có một tấm phẳng làm bằng vật liệu đồng chất và đẳng hướng có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = \text{const}$, tấm phẳng dày 2δ đặt trong môi trường có nhiệt độ $t_f = \text{const}$. Nhiệt độ ban đầu của tấm phẳng bằng t_0 . Giả sử $t_f < t_0$, như vậy tấm phẳng sẽ được làm nguội. Hệ số tỏa nhiệt từ hai bề mặt của tấm là α .

Vì chiều dày của tấm nhỏ hơn rất nhiều so với chiều dài và chiều rộng nên nhiệt độ chỉ thay đổi theo hướng x .

Trong trường hợp này phương trình vi phân dẫn nhiệt (5-3) có dạng:



Hình 5-10. Dẫn nhiệt không ổn định qua tấm phẳng

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} \quad (5-34)$$

Nếu ký hiệu nhiệt độ dư là: $\theta = t - t_f$

Phương trình vi phân trên có thể viết thành:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2} \quad (5-35)$$

Điều kiện ban đầu $t = t_0 = \text{const}$ hay:

$$\theta_0 = t_0 - t_f$$

Điều kiện biên:

$$\left(\frac{\partial \theta}{\partial x} \right)_{x=\delta} = \pm \frac{\alpha}{\lambda} \theta_w = \pm \frac{\alpha}{\lambda} (t_w - t_f)$$

Giải phương trình vi phân kết hợp với các điều kiện biên và điều kiện ban đầu, ta tìm được giá trị θ là hàm của rất nhiều thông số.

$$\theta = f(\alpha, \lambda, a, \tau, x, y, z, t_0, t_f, \dots)$$

Phân tích sự phụ thuộc trên, ta thấy nếu hàm phải tìm viết dưới dạng nhiệt độ dư không thứ nguyên thì có thể viết:

$$\frac{\theta}{\theta_0} = f(\text{Bi}, \text{Fo}, \frac{x}{l}) \quad (5-36)$$

Ở đây:

$$\text{Bi} - \text{tiêu chuẩn Biot: } \text{Bi} = \frac{\alpha l}{\lambda}$$

$$\text{Fo} - \text{tiêu chuẩn Fourier: } \text{Fo} = \frac{a\tau}{l^2}$$

$\frac{x}{l}$ - tọa độ không thứ nguyên với l là kích thước xác định.

Khi giải bài toán dẫn nhiệt không ổn định, thông thường ta cần xác định nhiệt độ trên bề mặt và nhiệt độ tại tâm vật.

Nhiệt độ dư không thứ nguyên trên bề mặt và tại tâm của vật có thể viết dưới dạng:

$$\frac{\theta_{x=\delta}}{\theta_0} = f_1(\text{Bi}, \text{Fo}) \quad (5-37)$$

$$\frac{\theta_{x=0}}{\theta_0} = f_2(\text{Bi}, \text{Fo}) \quad (5-38)$$

Ở đây:

$$\theta_0 = t_0 - t_f$$

$$\theta_{x = \delta} = t_w - t_f$$

$$\theta_{x = 0} = t_m - t_f$$

t_m - nhiệt độ tại tâm của vật.

Trong các phương trình trên không có mặt tọa độ không thứ nguyên $\frac{x}{l}$ vì khi $x = 0$ thì $\frac{x}{l} = 0$ và $x = \delta$ thì $\frac{x}{l} = 1$.

Kích thước xác định đối với tấm phẳng dày 2δ là $l = \delta$. Nên ở đây chúng ta có:

Tiêu chuẩn Biot:
$$Bi = \frac{\alpha \delta}{\lambda}$$

Tiêu chuẩn Fourier:
$$Fo = \frac{a\tau}{\delta^2}$$

Vì nghiệm giải tích của phương trình rất phức tạp nên các hàm f_1 và f_2 thường được biểu diễn dưới dạng đồ thị hoặc bảng số.

Lượng nhiệt trao đổi giữa vật và môi trường được xác định như sau:

Lượng nhiệt trao đổi giữa vật (tấm phẳng) và môi trường chính bằng sự thay đổi nội năng của vật.

Nếu nhiệt độ của vật tại thời điểm ban đầu $\tau = 0$ là t_0 , nhiệt độ trung bình của vật tại thời điểm τ là t và nhiệt độ của vật tại thời điểm $\tau = \infty$ là t_f thì sự thay đổi nội năng của vật tại thời điểm $\tau = 0$ đến thời điểm $\tau = \infty$ sẽ bằng:

$$Q_{0 \rightarrow \infty} = 2\delta f \rho C(t_0 - t_f)$$

Ở đây $2\delta f \rho$ là khối lượng của vật có chiều dày 2δ và diện tích bề mặt f .

Sự thay đổi nội năng của vật từ thời điểm $\tau = 0$ đến thời điểm τ sẽ bằng:

$$Q_{0 - \tau} = 2\delta f \rho C(t_0 - t)$$

Sự thay đổi nội năng của vật từ thời điểm τ đến thời điểm $\tau = \infty$ sẽ bằng:

$$Q_{\tau - \infty} = 2\delta f \rho C(t - t_f)$$

Ta có thể viết:

$$Q_{0 - \tau} = Q_{0 - \infty} - Q_{\tau - \infty}$$

$$Q_{0 - \tau} = 2\delta f \rho C(t_0 - t_f) \left[1 - \frac{t - t_f}{t_0 - t_f} \right]$$

hay:
$$\frac{Q_{0 - \tau}}{Q_{0 - \infty}} = \left(1 - \frac{t - t_f}{t_0 - t_f} \right) = f_q(Bi, Fo) \quad (5-39)$$

Như vậy nhiệt lượng trao đổi giữa vật và môi trường cũng có thể biểu diễn theo hàm của các tiêu chuẩn Bi và Fo. Hàm f_q có thể xác định từ bảng hay đồ thị. Khi

đó ta có thể xác định được:

$$Q_{0-\tau} = Q_{0-\infty} f_q \quad (5-40)$$

5.5.2. Làm nguội (hay đốt nóng) vật hình trụ

Giả sử có một vật hình trụ bán kính r_0 , chiều dài l ($l > r_0$), nhiệt độ $t = f(r, \tau)$, nhiệt độ ban đầu $t_0 = \text{const}$, được đặt trong môi trường $t_f = \text{const}$. Giả thiết $t_f < t_0$ như vậy vật sẽ được làm nguội. Hệ số dẫn nhiệt của vật là λ . Hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt vật đến môi trường là α .

Để xác định trường nhiệt độ trong vật khi ký hiệu $\theta = t - t_f$ và theo (5-4) ta cần giải phương trình vi phân:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 \theta}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \theta}{\partial r} \right) \quad (5-41)$$

Với điều kiện ban đầu $\tau = 0$, $\theta_0 = t_0 - t_f$ và điều kiện biên:

$$\left(\frac{\partial \theta}{\partial r} \right)_{r=r_0} = -\frac{\alpha}{\lambda} \theta_{r=r_0}$$

Tương tự như đối với tấm phẳng, nhiệt độ dư không thứ nguyên trên bề mặt và tại tâm của vật có thể viết:

$$\frac{\theta_{r=r_0}}{\theta_0} = f_1(\text{Bi}, \text{Fo}) \quad (5-42)$$

$$\frac{\theta_{r=0}}{\theta_0} = f_2(\text{Bi}, \text{Fo}) \quad (5-43)$$

Ở đây:

$$\text{Bi} = \frac{\alpha r_0}{\lambda}$$

$$\text{Fo} = \frac{a\tau}{r_0^2}$$

Các hàm f_1, f_2 xác định từ bảng hay đồ thị.

Nhiệt lượng trao đổi giữa vật và môi trường được xác định như sau:

$$Q_{0-\tau} = Q_{0-\infty} f_q(\text{Bi}, \text{Fo}) \quad (5-44)$$

với $Q_{0-\infty} = \pi r_0^2 l \rho C (t_0 - t_f)$

Hàm f_q được xác định từ bảng hay đồ thị.

Trao đổi nhiệt đối lưu

6.1. TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU VÀ NHỮNG NHÂN TỐ ẢNH HƯỞNG ĐẾN TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

6.1.1. Trao đổi nhiệt đối lưu

Trao đổi nhiệt đối lưu là quá trình trao đổi nhiệt nhờ sự chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí giữa những vùng có nhiệt độ khác nhau. Vì trong khối chất lỏng hay chất khí không thể không có những phần tử có nhiệt độ khác nhau tiếp xúc với nhau, do đó trao đổi nhiệt đối lưu luôn luôn kèm theo hiện tượng dẫn nhiệt trong chất lỏng hoặc chất khí. Tuy nhiên quá trình truyền nhiệt ở đây chủ yếu được thực hiện bằng đối lưu cho nên gọi là trao đổi nhiệt đối lưu. Trong thực tế ta thường gặp quá trình trao đổi nhiệt giữa bề mặt vật rắn với chất lỏng hoặc chất khí chuyển động, quá trình này gọi là tỏa nhiệt đối lưu.

6.1.2. Những nhân tố ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt đối lưu

Vì quá trình trao đổi nhiệt đối lưu luôn luôn gắn liền với chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí, do đó những nhân tố ảnh hưởng đến chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí đều ảnh hưởng đến quá trình trao đổi nhiệt đối lưu.

a. Nguyên nhân gây ra chuyển động

Chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí có thể do các nguyên nhân khác nhau. Dựa vào nguyên nhân gây ra chuyển động ta phân thành chuyển động tự nhiên hay còn gọi là chuyển động tự do và chuyển động cưỡng bức.

Chuyển động tự nhiên là chuyển động gây ra bởi độ chênh mật độ (khối lượng riêng) giữa các vùng có nhiệt độ khác nhau. Nếu chất lỏng hoặc chất khí ở trong trường lực trọng trường thì trị số lực nâng làm chất lỏng hoặc chất khí chuyển động được xác định bằng công thức:

$$P = g\Delta\rho$$

Ở đây:

g - gia tốc trọng trường;

$\Delta\rho$ - độ chênh mật độ giữa các vùng có nhiệt độ khác nhau.

Chuyển động tự nhiên phụ thuộc vào bản chất chất lỏng hay chất khí và phụ thuộc vào độ chênh nhiệt độ. Độ chênh nhiệt độ càng lớn thì độ chênh mật độ càng lớn và do đó chuyển động tự nhiên càng mạnh. Trao đổi nhiệt đối lưu tương ứng với chuyển động tự nhiên gọi là trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên.

Chuyển động cưỡng bức là chuyển động gây ra bởi ngoại lực như dùng quạt để làm chất khí chuyển động hay dùng bơm để đẩy chất lỏng chuyển động. Trong chuyển động cưỡng bức bao giờ cũng kèm theo chuyển động tự nhiên vì trong nội bộ chất lỏng hoặc chất khí luôn luôn có những phần tử có nhiệt độ khác nhau do đó xuất hiện chuyển động tự nhiên. Ảnh hưởng của chuyển động tự nhiên đến chuyển động cưỡng bức nhỏ nếu cường độ chuyển động cưỡng bức lớn và ngược lại. Trao đổi nhiệt đối lưu tương ứng với chuyển động cưỡng bức gọi là trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức.

2. Chế độ chuyển động

Chuyển động của chất lỏng hay chất khí có thể là chảy tầng hay chảy rối.

Chuyển động tầng là chuyển động mà quỹ đạo của các phần tử chất lỏng song song với nhau.

Chuyển động rối là chuyển động mà quỹ đạo của các phần tử chất lỏng không theo quy luật nào cả.

Tuy nhiên khi chất lỏng hoặc chất khí chảy rối, do ma sát giữa chất lỏng với nhau và với vách chất rắn nên bao giờ ở sát bề mặt vách cũng có một lớp mỏng chất lỏng chảy tầng, người ta gọi là lớp đệm tầng. Chiều dày của lớp đệm tầng này phụ thuộc vào tốc độ chuyển động và độ nhớt của chất lỏng. Nếu tốc độ chuyển động lớn, độ nhớt bé thì chiều dày của lớp đệm tầng sẽ bé.

Chế độ chảy được xác định bởi tiêu chuẩn Reynold:

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

ω - tốc độ chuyển động (m/s);

l - kích thước xác định (m);

ν - độ nhớt động học (m^2/s).

Trị số Re tương ứng với chế độ chuyển động từ chảy tầng sang chảy rối gọi là Re tới hạn. Thí dụ đối với chất lỏng hoặc chất khí chuyển động trong ống, Re tới hạn bằng 2300. Khi:

$Re < 2300$ là chế độ chảy tầng.

$Re > 2300$ là chế độ chảy rối.

3. Tính chất vật lý của chất lỏng hay chất khí

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu phụ thuộc nhiều vào tính chất vật lý của chất lỏng hay chất khí. Các chất lỏng, chất khí khác nhau, tính chất vật lý của nó khác nhau thì quá trình trao đổi nhiệt đối lưu sẽ khác nhau.

Những tính chất vật lý ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt đối lưu là khối lượng riêng ρ , nhiệt dung riêng C_μ , hệ số dẫn nhiệt λ , hệ số dẫn nhiệt độ a , độ nhớt động học ν hay độ nhớt động lực μ và hệ số giãn nở thể tích β .

4. Hình dạng, kích thước vị trí bề mặt trao đổi nhiệt

Bề mặt trao đổi nhiệt có thể có hình dạng khác nhau như có thể là tấm phẳng, ống trụ v.v... Tấm hay ống có thể có kích thước khác nhau và đặt ở các vị trí khác nhau: đặt đứng hay đặt nằm. Tất cả những nhân tố đó đều ảnh hưởng đến quá trình trao đổi nhiệt.

6.2. HỆ PHƯƠNG TRÌNH VI PHÂN MIÊU TẢ QUÁ TRÌNH TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

Trao đổi nhiệt đối lưu là một quá trình phức tạp, quá trình này liên quan đến hiện tượng nhiệt và hiện tượng thủy lực, vì vậy nó được miêu tả bằng hệ phương trình vi phân sau:

Phương trình vi phân năng lượng:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \omega_x \frac{\partial t}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial t}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial t}{\partial z} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$$

Phương trình vi phân chuyển động theo các hướng x, y, z.

Đối với hướng x chẳng hạn:

$$\rho \left(\frac{\partial \omega_x}{\partial \tau} + \omega_x \frac{\partial \omega_x}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial \omega_x}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial \omega_x}{\partial z} \right) = \rho g_x - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 \omega_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \omega_x}{\partial z^2} \right)$$

Phương trình vi phân liên tục:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho \omega_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho \omega_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho \omega_z)}{\partial z} = 0$$

Phương trình trao đổi nhiệt:

$$\alpha = - \frac{\lambda}{\Delta t} \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_{n=0}$$

Khi giải hệ phương trình vi phân trên cần kết hợp với các điều kiện đơn trị. Các điều kiện đơn trị bao gồm:

Điều kiện thời gian: đặc trưng cho đặc tính của quá trình theo thời gian;

Điều kiện hình học: đặc trưng cho hình dạng kích thước bề mặt trao đổi nhiệt đối lưu;

Điều kiện vật lý: đặc trưng các tính chất vật lý của môi trường trong đó xảy ra quá trình đối lưu;

Điều kiện biên: đặc trưng cho đặc tính của quá trình trao đổi nhiệt xảy ra trên bề mặt vật thể. Đây là điều kiện biên loại 3.

6.3. CÔNG THỨC NEWTON VÀ CÁC PHƯƠNG PHÁP XÁC ĐỊNH HỆ SỐ TỎA NHIỆT

6.3.1. Công thức Newton

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu là một quá trình phức tạp, phụ thuộc vào nhiều yếu tố. Để xác định lượng nhiệt trao đổi giữa bề mặt vách và chất lỏng hay chất khí người ta dùng công thức Newton. Công thức Newton có dạng:

$$q = \alpha(t_w - t_f); \text{ W/m}^2 \quad (6-1)$$

hay:

$$Q = qF = \alpha F(t_w - t_f); \text{ W} \quad (6-2)$$

Ở đây:

q và Q - mật độ dòng nhiệt và dòng nhiệt;

F - diện tích bề mặt trao đổi nhiệt;

t_w - nhiệt độ của bề mặt vách;

t_f - nhiệt độ của chất lỏng ở xa bề mặt vách;

α - hệ số tỏa nhiệt.

Hệ số tỏa nhiệt đặc trưng cho cường độ trao đổi nhiệt đối lưu. Từ (6-2), ta có:

$$\alpha = \frac{Q}{F(t_w - t_f)} ; \text{ W/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{K} \quad (6-3)$$

Như vậy α chính là lượng nhiệt truyền qua một đơn vị diện tích bề mặt trong một đơn vị thời gian khi độ chênh nhiệt độ giữa bề mặt vách và chất lỏng hay chất khí là 1 độ.

Công thức Newton về hình thức đơn giản vì tất cả sự phức tạp của quá trình đã được đưa vào hệ số tỏa nhiệt α . Hệ số tỏa nhiệt α sẽ phụ thuộc vào nhiều yếu tố. Một cách tổng quát có thể viết:

$$\alpha = f(\lambda, c, \rho, \nu, \beta, t_w, t_f, \omega, \text{ kích thước, ...})$$

6.3.2. Các phương pháp xác định hệ số tỏa nhiệt

Để xác định mật độ dòng nhiệt hay dòng nhiệt theo công thức Newton cần phải biết giá trị của hệ số tỏa nhiệt. Để xác định hệ số tỏa nhiệt có thể dùng phương pháp giải tích hay còn gọi là phương pháp vật lý - toán và phương pháp thực nghiệm.

1. Phương pháp giải tích

Để xác định hệ số tỏa nhiệt bằng phương pháp giải tích ta cần viết phương trình hoặc hệ phương trình vi phân miêu tả cho quá trình và giải phương trình hoặc hệ phương trình vi phân kết hợp với các điều kiện đơn trị.

Việc xác định hệ số tỏa nhiệt bằng giải tích cho đến nay còn bị hạn chế. Sự hạn chế không phải ở việc thiết lập và giải phương trình hoặc hệ phương trình vi phân mà ở chỗ để có được nghiệm chính xác thì các điều kiện đơn trị của bài toán đưa vào phải đầy đủ và đúng. Việc đưa đầy đủ các điều kiện đơn trị vào để giải bài toán là một vấn đề khó, đặc biệt đối với các trường hợp phức tạp. Vì vậy phương pháp giải tích hiện nay mới chỉ được dùng cho một số trường hợp đơn giản.

2. Phương pháp thực nghiệm

Để xác định bằng thực nghiệm, ta cần xây dựng thí nghiệm để đo một số đại lượng cần thiết từ đó có thể xác định được α . Nhưng bằng phương pháp này thì kết quả đo được chỉ đúng đối với hiện tượng thí nghiệm, như vậy số thí nghiệm phải thực hiện sẽ rất lớn.

Để mở rộng kết quả thực nghiệm cần sử dụng lý thuyết đồng dạng nhiệt.

3. Lý thuyết đồng dạng

Hai hiện tượng vật lý chỉ có thể đồng dạng với nhau khi chúng 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 của các hiện tượng vật lý là đồng dạng về trường các đại lượng cùng tên mô tả cho hiện tượng đó.

Nếu một hiện tượng vật lý được biểu diễn bằng phương trình $f(\rho, \lambda, \mu, \tau, l \dots)$ thì hiện tượng thứ hai đồng dạng với nó khi:

$$\frac{\rho_1}{\rho_2} = C_\rho; \quad \frac{\lambda_1}{\lambda_2} = C_\lambda; \quad \frac{\mu_1}{\mu_2} = C_\mu$$
$$\frac{\tau_1}{\tau_2} = C_\tau; \quad \frac{l_1}{l_2} = C_l \dots$$

Ở đây $C_\rho, C_\lambda, C_\mu, C_\tau$ và C_l là các hằng số đồng dạng.

Khi hai hiện tượng vật lý đồng dạng thì các tiêu chuẩn đồng dạng cùng tên có giá trị bằng nhau.

Tiêu chuẩn đồng dạng là đại lượng không có thứ nguyên, nó là tổ hợp của một số đại lượng vật lý đặc trưng cho hiện tượng. Các tiêu chuẩn đồng dạng có thể tìm được bằng phương pháp biến đổi đồng dạng từ các phương trình vi phân mô tả hiện tượng đó.

Giả sử hiện tượng 1 và 2 đồng dạng với nhau, từ phương trình vi phân trao đổi nhiệt ta có thể tìm được tiêu chuẩn đồng dạng sau:

Hai hiện tượng này đồng dạng với nhau nên ta có thể viết:

$$\lambda_1 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_1 = \alpha_1 \Delta t_1 \quad (a)$$

$$\lambda_2 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 = \alpha_2 \Delta t_2 \quad (b)$$

và:

$$\frac{\lambda_1}{\lambda_2} = C_\lambda; \quad \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{\partial t_1}{\partial t_2} = C_t$$

$$\frac{n_1}{n_2} = \frac{l_1}{l_2} = C_l; \quad \frac{\alpha_1}{\alpha_2} = C_\alpha$$

Ở đây l là kích thước đặc trưng của hệ. Thay các đại lượng ở hệ thống 1 bằng các đại lượng tương ứng ở hệ thống 2 và các hằng số đồng dạng, ta có:

$$\frac{C_\lambda C_t}{C_l} \lambda_2 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 = C_\alpha C_l \alpha_2 \Delta t_2$$

hay:

$$\lambda_2 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 = \frac{C_\alpha C_l}{C_\lambda} \alpha_2 \Delta t_2 \quad (c)$$

- Khi so sánh (b) và (c) ta có:

$$\frac{C_\alpha C_l}{C_\lambda} = 1 = \frac{\frac{\alpha_1 l_1}{\lambda_1}}{\frac{\alpha_2 l_2}{\lambda_2}}$$

Do đó:

$$\frac{\alpha_1 l_1}{\lambda_1} = \frac{\alpha_2 l_2}{\lambda_2} = \frac{\alpha l}{\lambda} = \text{const}$$

Tập hợp không thứ nguyên $\frac{\alpha l}{\lambda}$ gọi là tiêu chuẩn Nusselt:

$$\text{Nu} = \frac{\alpha l}{\lambda}$$

Trong trao đổi nhiệt đối lưu ổn định ta thường gặp các tiêu chuẩn đồng dạng cơ bản sau:

Tiêu chuẩn Nusselt: $\text{Nu} = \frac{\alpha l}{\lambda}$

Tiêu chuẩn Reynold: $\text{Re} = \frac{\omega l}{\nu}$

Tiêu chuẩn Grashoff: $\text{Gr} = \frac{g\beta l^3 \Delta t}{\nu^2}$

Tiêu chuẩn Prandtl: $\text{Pr} = \frac{\nu}{a}$

Ở đây:

α - hệ số tỏa nhiệt; $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$

λ - hệ số dẫn nhiệt; $\text{W/m} \cdot ^\circ\text{K}$

ω - tốc độ; m/s

ν - độ nhớt động học; m^2/s

a - hệ số dẫn nhiệt độ; m^2/s

Δt - độ chênh nhiệt độ $\Delta t = t_w - t_f$

g - gia tốc trọng trường; $9,81 \text{ m}^2/\text{s}$

β - hệ số giãn nở thể tích; $1/^\circ\text{K}$

Đối với chất lỏng β tra bảng. Đối với chất khí $\beta = \frac{1}{T}$; $1/^\circ\text{K}$

l - kích thước xác định; m .

Kích thước xác định là kích thước đặc trưng cho quá trình trao đổi nhiệt. Tùy theo từng trường hợp mà kích thước xác định có thể chọn khác nhau. Ví dụ:

Trường hợp trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên của một tấm hoặc ống đặt đứng, kích thước xác định là chiều cao của tấm hoặc ống.

Trường hợp trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức trong ống thì kích thước xác định là đường kính trong của ống. Nếu không phải là ống tròn mà tiết diện có hình dạng bất kỳ thì kích thước xác định là đường kính tương đương.

$$d_{t\text{đ}} = 4 \frac{F}{U}; \text{ m}$$

F - diện tích tiết diện ngang; m^2

U - chu vi ướt; m

Nhiệt độ xác định

Khi xác định các tiêu chuẩn đồng dạng cần biết các đại lượng vật lý như λ , C, ρ , β ... các thông số này phụ thuộc vào nhiệt độ.

Nhiệt độ mà người ta nghiên cứu chọn để xác định các thông số vật lý gọi là nhiệt độ xác định. Có thể chọn một trong ba nhiệt độ sau làm nhiệt độ xác định:

Nhiệt độ của chất lỏng t_f ;

Nhiệt độ của bề mặt vách t_w ;

Nhiệt độ trung bình $t_m = 0,5 (t_w + t_f)$

Khi đã chọn nhiệt độ nào đó làm nhiệt độ xác định cần ghi ký hiệu vào tiêu chuẩn đồng dạng. Ví dụ, chọn nhiệt độ của chất lỏng làm nhiệt độ xác định, ta có Nu_f , Re_f ...

Phương trình tiêu chuẩn

Trong các tiêu chuẩn trên, tiêu chuẩn Nusselt chứa đại lượng cần tìm là hệ số tỏa nhiệt nên được gọi là tiêu chuẩn cần xác định. Các tiêu chuẩn còn lại là tiêu chuẩn xác định. Vì hệ số tỏa nhiệt α phụ thuộc vào nhiều yếu tố nên cần tìm mối quan hệ giữa tiêu chuẩn Nusselt và các tiêu chuẩn khác.

Phương trình nêu lên mối quan hệ giữa tiêu chuẩn cần xác định và các tiêu chuẩn xác định gọi là phương trình tiêu chuẩn.

Dạng tổng quát của phương trình tiêu chuẩn:

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

Trong trao đổi nhiệt đối lưu người ta thường viết phương trình tiêu chuẩn dưới dạng:

$$Nu = CRe^mPr^nGr^p...$$

Ở đây C, m, n, p... là các hằng số được xác định bằng thực nghiệm.

Như đã nói ở trên, hai hiện tượng đồng dạng với nhau thì các tiêu chuẩn đồng dạng cùng tên có giá trị như nhau, có nghĩa là hai hiện tượng đó có thể biểu diễn bằng cùng một phương trình tiêu chuẩn. Vì thế khi tiến hành thí nghiệm để xác định hệ số tỏa nhiệt trong một trường hợp nào đó thì kết quả thí nghiệm cần được tổng quát hóa dưới dạng phương trình tiêu chuẩn và phương trình này sẽ được sử dụng cho hiện tượng đồng dạng với hiện tượng thí nghiệm.

6.4. TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU TỰ NHIÊN

Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên là quá trình trao đổi nhiệt được thực hiện khi chất lỏng hay chất khí chuyển động tự nhiên. Nguyên nhân gây ra chuyển động tự nhiên là độ chênh mật độ của chất lỏng hay chất khí giữa những vùng có nhiệt độ khác nhau. Chuyển động tự nhiên phụ thuộc vào bản chất các chất, đặc biệt phụ thuộc vào độ chênh nhiệt độ; độ chênh nhiệt độ càng lớn thì độ chênh mật độ càng lớn và chuyển động tự nhiên càng mãnh liệt.

Đối lưu tự nhiên có thể xảy ra trong không gian vô hạn hoặc hữu hạn.

6.4.1. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn

Chúng ta có thể hiểu không gian vô hạn là không gian đủ lớn để trong đó chỉ xảy ra một hiện tượng đốt nóng hoặc làm nguội chất lỏng hay chất khí. Hay nói cách khác là không gian trong đó quá trình đốt nóng hoặc làm nguội xảy ra một cách độc lập.

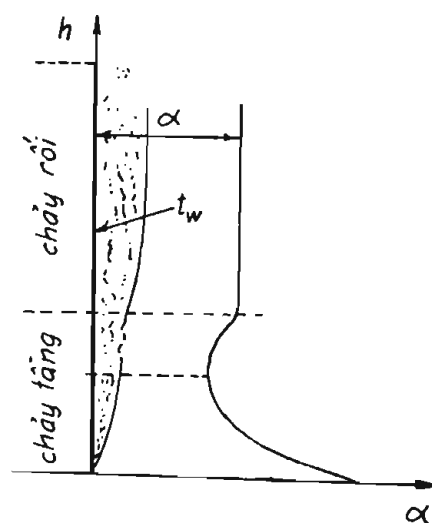
Ta xét trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn ở một tấm phẳng hay ống đặt đứng.

Giả sử có một tấm phẳng đặt đứng, chiều cao h , nhiệt độ của bề mặt tấm t_w , không khí xung quanh có nhiệt độ t_f ($t_w > t_f$). Quá trình trao đổi nhiệt sẽ xảy ra giữa bề mặt tấm và không khí. Lớp không khí ở sát bề mặt được đốt nóng nên mật độ của nó trở nên nhỏ hơn mật độ của không khí ở xa vách. Nhờ lực nâng lớp không khí ở sát vách chuyển động lên trên và lập tức sẽ có một lớp không khí khác đi vào chiếm chỗ, tạo nên một dòng đối lưu. Quá trình tiếp diễn dần dần và khối không khí xung quanh được đốt nóng.

Đặc tính chuyển động của lớp không khí ở sát bề mặt vách thể hiện trên hình 6-1. Ở phần dưới của vách không khí được nâng lên với tốc độ không lớn lắm, không khí chuyển động ở chế độ chảy tầng.

Chiều dày của lớp chảy tầng tăng dần, tới một lúc nào đó tốc độ chuyển động của không khí đủ lớn, chế độ chảy tầng bị phá vỡ chuyển sang chế độ chuyển tiếp, càng lên cao tốc độ của không khí càng lớn và hình thành chế độ chảy rối.

Tương ứng với đặc tính chuyển



Hình 6-1. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn

động và chiều dày lớp biên dọc theo chiều cao vách, hệ số tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên cũng thay đổi. Hệ số tỏa nhiệt ở mép dưới cùng là lớn nhất, sau đó hệ số tỏa nhiệt giảm dần, khi sang chế độ chuyển tiếp hệ số tỏa nhiệt lại tăng và có giá trị không đổi ở vùng chảy rối.

Khi nghiên cứu nhiều thí nghiệm với ống, tấm hoặc dây đặt đứng, đặt nằm ngang trong không khí, nước, dầu. Kết quả thí nghiệm dưới dạng phương trình tiêu chuẩn để xác định hệ số tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên thu được có dạng:

Đối với ống hoặc tấm đặt đứng:

- Ở chế độ chảy tầng: $10^3 < (Gr_f Pr_f) < 10^9$

$$Nu_f = 0,76(Gr_f Pr_f)^{0,25} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (6-4)$$

- Ở chế độ chảy rối: $(Gr_f Pr_f) > 10^9$

$$Nu_f = 0,15(Gr_f Pr_f)^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (6-5)$$

Đối với ống hoặc tấm đặt nằm ngang:

Khi $10^3 < (Gr_f Pr_f) < 10^8$

$$Nu_f = 0,5(Gr_f Pr_f)^{0,25} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \quad (6-6)$$

Trong các phương trình tiêu chuẩn trên, nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của chất lỏng hoặc chất khí.

Kích thước xác định đối với ống hoặc tấm đặt đứng là chiều cao của nó, còn đối với ống đặt nằm ngang là đường kính, đối với tấm đặt nằm ngang là chiều rộng.

Đối với tấm đặt nằm ngang, nếu bề mặt đốt nóng quay lên trên thì hệ số tỏa nhiệt tính theo công thức (6-6) được tăng 30% và nếu bề mặt đốt nóng quay xuống dưới thì cần 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 chất khí Pr ít phụ thuộc vào nhiệt độ nên $\left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right) \approx 1$ vì vậy khi tính hệ số tỏa nhiệt theo các công thức trên tỷ số $\left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)$ sẽ không có.

6.4.2. Trao đổi nhiệt đối lưu trong không gian hữu hạn

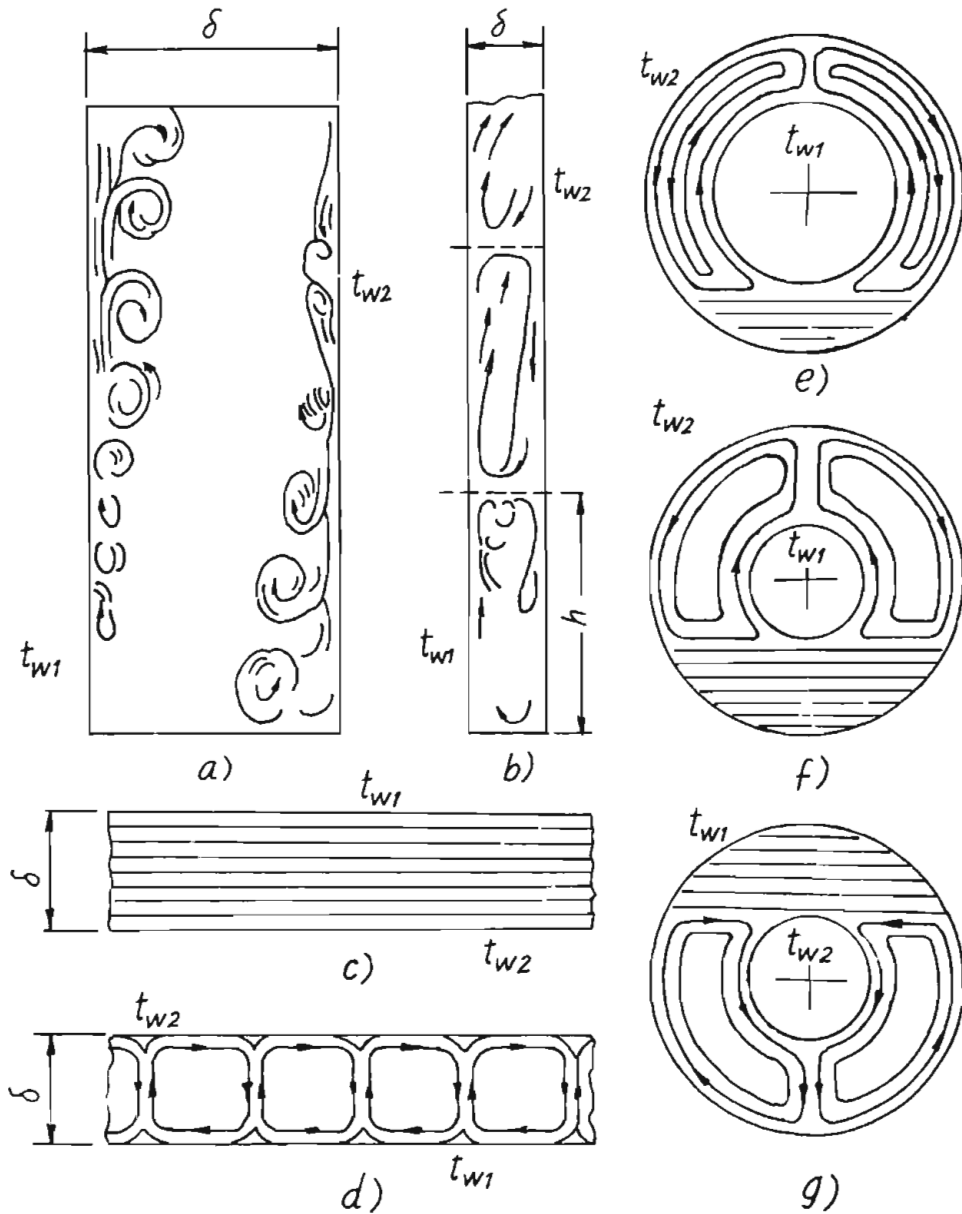
Không gian hữu hạn là không gian trong đó quá trình đốt nóng hay làm nguội chất lỏng hoặc chất khí không thể độc lập xảy ra, có nghĩa là các quá trình này có ảnh hưởng lẫn nhau.

Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên xảy ra trong khe hẹp thẳng đứng, nằm ngang hay hình xuyên phức tạp hơn nhiều so với trường hợp trao đổi nhiệt đối lưu trong không gian vô hạn.

Khảo sát quá trình tỏa nhiệt đối lưu trong khe hẹp tạo bởi hai vách đặt đứng có nhiệt độ là t_{w1} và t_{w2} ($t_{w1} > t_{w2}$) (hình 6-2).

Ta thấy, khi khoảng cách giữa hai vách đủ lớn thì dòng chất lỏng đủ lớn ở vách 1 và dòng chất lỏng đi xuống ở vách 2 sẽ không tác động lẫn nhau, nhưng khi ở nhỏ các dòng này sẽ tác động lẫn nhau và tạo ra những dòng tuần hoàn.

Nếu hai tấm đặt nằm ngang thì vị trí tương đối giữa bề mặt nóng và lạnh có ảnh hưởng đến tính chất chuyển động của không khí trong khe hẹp này.



Hình 6-2. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong khe hẹp

Nếu bề mặt nóng đặt ở phía trên bề mặt lạnh thì đối lưu tự nhiên không xuất hiện vì lớp không khí nóng ở phía trên lớp không khí lạnh. Còn nếu bề mặt nóng ở

phía dưới bề mặt lạnh sẽ xuất hiện dòng đối lưu tự nhiên.

Vị trí tương đối giữa các bề mặt nóng và lạnh ảnh hưởng đến chuyển động của không khí ở giữa khe hẹp hình xuyên có thể thấy trên hình 6-2.

Vì tính chất phức tạp của quá trình nên để tính toán trao đổi nhiệt giữa hai bề mặt nhờ đối lưu của chất lỏng hay chất khí giới hạn bởi hai bề mặt đó một cách gần đúng, ta tính bằng công thức dẫn nhiệt qua lớp chất lỏng hay chất khí đó:

$$q = \frac{\lambda_{td}}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) \quad (6-7)$$

Ở đây λ_{td} là hệ số dẫn nhiệt tương đương:

$$\lambda_{td} = \varepsilon_{dl} \lambda \quad (6-8)$$

λ - hệ số dẫn nhiệt của lớp chất lỏng hay chất khí;

ε_{dl} - hệ số phụ thuộc vào tích số $(GrPr)$.

Khi: $10^3 < (Gr_f Pr_f) < 10^6$

$$\varepsilon_{dl} = 0,105(Gr_f Pr_f)^{0,3} \quad (6-9)$$

Khi: $10^6 < (Gr_f Pr_f) < 10^{10}$

$$\varepsilon_{dl} = 0,40(Gr_f Pr_f)^{0,2} \quad (6-10)$$

Trong các công thức trên, kích thước xác định là chiều dày khe hẹp chứa chất lỏng hay chất khí, nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của chất lỏng hay chất khí ở trong khe hẹp $t_f = 0,5 (t_{w1} + t_{w2})$, trong đó t_{w1} và t_{w2} là nhiệt độ của hai bề mặt giới hạn.

6.5. TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC

Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức là quá trình trao đổi nhiệt được thực hiện nhờ chuyển động cưỡng bức của chất lỏng hay chất khí.

6.5.1. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi chất lỏng hay chất khí chuyển động tầng ở trong ống

Chế độ chuyển động được xác định bằng trị số Reynold. Khi $Re < 2300$ ta có chế độ chảy tầng. Ở chế độ chảy tầng, đối lưu tự nhiên có ý nghĩa rất lớn, nó làm thay đổi quy luật phân bố tốc độ theo tiết diện và cường độ trao đổi nhiệt. Nếu ở chế độ chảy tầng không có đối lưu tự nhiên thì sự trao đổi nhiệt giữa thành ống và chất lỏng hay chất khí chỉ được thực hiện bằng dẫn nhiệt qua lớp đệm tầng. Khi có đối lưu tự nhiên thì sự truyền nhiệt được thực hiện cả bằng dẫn nhiệt và đối lưu. Ảnh hưởng của đối lưu sẽ tăng khi độ chênh nhiệt độ tăng. Hệ số tỏa nhiệt thay đổi dọc theo chiều dài ống. Giá trị hệ số tỏa nhiệt trung bình sẽ ổn định ở khoảng cách từ $50d$ trở đi.

Để xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình theo chiều dài ở chế độ chảy tầng, M.A.Mikheev đã đề nghị sử dụng công thức thực nghiệm sau:

$$Nu_f = 0,15 Re_f^{0,33} Pr_f^{0,43} Gr_f^{0,1} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \varepsilon_l \varepsilon_R \quad (6-11)$$

- Đối với không khí:

$$Nu_f = 0,13 Re_f^{0,33} Gr_f^{0,1} \varepsilon_l \varepsilon_R \quad (6-12)$$

Trong các phương trình này, nhiệt độ xác định là nhiệt độ t_f của chất lỏng hay chất khí, kích thước xác định là đường kính trong của ống, tốc độ là tốc độ trung bình của chất lỏng hay chất khí.

ε_l - hệ số hiệu chỉnh, khi $l/d \geq 50$ thì $\varepsilon_l = 1$; khi $l/d < 50$ thì ε_l được xác định từ bảng 6-1.

ε_R - hệ số hiệu chỉnh tính đến độ cong của ống:

$$\varepsilon_R = 1 + 1,77 \frac{d}{R} \quad (6-13)$$

d - đường kính của ống;

R - bán kính cong của ống.

Bảng 6-1. Giá trị của ε_l phụ thuộc vào $\frac{l}{d}$

Re \ l/d	1	2	5	10	15	20	30	40	50
$< 2 \cdot 10^3$	1,9	1,7	1,44	1,28	1,18	1,13	1,05	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,56	1,5	1,34	1,23	1,17	1,13	1,05	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,51	1,4	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

6.5.2. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi chất lỏng chảy rối trong ống

Ở chế độ chảy rối, chất lỏng dịch chuyển rất mạnh, đối lưu tự nhiên hầu như không ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt. Khi chảy rối, cường độ trao đổi nhiệt tăng nhiều so với trường hợp chảy tầng.

Để xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình ở chế độ chảy rối ($Re > 1 \cdot 10^4$), M.A. Mikheev đề nghị dùng các phương trình tiêu chuẩn sau:

$$Nu_f = 0,021Re_f^{0,8}Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \epsilon_l \epsilon_R \quad (6-14)$$

Đối với không khí:

$$Nu_f = 0,018Re_f^{0,8} \epsilon_l \epsilon_R \quad (6-15)$$

Trong các phương trình tiêu chuẩn này, kích thước xác định là đường kính trong, nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của chất lỏng hay chất khí.

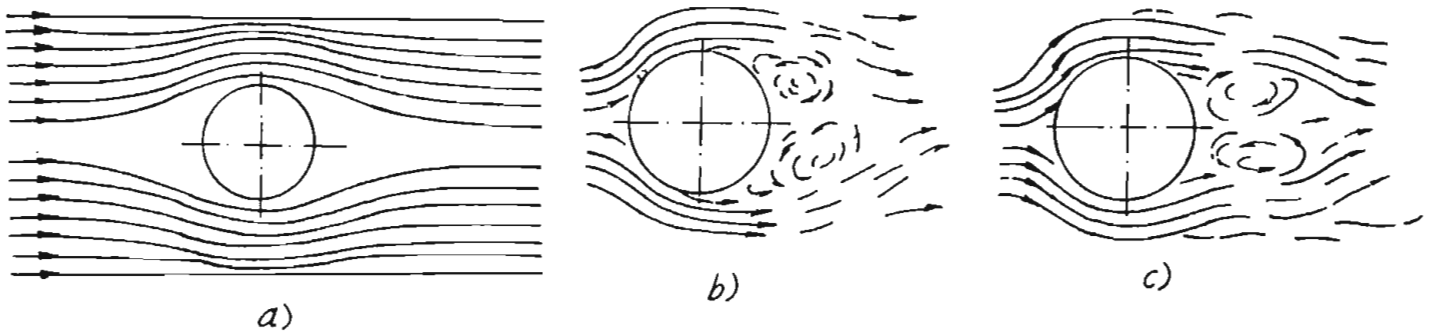
ϵ_l - hệ số hiệu chỉnh xác định từ bảng 6-1.

ϵ_R - hệ số hiệu chỉnh tính đến độ cong của ống.

6.5.3. Trao đổi nhiệt khi chất lỏng chuyển động ngang qua ống

1. Chất lỏng chuyển động ngang qua một ống

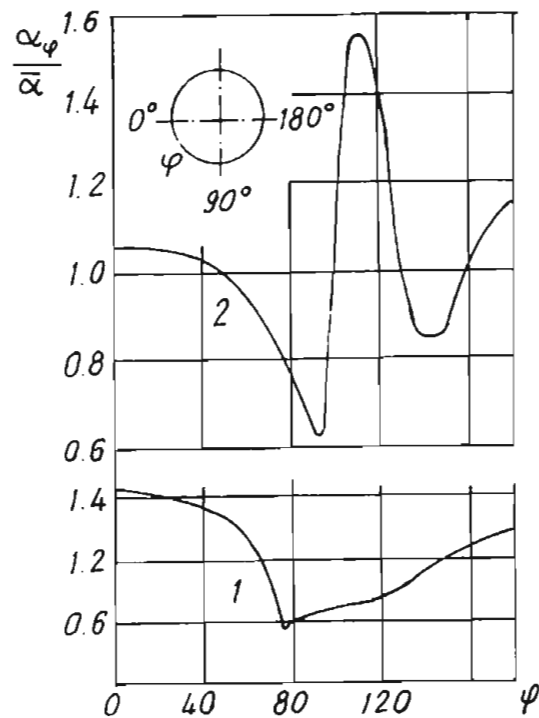
Khi chất lỏng chuyển động ngang qua một ống, quá trình tỏa nhiệt có một loạt đặc điểm phụ thuộc vào sự bao của chất lỏng quanh bề mặt ống. Với trị số $Re < 5$ thì toàn bộ bề mặt ống được bao bọc bởi chất lỏng. Với $Re > 5$ thì chỉ có một phần



Hình 6-3. Chất lỏng chuyển động ngang qua ống

bề mặt ống được bao bọc bởi chất lỏng còn tất cả phần còn lại của bề mặt ống nằm trong vùng xoáy. Sở dĩ có sự xoáy của dòng ở phía sau là vì áp suất tĩnh ở phía sau tăng làm cho dòng bị tách khỏi bề mặt và tạo nên dòng xoáy.

Tương ứng với hình ảnh chuyển động của chất lỏng (hình 6-3), hệ số tỏa nhiệt quanh bề mặt ống cũng thay đổi (hình 6-4). Ở điểm chất lỏng va đập thẳng vào bề mặt ống, hệ số tỏa nhiệt là lớn nhất vì tại điểm này chiều dày của lớp biên là nhỏ nhất; dọc theo bề mặt ống, chiều dày lớp biên tăng dần do đó hệ số tỏa nhiệt giảm dần, tại điểm chất lỏng tách khỏi bề mặt, hệ số tỏa



Hình 6-4. Sự thay đổi hệ số tỏa nhiệt

nhiệt là nhỏ nhất. Sau điểm tách, hệ số tỏa nhiệt lại tăng dần do sự xáo trộn mạnh của dòng chất lỏng.

Kết quả nhận được từ nhiều thí nghiệm cho phép xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình quanh bề mặt ống theo công thức sau:

Khi $Re_f = 1.10^3 \div 2.10^5$

$$Nu_f = 0,25Re_f^{0,6}Pr_f^{0,38}\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25}\varepsilon_\varphi \quad (6-16)$$

Khi $Re_f = 5 \div 10^3$

$$Nu_f = 0,5Re_f^{0,5}Pr_f^{0,38}\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25}\varepsilon_\varphi \quad (6-17)$$

Đối với không khí:

Khi $Re_f = 10^3 \div 2.10^5$

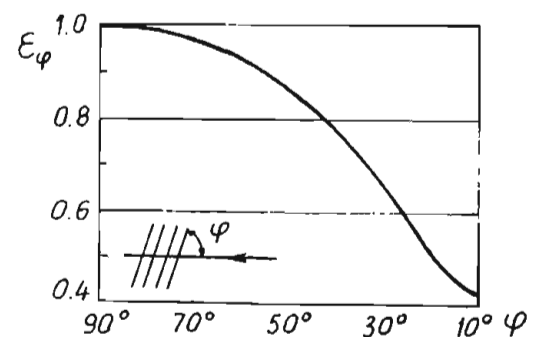
$$Nu_f = 0,216Re_f^{0,6}\varepsilon_\varphi \quad (6-18)$$

Khi $Re_f = 5 \div 10^5$

$$Nu_f = 0,43Re_f^{0,5}\varepsilon_\varphi \quad (6-19)$$

Trong các công thức này, nhiệt độ xác định là nhiệt độ t_f của chất lỏng, kích thước xác định là đường kính ngoài của ống.

ε_φ - hệ số hiệu chỉnh kể đến ảnh hưởng của góc va đập của dòng. Khi dòng chảy chuyển động vuông góc với ống ($\varphi = 90^\circ$) thì $\varepsilon_\varphi = 1$. Khi $\varphi < 90^\circ$ nghĩa là dòng chất lỏng chảy xiên, hệ số ε_φ được xác định từ bảng hay đồ thị (hình 6-5).



Hình 6-5. Xác định hệ số hiệu chỉnh ε_φ

2. Chất lỏng chuyển động ngang qua chùm ống

Trong thực tế kỹ thuật ta thường gặp trường hợp chất lỏng chuyển động ngang qua chùm ống. Chùm ống có thể bố trí theo hai cách (hình 6-6): bố trí song song (hình 6-6a) và bố trí so le (hình 6-6b).

Đặc tính của chùm ống là tỷ số tương đối s_1/d theo chiều rộng và s_2/d theo chiều sâu. Trong đó:

s_1 - bước ngang;

s_2 - bước dọc;

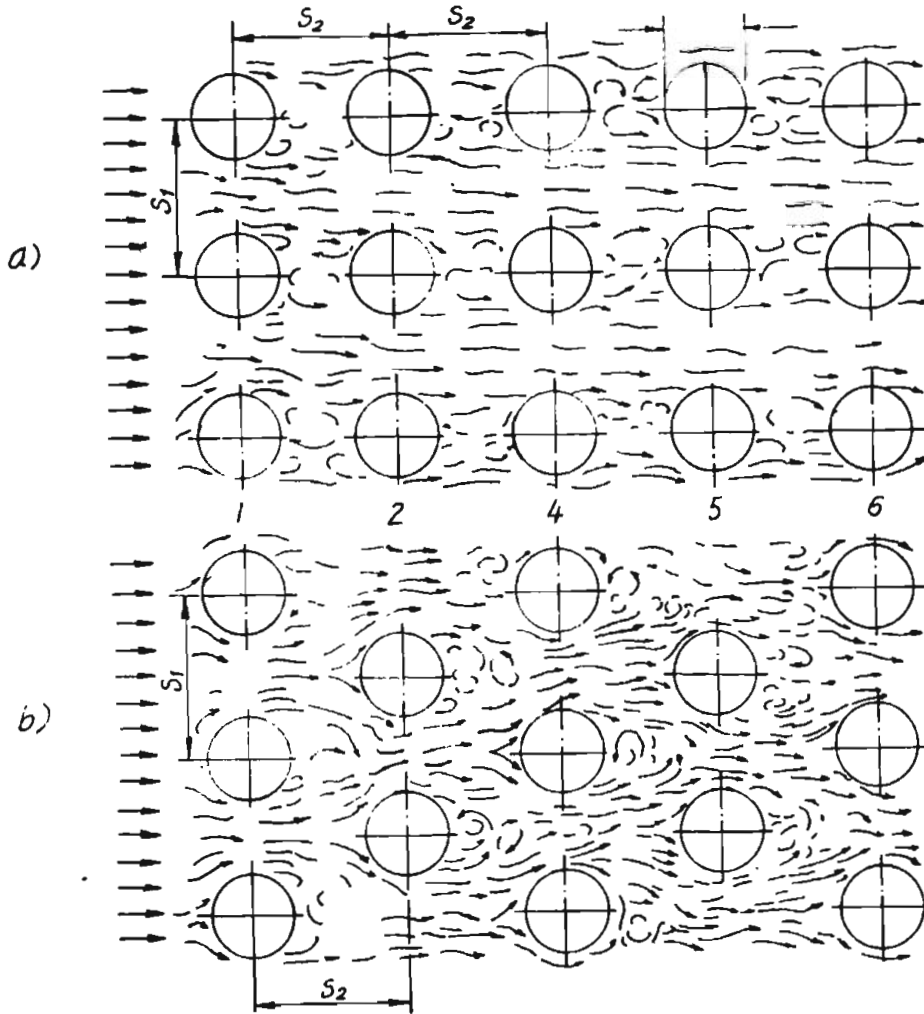
d - đường kính ống.

Đặc điểm chuyển động của chất lỏng phụ thuộc rất nhiều vào sự bố trí ống.

Sự bao của chất lỏng đối với dây ống thứ nhất của các chùm ống không khác gì so với sự bao của một ống. Đối với các dây ống tiếp theo, đặc tính bao của chất lỏng sẽ thay đổi ở cả hai chùm ống.

Đối với chùm ống song song, từ dây ống thứ hai trở đi, phần trực diện của ống nằm trong phần xoáy của dây ống trước nó, vì vậy hệ số tỏa nhiệt từ dây ống thứ hai trở đi sẽ lớn hơn dây ống thứ nhất.

Đối với chùm ống so le, đặc tính bao của các dây ống sau không khác gì nhiều so



Hình 6-6. Bố trí ống truyền nhiệt
a. Bố trí song song; b. Bố trí so le

với dây ống thứ nhất nhưng cũng chịu ảnh hưởng một ít sự xáo trộn của dây ống trước nó.

Nói chung, ở cả hai chùm ống, từ dây ống thứ ba trở đi, hệ số tỏa nhiệt bắt đầu ổn định. Vì thế ta sử dụng các công thức thực nghiệm sau để tính hệ số tỏa nhiệt từ dây ống thứ ba trở đi.

Khi $Re_f = 10^3 \div 10^5$:

Đối với chùm ống song song:

$$\text{Nu}_f = 0,26\text{Re}_f^{0,65}\text{Pr}_f^{0,35}\left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w}\right)^{0,25}\varepsilon_\varphi\varepsilon_s \quad (6-20)$$

Với không khí:

$$\text{Nu}_f = 0,21\text{Re}_f^{0,65}\varepsilon_\varphi\varepsilon_s \quad (6-21)$$

Đối với chùm ống so le:

$$\text{Nu}_f = 0,41\text{Re}_f^{0,6}\text{Pr}_f^{0,33}\left(\frac{\text{Pr}_f}{\text{Pr}_w}\right)^{0,25}\varepsilon_\varphi\varepsilon_s \quad (6-22)$$

Với không khí:

$$\text{Nu}_f = 0,37\text{Re}_f^{0,6}\varepsilon_\varphi\varepsilon_s \quad (6-23)$$

Trong các công thức này nhiệt độ xác định là nhiệt độ t_f của chất lỏng, kích thước xác định là đường kính ngoài của ống, tốc độ xác định là tốc độ tại tiết diện hẹp nhất.

ε_φ - hệ số hiệu chỉnh kể đến ảnh hưởng của góc va đập (tra bảng hoặc đồ thị).

ε_s - hệ số hiệu chỉnh phụ thuộc vào bước ống:

- Đối với chùm ống song song:

$$\varepsilon_s = \left(\frac{s_2}{d}\right)^{0,15}$$

- Đối với chùm ống so le:

$$\varepsilon_s = \left(\frac{s_1}{s_2}\right)^{1/6} \text{ khi } \frac{s_1}{s_2} < 2$$

$$\varepsilon_s = 1,12 \text{ khi } \frac{s_1}{s_2} \geq 2$$

Hệ số tỏa nhiệt của dây ống thứ nhất và thứ hai của chùm ống được tính như sau:

- Đối với chùm ống song song:

$$\alpha_1 = 60\%\alpha_3; \alpha_2 = 90\%\alpha_3$$

- Đối với chùm ống so le:

$$\alpha_1 = 60\%\alpha_3; \alpha_2 = 70\%\alpha_3$$

Hệ số tỏa nhiệt trung bình của cả chùm ống gồm n dây ống với các ống như nhau sẽ bằng:

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + (n - 2)\alpha_3}{n} \quad (6-24)$$

6.6. TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU KHI CÓ BIẾN ĐỔI PHA

Trao đổi nhiệt đối lưu khi có biến đổi pha là quá trình trao đổi nhiệt trong đó có sự biến đổi chất lỏng thành hơi hoặc hơi thành chất 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 biến thành chất lỏng gọi là trao đổi nhiệt khi ngưng.

So với quá trình trao đổi nhiệt khi không có biến đổi pha, trao đổi nhiệt khi có biến đổi pha có nhiều đặc điểm khác. Đặc trưng cơ bản của những quá trình này là do có biến đổi pha nên chúng thu hoặc nhả ra một nhiệt lượng rất lớn, vì thế hệ số tỏa nhiệt khi có biến đổi pha lớn hơn nhiều so với trao đổi nhiệt đối lưu một pha.

6.6.1. Trao đổi nhiệt đối lưu khi sôi

Người ta chia sự sôi của chất lỏng thành sôi trong thể tích của chất lỏng và sôi trên bề mặt vật rắn. Để có thể thực hiện quá trình sôi cần có hai điều kiện:

Chất lỏng phải được quá nhiệt và phải có các tâm sinh hơi. Tâm sinh hơi là những chỗ mà bọt hơi được hình thành đầu tiên, tâm sinh hơi có thể là các hạt bụi, các bọt khí hoặc những chỗ lồi lõm trên bề mặt vật rắn.

Để sôi trong thể tích của chất lỏng thì toàn bộ khối chất lỏng phải được quá nhiệt, sự quá nhiệt này có thể 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 của vật rắn thì lớp chất lỏng ở sát bề mặt vật rắn phải được quá nhiệt. Trong kỹ thuật, ta thường gặp quá trình sôi trên bề mặt vật rắn. Sau đây ta xét đặc điểm của 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 bằng:

$$R_0 = \frac{2\sigma T_s}{r\rho_h \Delta t} ; m \quad (6-25)$$

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 hóa hơi; J/kg

ρ_h - khối lượng riêng của hơi ứng với áp suất hóa hơi; kg/m³

$$\Delta t = t_w - t_s$$

t_w - nhiệt độ bề mặt của vật rắn.

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:

$$D_t = 0,0205\theta \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_f - \rho_h)}} \quad ; \text{ m} \quad (6-26)$$

Ở đây:

θ - góc dính ướt của chất lỏng;

σ - sức căng bề mặt; N/m

g - gia tốc trọng trường;

ρ_h và ρ_f - khối lượng riêng của hơi và của chất lỏng ứng với áp suất hóa hơi.

Khi một bọt hơi được tách khỏi bề mặt vật rắn thì tại đó một bọt hơi mới lại được hình thành. Thời gian giữa hai lần tách ly bọt hơi tại cùng một tâm sinh hơi gọi là chu kỳ sinh hơi τ (s). Đại lượng $f = \frac{1}{\tau}$ (s^{-1}) 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:

$$fD_t = \text{const}$$

Ví dụ đối với nước: $fD_t = 280 \text{ m/s}$.

Tùy điều kiện cụ thể mà ta có hai chế độ 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 chất lỏng không tiếp xúc được với vách.

So với trao đổi nhiệt khi không có biến đổi pha, hệ số tỏa nhiệt khi sôi lớn hơn nhiều, đó là vì khi sôi do sự hình thành và tách ly các bọt hơi, lớp chất lỏng ở sát bề mặt vật rắn bị xáo trộn mạnh, làm tăng cường quá trình trao đổi nhiệt do đó làm tăng hệ số tỏa nhiệt. Hệ số tỏa nhiệt khi sôi bọt lớn hơn hệ số tỏa nhiệt khi sôi màng vì ở chế độ sôi màng, màng hơi được hình thành có hệ số dẫn nhiệt nhỏ nên làm giảm quá trình trao đổi nhiệt giữa bề mặt vật rắn và chất lỏng.

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 hóa hơi, sức căng bề mặt của chất lỏng, độ nhớt của chất lỏng, trạng thái bề mặt bị đốt nóng.

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 biểu diễn trên hình (6-7).

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 phân 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 khi Δt khá lớn thì trao đổi nhiệt bằng bức xạ giữa bề mặt vật rắn và chất lỏng tăng.

Để xác định hệ số tỏa nhiệt khi sôi bọt của H_2O , M.A.Mikheev đề nghị sử dụng công thức sau cho áp suất hóa hơi $p = 0,2 \div 80$ bar:

$$\alpha = 3,15p^{0,15}q^{0,7}; \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K} \quad (6-27)$$

hoặc:

$$\alpha = 46\Delta t^{2,33}p^{0,5}; \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K} \quad (6-28)$$

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 kế 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 bằng công thức:

$$q_{th} = 0,14r \sqrt[4]{\sigma g \rho_h^2 (\rho_f - \rho_h)} \quad (6-29)$$

Ở đây:

r - nhiệt hóa hơi; J/kg

σ - sức căng bề mặt; N/m

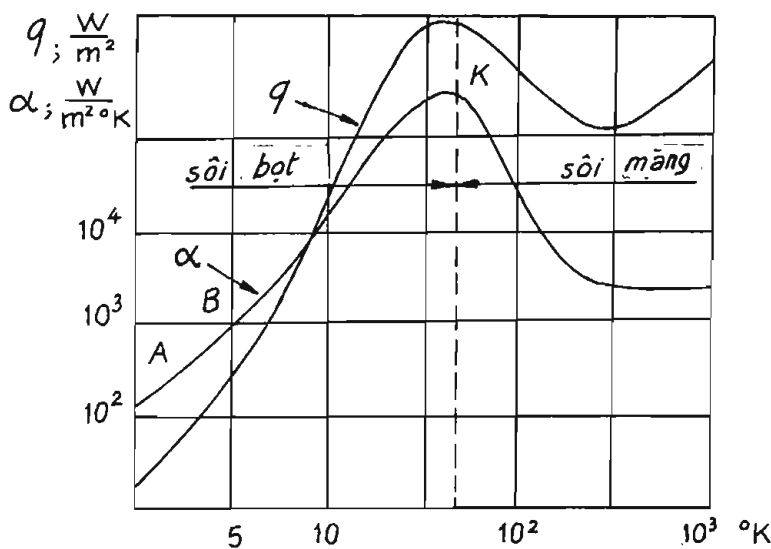
g - gia tốc trọng trường; $9,81 \text{ m/s}^2$

ρ_f, ρ_h - khối lượng riêng của chất lỏng và của hơi ứng với áp suất hóa hơi; kg/m^3

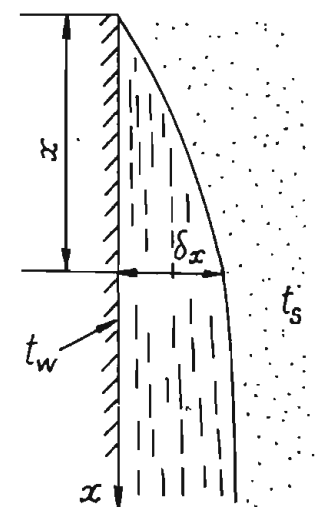
6.6.2. Trao đổi nhiệt đối lưu khi ngưng

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 lồi 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 15-20 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 6-7. Sự phụ thuộc của q và α vào Δt trong quá trình sôi



Hình 6-8. Quá trình ngưng màng trên bề mặt thẳng đứng

Ta xét quá trình ngưng màng trên bề mặt thẳng đứng (hình 6-8).

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:

$$q = \frac{\lambda}{\delta_x} (t_s - t_w); \text{ W/m}^2 \quad (6-30)$$

Mặt khác, theo công thức Newton, mật độ dòng nhiệt xác định qua hệ số tỏa nhiệt α_x sẽ là:

$$q = \alpha_x (t_s - t_w); \text{ W/m}^2 \quad (6-31)$$

Do đó:

$$\alpha_x = \frac{\lambda}{\delta_x}; \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K} \quad (6-32)$$

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:

$$\delta_x = \sqrt[4]{\frac{4\lambda\nu(t_s - t_w)x}{r\rho g}}; \text{ m} \quad (6-33)$$

Và hệ số tỏa nhiệt trung bình dọc theo bề mặt vách có chiều cao h bằng:

$$\alpha_d = \frac{1}{h} \int_0^h \alpha_x dx = \frac{1}{h} \int_0^h \frac{\lambda}{\delta_x} dx$$

$$\alpha_d = 0,943 \sqrt[4]{\frac{g\rho r\lambda^3}{\nu(t_s - t_w)h}}; \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{K} \quad (6-34)$$

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:

$$\alpha_{\text{ng}} = \alpha_d \sqrt{\cos\varphi} \quad (6-35)$$

Đối với ống đặt nằm ngang thì:

$$\alpha_{\text{ng}} = 0,72 \sqrt[4]{\frac{g\rho r\lambda^3}{\nu(t_s - t_w)d}}; \text{ W/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{K} \quad (6-36)$$

Ở đây:

g - gia tốc trọng trường; $g = 9,81 \text{ m/s}^2$

λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng ngưng; $\text{W/m} \cdot \text{ }^\circ\text{K}$

r - nhiệt hóa hơi; J/kg

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

ν - 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

t_s - nhiệt độ của hơi bão hòa ứng với áp suất ngưng hơi đã cho.

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 dãy ống phía dưới cần bố trí sao cho nước ngưng của dãy ống phía trên không bám lên dãy 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%.

Trao đổi nhiệt bức xạ

7.1. NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN

7.1.1. Trao đổi nhiệt bức xạ

Trao đổi nhiệt bằng bức xạ là quá trình trao đổi nhiệt được thực hiện bằng sóng điện từ.

Ta biết rằng mọi vật có nhiệt độ khác không độ tuyệt đối, do kết quả của quá trình dao động điện từ của các phân tử và nguyên tử, đều có khả năng bức xạ năng lượng. Các dao động điện từ sẽ được truyền đi trong không gian theo mọi hướng gọi là sóng điện từ. Các sóng điện từ có cùng bản chất, chỉ khác nhau về chiều dài bước sóng. Tùy theo bước sóng người ta chia thành tia vũ trụ, tia Ronghen, tia tử ngoại (tia cực tím), tia sáng, tia hồng ngoại và sóng vô tuyến.

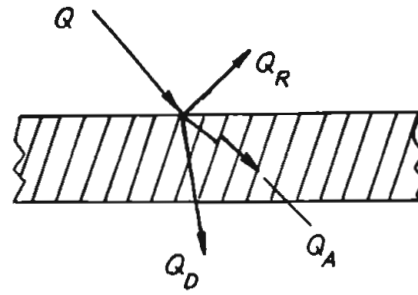
Trong kỹ thuật nhiệt, ta chỉ khảo sát những tia mà ở nhiệt độ thường gặp, chúng có hiệu quả nhiệt cao (nghĩa là các tia này được vật hấp thụ và biến thành nhiệt) các tia này gọi là tia nhiệt. Tia nhiệt bao gồm tia sáng ($\lambda = 0,4 \div 0,8 \mu\text{m}$) và tia hồng ngoại ($\lambda = 0,8 \div 400 \mu\text{m}$). Quá trình phát sinh và truyền bá các tia nhiệt trong không gian gọi là bức xạ nhiệt, quá trình trao đổi nhiệt dưới dạng các tia nhiệt gọi là trao đổi nhiệt bức xạ. Các tia nhiệt truyền đi trong không gian, khi đập vào các vật khác chúng bị hấp thụ một phần hay toàn bộ để lại biến thành năng lượng nhiệt. Như vậy quá trình trao đổi nhiệt bằng bức xạ liên quan đến hai lần chuyển biến năng lượng: nhiệt năng (nội năng) biến thành năng lượng bức xạ và năng lượng bức xạ lại biến thành nhiệt năng.

Một vật không chỉ có khả năng phát đi năng lượng bức xạ mà còn có khả năng hấp thụ năng lượng bức xạ. Khi nhiệt độ của các vật bằng nhau, trị số năng lượng bức xạ bằng trị số năng lượng hấp thụ, ta nói các vật ở trạng thái cân bằng.

Khác với trao đổi nhiệt bằng dẫn nhiệt và trao đổi nhiệt bằng đối lưu, cường độ trao đổi nhiệt bức xạ không chỉ phụ thuộc vào độ chênh nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào giá trị tuyệt đối nhiệt độ của các vật, nghĩa là nếu quá trình được tiến hành ở nhiệt độ càng cao thì vai trò của trao đổi nhiệt bằng bức xạ càng lớn. Ngoài ra sự trao đổi nhiệt bằng bức xạ giữa các vật còn có thể tiến hành trong chân không.

7.1.2. Hệ số hấp thụ, hệ số phản xạ và hệ số xuyên qua

Giả sử có dòng bức xạ Q từ vật thể khác đập tới vật đang xét thì một phần bị phản xạ Q_R , một phần được vật hấp thụ Q_A và một phần xuyên qua vật Q_D (hình 7-1).



Hình 7-1. Các thành phần nhiệt bức xạ

Theo định luật bảo toàn năng lượng ta có:

$$Q = Q_A + Q_R + Q_D$$

hay:

$$1 = \frac{Q_A}{Q} + \frac{Q_R}{Q} + \frac{Q_D}{Q}$$

Các tỷ số:

$$\frac{Q_A}{Q} = A \text{ gọi là hệ số hấp thụ;}$$

$$\frac{Q_R}{Q} = R \text{ gọi là hệ số phản xạ;}$$

$$\frac{Q_D}{Q} = D \text{ gọi là hệ số xuyên qua.}$$

Ta có: $1 = A + R + D$

Giá trị của A , R , D (thay đổi từ 0 đến 1) phụ thuộc vào bản chất các vật, phụ thuộc vào chiều dài bước sóng, nhiệt độ và trạng thái bề mặt.

Nếu $A = 1$ (R và $D = 0$), khi đó vật gọi là vật đen tuyệt đối, nghĩa là vật có khả năng hấp thụ toàn bộ năng lượng đập tới nó.

Nếu $R = 1$, (A và $D = 0$), khi đó vật gọi là vật trắng tuyệt đối, nghĩa là vật có khả năng phản xạ lại toàn bộ năng lượng đập tới nó.

Nếu $D = 1$, (A và $R = 0$), khi đó vật gọi là vật trong suốt tuyệt đối, nghĩa là vật có khả năng cho toàn bộ năng lượng đập tới nó đi qua.

Các loại khí có số nguyên tử trong phân tử nhỏ hơn hoặc bằng 2 có thể xem là vật trong suốt tuyệt đối với tia nhiệt, $D = 1$.

Các vật rắn và chất lỏng có thể coi $D = 0$ và được gọi là vật đục. Đối với các vật đục $A + R = 1$, nghĩa là vật hấp thụ tốt thì phản xạ tồi và ngược lại.

7.1.3. Năng suất bức xạ, năng suất bức xạ riêng và năng suất bức xạ hiệu dụng

1. Dòng bức xạ

Dòng bức xạ là tổng năng lượng bức xạ phát đi từ diện tích F của vật theo mọi hướng của không gian bán cầu trong một đơn vị thời gian ứng với toàn bộ chiều dài bước sóng ($\lambda = 0 \div \infty$). Dòng bức xạ ký hiệu là Q , đơn vị đo là W .

Nếu bức xạ chỉ tính tương ứng với một khoảng hẹp của chiều dài bước sóng từ λ đến $\lambda + d\lambda$ thì gọi là bức xạ đơn sắc. Với bức xạ đơn sắc ta có dòng bức xạ đơn sắc Q_λ .

2. Năng suất bức xạ

Năng suất bức xạ là năng lượng bức xạ phát đi từ một đơn vị diện tích bề mặt theo mọi hướng của không gian bán cầu trong một đơn vị thời gian, ứng với toàn bộ chiều dài bước sóng. Năng suất bức xạ ký hiệu là E :

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

3. Cường độ bức xạ

Cường độ bức xạ là năng suất bức xạ ứng với một khoảng hẹp của chiều dài bước sóng. Cường độ bức xạ ký hiệu là I_λ :

$$I_\lambda = \frac{dE}{d\lambda} ; W/m^3$$

4. Năng suất bức xạ riêng

Năng suất bức xạ riêng là năng suất bức xạ của bản thân vật.

5. Năng suất bức xạ hiệu dụng

Giả sử một vật đục có nhiệt độ T , hệ số hấp thụ A , năng lượng bức xạ của vật khác đập tới nó là E_t (hình 7-2).

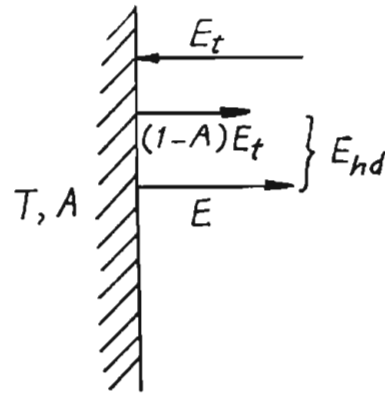
Khi đó vật sẽ hấp thụ một phần là AE_t , còn một phần phản xạ lại là $(1 - A)E_t = E_R$.

Năng suất bức xạ hiệu dụng là tổng năng suất bức xạ riêng và năng suất bức xạ phản xạ:

$$E_{hd} = E + (1 - A)E_t \quad (7-1)$$

6. Vật xám

Vật xám là vật mà I_λ của nó có dạng giống như $I_{\lambda 0}$ của vật đen tuyệt đối:



Hình 7-2. Xác định năng suất bức xạ nhiệt

$I_\lambda/I_{\lambda_0} = \text{const}$. Thực nghiệm cho thấy phần lớn các vật đều có thể coi là vật xám.

7.2. CÁC ĐỊNH LUẬT CƠ BẢN VỀ BỨC XẠ NHIỆT

7.2.1. Định luật Planck

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

$$I_{0\lambda} = \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{\frac{C_2}{\lambda T}} - 1} \quad ; \text{ W/m}^3 \quad (7-2)$$

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

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

$$C_2 = 1,4388 \cdot 10^{-2}; \text{ m} \cdot \text{ }^\circ\text{K}$$

λ - chiều dài bước sóng; m

T - nhiệt độ tuyệt đối; $^\circ\text{K}$

7.2.2. Định luật Wien

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

$$\left. \frac{\partial I_{0\lambda}}{\partial \lambda} \right|_{\lambda = \lambda_{\text{max}}} = e^{-\frac{C_2}{\lambda_{\text{max}} T}} + \frac{C_2}{5\lambda_{\text{max}} T} - 1 = 0$$

$$\lambda_{\text{max}} T = 2,988 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot \text{ }^\circ\text{K} \quad (7-3)$$

Đây chính là định luật Wien.

7.2.3. Định luật Stefan-Boltzmann

Năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối tỷ lệ bậc 4 với nhiệt độ tuyệt đối.

Năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối có thể xác định bằng:

$$E_0 = \int_0^\infty I_{0\lambda} d\lambda$$

Thay giá trị của $I_{0\lambda}$ từ (7-2) vào, sau khi lấy tích phân, ta nhận được:

$$E_0 = \sigma_0 T^4; \text{ W/m}^2 \quad (7-4)$$

σ_0 - hằng số bức xạ của vật đen tuyệt đối; $\sigma_0 = 5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{K}^4$

Trong tính toán kỹ thuật, định luật Stefan-Boltzmann thường được viết dưới dạng:

$$E_0 = C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4; \text{ W/m}^2 \quad (7-5)$$

C_0 - hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối:

$$C_0 = 10^8 \sigma_0 = 5,67 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$$

Định luật Stefan-Boltzmann cũng có thể dùng cho vật xám.

Đối với vật xám:

$$E = C \left(\frac{T}{100} \right)^4; \text{ W/m}^2 \quad (7-6)$$

C - hệ số bức xạ của vật xám.

Khi so sánh năng suất bức xạ của vật xám với năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối có cùng nhiệt độ, ta có:

$$\varepsilon = \frac{E}{E_0} \quad (7-7)$$

ε - độ đen của vật; $\varepsilon = 0 \div 1$.

Giá trị của ε được xác định bằng thực nghiệm; ε phụ thuộc vào nhiệt độ và trạng thái bề mặt.

Thay các giá trị E và E_0 từ (7-6) và (7-5) vào (7-7), ta được:

$$\varepsilon = \frac{C}{C_0}$$

Do đó: $C = \varepsilon C_0$ (7-8)

Khi đó định luật Stefan-Boltzmann đối với vật xám có dạng:

$$E = \varepsilon C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4; \text{ W/m}^2 \quad (7-9)$$

7.2.4. Định luật Kirchhoff

Các vật thể (vật đục) khác nhau nhưng nhiệt độ như nhau thì tỷ số giữa năng suất và hệ số hấp thụ là như nhau và bằng năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối ở cùng nhiệt độ:

$$\frac{E_1}{A_1} = \frac{E_2}{A_2} = \dots = E_0$$

hay:

$$\frac{E}{A} = E_0 \quad (7-10)$$

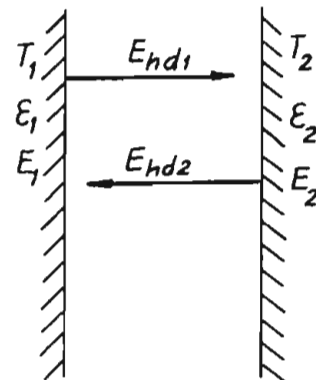
So sánh (7-7) với (7-10) ta nhận được $\varepsilon = A$, nghĩa là về mặt trị số, độ đen bằng hệ số hấp thụ.

7.3. TÍNH TRAO ĐỔI NHIỆT BẰNG BỨC XẠ GIỮA CÁC VẬT TRONG MÔI TRƯỜNG TRONG SUỐT

7.3.1. Trao đổi nhiệt giữa hai bề mặt phẳng, rộng vô hạn và đặt song song

1. Khi không có màn chắn

Khi hai bề mặt phẳng, rộng vô hạn, đặt cách nhau một khoảng thì tất cả các tia năng lượng phát đi từ bề mặt này đều đập tới bề mặt kia và ngược lại. Bề mặt 1 có nhiệt độ T_1 và hệ số hấp thụ A_1 , bề mặt 2 có nhiệt độ T_2 , hệ số hấp thụ A_2 , giả thiết $T_1 > T_2$ (hình 7-3).



Hình 7-3. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai mặt phẳng song song

Lượng nhiệt trao đổi giữa bề mặt 1 và 2 được tính bằng:

$$q_{12} = E_{hd1} - E_{hd2} \quad (7-11)$$

với: $E_{hd1} = E_1 + (1 - A_1)E_{hd2}$ và $E_{hd2} = E_2 + (1 - A_2)E_{hd1}$

Giải hệ phương trình này ta được:

$$E_{hd1} = \frac{E_1 + E_2 - A_1 E_2}{A_1 + A_2 - A_1 A_2}$$

$$E_{hd2} = \frac{E_1 + E_2 - A_2 E_1}{A_1 + A_2 - A_1 A_2}$$

Thay các giá trị E_{hd1} và E_{hd2} vào (7-11). Ta có:

$$q_{12} = \frac{A_2 E_1 - A_1 E_2}{A_1 + A_2 - A_1 A_2}$$

Chú ý rằng: $E_1 = \epsilon_1 C_o \left(\frac{T_1}{100} \right)^4$

$$E_2 = \epsilon_2 C_o \left(\frac{T_2}{100} \right)^4$$

và $\epsilon = A$, ta có:

$$q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1} C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]; \text{ W/m}^2 \quad (7-12)$$

Đặt $\frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} = \varepsilon_{qd}$ và gọi là độ đen quy dẫn của hệ, khi đó:

$$q_{12} = \varepsilon_{qd} C_o [(\frac{T_1}{100})^4 - (\frac{T_2}{100})^4]; \text{ W/m}^2 \quad (7-13)$$

2. Khi có màn chắn

Giả thiết giữa hai bề mặt 1 và 2 ta đặt thêm một màn chắn có độ đen là ε_m , còn nhiệt độ màn là T_m ta chưa biết. Do quá trình trao đổi nhiệt là ổn định và một chiều, nên:

$$q_{12} = q_{1m} = q_{m2}$$

$$q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_m} - 1} C_o [(\frac{T_1}{100})^4 - (\frac{T_m}{100})^4] = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_m} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} C_o [(\frac{T_m}{100})^4 - (\frac{T_2}{100})^4]$$

Dựa vào tính chất của tỷ lệ thức ta có:

$$q_{12} = \frac{C_o [(\frac{T_1}{100})^4 - (\frac{T_m}{100})^4] + C_o [(\frac{T_m}{100})^4 - (\frac{T_2}{100})^4]}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_m} - 1 + \frac{1}{\varepsilon_m} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1}$$

Sau khi rút gọn ta được:

$$q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 + \frac{2}{\varepsilon_m} - 1} C_o [(\frac{T_1}{100})^4 - (\frac{T_2}{100})^4]; \text{ W/m}^2 \quad (7-14)$$

Chứng minh tương tự đối với trường hợp đặt n màn chắn có độ đen như nhau, ta có:

$$q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 + n(\frac{2}{\varepsilon_m} - 1)} C_o [(\frac{T_1}{100})^4 - (\frac{T_2}{100})^4]; \text{ W/m}^2 \quad (7-15)$$

So sánh (7-15) và (7-12), ta thấy trong trường hợp có đặt màn chắn lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ sẽ giảm.

Với giả thiết $\varepsilon_1 = \varepsilon_2 = \varepsilon_m$, ta có:

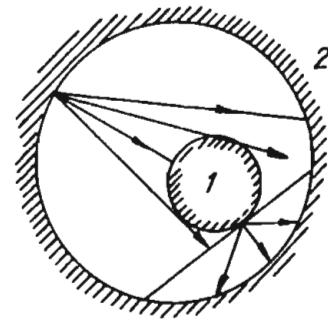
$$q_{(12)m} = \frac{q_{12}}{(n + 1)}$$

Như vậy lượng nhiệt trao đổi giữa hai bề mặt 1 và 2 khi đặt n màn chắn nhỏ

hơn $(n + 1)$ lần lượng nhiệt khi không đặt màn chắn.

7.3.2. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai vật bọc nhau

Giả sử vật 1 có diện tích bằng F_1 , nhiệt độ T_1 và có A_1, ε_1 được bọc bởi vật 2 có diện tích F_2 , nhiệt độ T_2 và có A_2, ε_2 ($T_1 > T_2$). Xác định lượng nhiệt trao đổi giữa hai vật này (hình 7-4).



Hình 7-4. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai vật bọc nhau

Ta có nhận xét là các tia năng lượng phát đi từ vật 1 đều đập tới bề mặt vật 2 nhưng các tia năng lượng phát đi từ bề mặt vật 2 chỉ có một phần đập tới bề mặt 1 còn một phần lại đập lên chính bản thân nó.

Tỷ số giữa dòng bức xạ của vật 2 phát đi đập tới vật 1 Q_{21} so với toàn bộ dòng bức xạ của vật 2 phát đi Q_2 gọi là hệ số góc bức xạ của vật 2 tới vật 1:

$$\varphi_{21} = \frac{Q_{21}}{Q_2}$$

Lượng nhiệt trao đổi giữa bề mặt 1 và 2 có thể viết như sau:

$$Q_{12} = Q_{hd1} - Q_{hd2} \quad (7-16)$$

với: $Q_{hd1} = Q_1 + (1 - A_1)\varphi_{21}Q_{hd2}$

$$Q_{hd2} = Q_2 + (1 - A_2)Q_{hd1} + (1 - \varphi_{21})(1 - A_2)Q_{hd2}$$

và:

$$Q_1 = E_1F_1 = \varepsilon_1 C_o \left(\frac{T_1}{100}\right)^4 F_1$$

$$Q_2 = E_2F_2 = \varepsilon_2 C_o \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 F_2$$

Kết quả cuối cùng ta nhận được:

$$Q_{12} = \frac{C_o}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \varphi_{21}\left(\frac{1}{\varepsilon_2 - 1}\right)} \left[F_1 \left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \varphi_{21} F_2 \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right]; W \quad (7-17)$$

Hệ số góc bức xạ nhận được từ điều kiện khi $T_1 = T_2$ thì $Q_{12} = 0$, do đó:

$$\varphi_{21} = \frac{F_1}{F_2}$$

Thay giá trị φ_{21} vào (7-17), ta có:

$$Q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} C_o F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]; W \quad (7-18)$$

Nếu đặt $\frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} = \varepsilon_{qd}$ và gọi là độ đen quy dẫn của hệ thì:

$$Q_{12} = \varepsilon_{qd} C_o F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]; W \quad (7-19)$$

Trường hợp F_2 lớn hơn F_1 rất nhiều thì $\frac{F_1}{F_2} = 0$ và:

$$Q_{12} = \varepsilon_1 C_o F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]; W \quad (7-20)$$

Chú ý rằng các công thức (7-18) và (7-20) chỉ sử dụng khi bề mặt vật 1 là lồi hoặc phẳng, không được lõm.

7.4. BỨC XẠ CỦA CHẤT KHÍ

7.4.1. Đặc điểm bức xạ của chất khí

Các chất khí cũng có khả năng hấp thụ và bức xạ năng lượng. Tuy nhiên, đối với các chất khí khác nhau thì khả năng hấp thụ và bức xạ năng lượng sẽ khác nhau. Các chất khí một hoặc hai nguyên tử như ôxy, hydro, không khí v.v... có khả năng hấp thụ và bức xạ thấp, vì thế trong bức xạ nhiệt ta ít lưu ý đến các khí một hoặc hai nguyên tử. Các chất khí có ba hoặc nhiều nguyên tử như CO_2 , SO_2 , H_2O có khả năng hấp thụ và bức xạ tương đối cao nên trong bức xạ nhiệt ta phải lưu ý đến bức xạ của các chất khí này.

So với vật rắn, bức xạ của chất khí có những đặc điểm sau:

- *Bức xạ của chất khí có tính chất 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, ngoài những khoảng chiều dài bước sóng này thì chất khí không hấp thụ và bức xạ năng lượng. Chính vì thế mà năng lượng bức xạ của chất khí chỉ có thể tính bằng tổng năng lượng của từng khoảng chiều dài bước sóng.

- *Bức xạ của chất khí có đặc tính thể tích*

Ở vật rắn hoặc chất lỏng sự 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 khối khí. Khi cho một tia năng lượng đi qua khối khí thì năng lượng của tia giảm

dần, sự giảm năng lượng này phụ thuộc số lượng các phân tử chất khí mà tia gặp phải trên quãng đường đi, nghĩa là phụ thuộc vào mật độ của khối khí (mật độ của khối khí có thể thay bằng áp suất của khối khí p) và phụ thuộc vào chiều dài l mà tia năng lượng đi qua.

Như vậy, rõ ràng đối với chất khí, độ đen và hệ số hấp thụ của nó không chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào tích số pl.

$$\varepsilon_k = f(T, pl) \quad (7-21)$$

7.4.2. Năng suất bức xạ của chất khí

Bằng thực nghiệm người ta đã xác định được năng suất bức xạ của từng loại chất khí phụ thuộc vào các thông số p, l, T. Thí dụ, đối với CO₂ và hơi nước (hai thành phần chủ yếu của sản phẩm cháy), năng suất bức xạ của nó có thể xác định theo công thức thực nghiệm sau:

$$E_{\text{CO}_2} = 4,07(pl)^{0,33} \left(\frac{T}{100}\right)^{3,5} \quad (7-22)$$

$$E_{\text{H}_2\text{O}} = 4,07p^{0,81}l^{0,6} \left(\frac{T}{100}\right)^3 \quad (7-23)$$

Các công thức này không thuận lợi trong tính toán kỹ thuật, do đó để thuận tiện, người ta coi chất khí cũng tuân theo định luật Stefan-Boltzmann và năng suất bức xạ của chất khí được xác định bằng:

$$E_k = \varepsilon_k C_0 \left(\frac{T_k}{100}\right)^4 \quad (7-24)$$

Ở đây ε_k là độ đen của chất khí, $\varepsilon_k = f(T, pl)$ và được xác định bằng đồ thị.

Nếu là hỗn hợp khí gồm CO₂ và H₂O thì:

$$\varepsilon_k = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} \quad (7-25)$$

Ở đây:

$\varepsilon_{\text{CO}_2}$ và $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$ - độ đen của khí CO₂ và H₂O được xác định từ đồ thị riêng cho từng loại chất khí.

$$\varepsilon_{\text{CO}_2} = f(T_k, p_{\text{CO}_2}, l)$$

$$\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = f(T_k, p_{\text{H}_2\text{O}}, l)$$

p_{CO_2} và $p_{\text{H}_2\text{O}}$ - phân áp suất của khí CO₂ và H₂O trong hỗn hợp khí.

l - chiều dài quãng đường đi trung bình của tia:

$$l = 3,6 \frac{V}{F}; \text{ m}$$

Ở đây:

V - thể tích khối khí; m^3

F - diện tích bề mặt bao quanh khối khí; m^2

β - hệ số hiệu chỉnh kể đến sự phụ thuộc của ϵ_{H_2O} vào phân áp suất của H_2O trong hỗn hợp khí, β cũng được tra từ đồ thị.

7.4.3. Tính trao đổi nhiệt bức xạ giữa khối khí với bề mặt bao quanh nó

Giả sử một khối khí có nhiệt độ T_k được bao quanh bởi bề mặt có nhiệt độ T_w , cần xác định lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa chất khí và vách bao quanh nó. Đây là một bài toán phức tạp, một cách gần đúng ta có thể tính theo công thức sau:

$$q_{k-w} = \epsilon_{whd} C_0 \left[\epsilon_k \left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - \epsilon'_k \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right] \quad (7-26)$$

Ở đây:

$$C_0 = 5,67 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$$

ϵ_{whd} - độ đen hiệu dụng của bề mặt vách:

$$\epsilon_{whd} = \frac{\epsilon_w + 1}{2}$$

T_k - nhiệt độ của chất khí;

T_w - nhiệt độ của bề mặt vách bao quanh.

$$\epsilon_k = \epsilon_{CO_2} + \beta \epsilon_{H_2O}$$

với: $\epsilon_{CO_2} = f(T_k, p_{CO_2}, l)$ và $\epsilon_{H_2O} = f(T_k, p_{H_2O}, l)$

Còn $\epsilon'_k = \epsilon'_{CO_2} + \beta \epsilon'_{H_2O}$

với: $\epsilon'_{CO_2} = f(T_w, p_{CO_2}, l)$ và $\epsilon'_{H_2O} = f(T_w, p_{H_2O}, l)$

Trong những năm gần đây một số tác giả đã đưa ra công thức tính toán gần đúng đơn giản hơn như sau:

$$q_{k-w} = \epsilon_{kw} C_0 \left[\left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right]; \text{ W/m}^2 \quad (7-27)$$

Ở đây:

$$\epsilon_{kw} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_k} + \frac{1}{\epsilon_w} - 1}$$

ϵ_k và ϵ_w - độ đen của chất khí và độ đen của bề mặt vách bao quanh;

ϵ_{kw} - độ đen quy dẫn.

7.5. BỨC XẠ MẶT TRỜI

Năng lượng của mặt trời được phát đi dưới dạng sóng điện từ, do nhiệt độ của mặt trời rất cao, ở bề mặt nhiệt độ là 5762°C và ở tâm là 8.10^6 đến 40.10^6K nên phần lớn năng lượng của mặt trời phát đi ở dạng sóng ngắn, 98% năng lượng tập trung ở vùng có bước sóng nhỏ hơn $3\mu\text{m}$ và 50% năng lượng bức xạ phát ra trong vùng ánh sáng trắng ($\lambda = 0,4 \div 0,76 \mu\text{m}$). Các chùm tia bức xạ của mặt trời khi đi qua lớp khí quyển bao bọc trái đất sẽ bị hấp thụ và tán xạ bởi khí ôzôn, hơi nước và các hạt bụi trong khí quyển, cho nên chỉ có một phần năng lượng của mặt trời được truyền trực tiếp tới trái đất. Chùm tia truyền thẳng từ mặt trời tới trái đất gọi là bức xạ trực xạ. Mật độ dòng bức xạ trực xạ tính đối với 1 m^2 bề mặt trái đất vuông góc với tia bức xạ bằng 1350 W/m^2 .

Do bức xạ mặt trời tập trung ở vùng sóng ngắn $\lambda < 3 \mu\text{m}$ nên khi chọn vật liệu để ngăn bức xạ mặt trời cần chọn vật liệu phi kim loại, có màu sáng, vì những vật liệu này có hệ số hấp thụ nhỏ đối với các tia bức xạ có bước sóng ngắn. Ngược lại, khi cần tập trung năng lượng mặt trời, cần chọn các vật liệu có hệ số hấp thụ lớn đối với các tia bức xạ có bước sóng ngắn.

Để thu năng lượng mặt trời, ta có thể dùng bộ thu dạng hộp phẳng được phủ bằng một hay hai, ba lớp kính. Các lớp kính cho các tia bức xạ mặt trời có bước sóng ngắn đi qua để đập thẳng tới bề mặt hấp thụ đặt ở đáy bộ thu, ngược lại các lớp kính này lại chặn không cho các tia có bước sóng dài do bề mặt hấp thụ có nhiệt độ thấp phát ra. Do đó hiệu quả thu năng lượng của bộ thu có kính tốt hơn so với bộ thu không dùng kính. Các lớp kính còn có tác dụng hạn chế quá trình tỏa nhiệt đối lưu của bề mặt hấp thụ và môi trường xung quanh.

Việc thu năng lượng mặt trời có thể dùng để sấy, sưởi, chưng cất nước, làm lạnh, điều tiết không khí, sản xuất điện năng, nấu chảy kim loại v.v...

Truyền nhiệt và thiết bị trao đổi nhiệt

8.1. TRUYỀN NHIỆT

Ở phần trước ta đã nghiên cứu ba hiện tượng trao đổi nhiệt cơ bản: dẫn nhiệt, đối lưu, bức xạ. Việc tách riêng ra như vậy là để thuận tiện cho việc nghiên cứu. Trong thực tế ba dạng trao đổi nhiệt này thường xảy ra đồng thời và có ảnh hưởng lẫn nhau. Quá trình trao đổi nhiệt khi xảy ra đồng thời các dạng trao đổi nhiệt cơ bản trên gọi là trao đổi nhiệt hỗn hợp. Khi nghiên cứu quá trình trao đổi nhiệt hỗn hợp, ta cần xét xem dạng trao đổi nhiệt nào là cơ bản, ảnh hưởng của các dạng còn lại có chú ý đến bằng cách đưa thêm vào các hệ số hiệu chỉnh.

Ví dụ quá trình trao đổi nhiệt giữa bề mặt vật rắn với chất khí (ở nhiệt độ không lớn) chẳng hạn, ở đây trao đổi nhiệt được thực hiện chủ yếu bằng đối lưu, ảnh hưởng của bức xạ được tính đến qua một hệ số hiệu chỉnh.

Mật độ dòng nhiệt trao đổi giữa bề mặt rắn và chất khí là tổng của mật độ dòng nhiệt đối lưu và bức xạ:

$$q = q_{dl} + q_{bx}$$

Mật độ dòng nhiệt đối lưu được xác định bằng:

$$q_{dl} = \alpha_{dl}(T_w - T_f)$$

Còn mật độ dòng nhiệt bằng bức xạ sẽ là:

$$q_{bx} = \epsilon_{qd} C_0 \left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right]$$

Khi coi trao đổi nhiệt đối lưu là chủ yếu, ta có:

$$q = \alpha(T_w - T_f) = \alpha_{dl}(T_w - T_f) + \epsilon_{qd} C_0 \left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right]$$

hay:

$$\alpha(T_w - T_f) = \left[\alpha_{dl} + \epsilon_{qd} \frac{C_0 \left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right]}{(T_w - T_f)} \right] (T_w - T_f)$$

$$\alpha = \alpha_{dl} + \alpha_{bx}$$

Ở đây:

α - hệ số tỏa nhiệt hỗn hợp;

α_{dl} - hệ số tỏa nhiệt đối lưu;

α_{bx} - hệ số tỏa nhiệt bức xạ thêm vào để kể tới ảnh hưởng của bức xạ:

$$\alpha_{bx} = \varepsilon_{qd} C_0 \frac{\left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right]}{(T_w - T_f)}$$

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

Trường hợp chất lỏng giọt bao quanh bề mặt vật rắn, nói chung trao đổi nhiệt bức xạ có thể bỏ qua, $\alpha_{bx} = 0$, khi đó $\alpha = \alpha_{dl}$.

Quá trình trao đổi nhiệt hỗn hợp thường gặp là quá trình truyền nhiệt.

Truyền nhiệt là quá trình trao đổi nhiệt giữa hai môi trường (chất lỏng hoặc chất khí) có nhiệt độ khác nhau qua một vách ngăn cách.

Quá trình này được thực hiện qua các giai đoạn sau:

- Trao đổi nhiệt giữa môi trường có nhiệt độ cao với bề mặt vách ngăn cách được thực hiện chủ yếu bằng đối lưu.

- Dẫn nhiệt qua bề mặt vách ngăn cách.

- Trao đổi nhiệt giữa bề mặt vách và môi trường có nhiệt độ thấp được thực hiện chủ yếu bằng đối lưu.

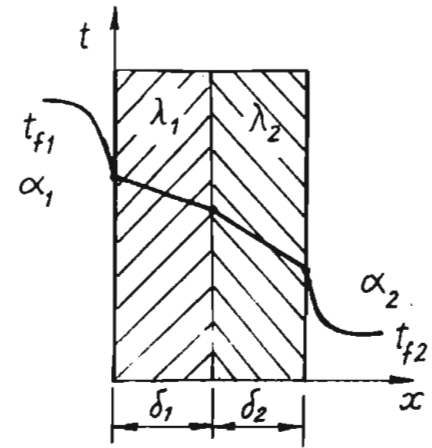
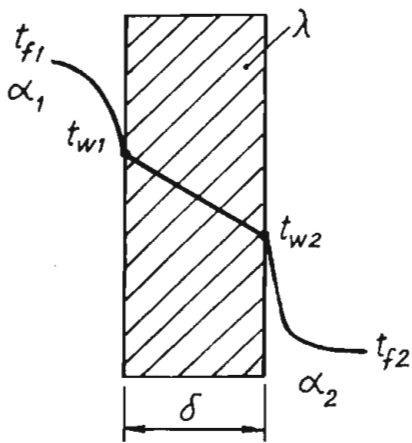
Tùy theo dạng bề mặt vách ngăn cách, ta có truyền nhiệt qua vách phẳng, vách trụ hoặc vách có cánh.

8.1.1. Truyền nhiệt qua vách phẳng

1. Truyền nhiệt qua vách phẳng một lớp

Giả sử có vách phẳng một lớp, hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách là λ , vách dày δ , một phía bề mặt tiếp xúc với môi trường nóng có nhiệt độ t_{f1} , hệ số tỏa nhiệt từ môi trường tới bề mặt vách là α_1 , một phía bề mặt vách tiếp xúc với môi trường lạnh có nhiệt độ t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt vách tới môi trường là α_2 (hình 8-1).

Vì $t_{f1} > t_{f2}$ nên quá trình trao đổi nhiệt giữa hai môi trường qua vách được thực hiện, dòng nhiệt hướng từ môi trường có nhiệt độ cao đến môi trường có nhiệt độ thấp. Gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt vách tiếp xúc với môi trường nóng, t_{w2} là nhiệt độ



Hình 8-1. Truyền nhiệt qua vách phẳng một lớp Hình 8-2. Truyền nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

bề mặt vách tiếp xúc với môi trường lạnh, t_{w1} và t_{w2} chưa biết.

Mật độ dòng nhiệt được tính như sau:

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

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

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

Giải hệ phương trình trên ta được:

$$t_{f1} - t_{w1} = q \frac{1}{\alpha_1}$$

$$t_{w1} - t_{w2} = q \frac{\delta}{\lambda}$$

$$t_{w2} - t_{f2} = q \frac{1}{\alpha_2}$$

Cộng hai vế phương trình lại ta có:

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

$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} ; \text{ W/m}^2 \quad (8-1)$$

Ký hiệu $k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$ gọi là hệ số truyền nhiệt; $W/m^2 \cdot ^\circ K$

Khi đó:

$$q = k(t_{f1} - t_{f2}); W/m^2 \quad (8-2)$$

Đại lượng nghịch đảo của hệ số truyền nhiệt gọi là nhiệt trở truyền nhiệt:

$$R = \frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}; m^2 \cdot K/W$$

$\frac{1}{\alpha_1}$ là nhiệt trở tỏa nhiệt từ môi trường nóng đến bề mặt vách;

$\frac{\delta}{\lambda}$ là nhiệt trở dẫn nhiệt qua vách;

$\frac{1}{\alpha_2}$ là nhiệt trở tỏa nhiệt giữa vách và môi trường.

2. Truyền nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

Giả sử vách phẳng ngăn cách giữa hai môi trường là vách phẳng nhiều lớp có hệ số dẫn nhiệt tương ứng là $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3 \dots$ và bề dày tương ứng là $\delta_1, \delta_2, \delta_3 \dots$ (hình 8-2). Bằng cách chứng minh tương tự ta có:

$$q = k(t_{f1} - t_{f2}); W/m^2 \quad (8-3)$$

Ở đây k là hệ số truyền nhiệt của vách phẳng nhiều lớp:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}; W/m^2$$

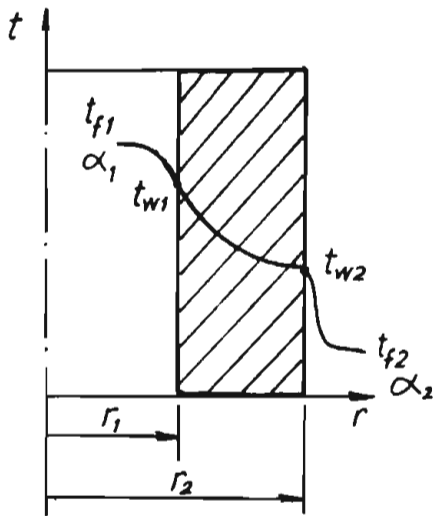
8.1.2. Truyền nhiệt qua vách trụ

1. Vách trụ một lớp

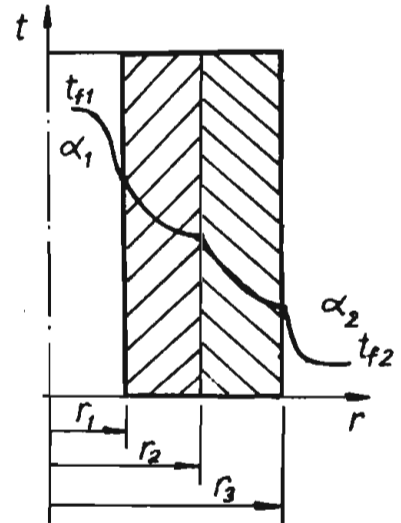
Giả sử có một vách trụ một lớp đường kính trong là d_1 , đường kính ngoài là d_2 , hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách là λ , một phía bề mặt vách tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} , hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt vách đến môi trường là α_1 . Một phía bề mặt vách tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt vách đến môi trường là α_2 . Nếu $t_{f1} > t_{f2}$, dòng nhiệt sẽ hướng từ trong ra ngoài (hình 8-3). Gọi t_{w1} và t_{w2} là nhiệt độ bề mặt tiếp xúc với các môi trường.

Mật độ dòng nhiệt ứng với một đơn vị chiều dài vách trụ bằng:

$$q_l = \alpha_1 \pi d_1 (t_{f1} - t_{w2})$$



Hình 8-3. Truyền nhiệt qua vách trụ một lớp



Hình 8-4. Truyền nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

$$q_1 = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}}$$

$$q_1 = \alpha_2 \pi d_2 (t_{w2} - t_{f2})$$

Ta suy ra:

$$t_{f1} - t_{w1} = q_1 \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1}$$

$$t_{w1} - t_{w2} = q_1 \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}$$

$$t_{w2} - t_{f2} = q_1 \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}$$

Cộng hai vế lại ta có:

$$t_{f1} - t_{f2} = q_1 \left(\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2} \right)$$

$$q_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}} (t_{f1} - t_{f2}); \text{ W/m} \quad (8-4)$$

Gọi hệ số truyền nhiệt của vách trụ là k_1 :

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}} ; \frac{\text{W}}{\text{m}^\circ \text{K}}$$

Khi đó:

$$q_l = k_1(t_{f1} - t_{f2}); \text{ W/m} \quad (8-5)$$

Nhiệt trở truyền nhiệt của vách trụ:

$$R_l = \frac{1}{k_1} = \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}; \quad \frac{\text{m} \cdot \text{°K}}{\text{W}}$$

2. Truyền nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

Giả sử có vách trụ nhiều lớp, hệ số dẫn nhiệt tương ứng $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3, \dots$ đường kính tương ứng là d_1, d_2, d_3, \dots , (hình 8-4). Bằng cách chứng minh tương tự ta có:

$$q_l = k_1(t_{f1} - t_{f2}); \text{ W/m} \quad (8-6)$$

Ở đây:

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \sum_1^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_{n+1}}}; \text{ W/m} \cdot \text{°K}$$

gọi là hệ số truyền nhiệt của vách trụ nhiều lớp. Nhiệt trở của vách trụ nhiều lớp sẽ bằng:

$$R_l = \frac{1}{k_1} = \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \sum \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_{(n+1)}}; \text{ m} \cdot \text{°K/W}$$

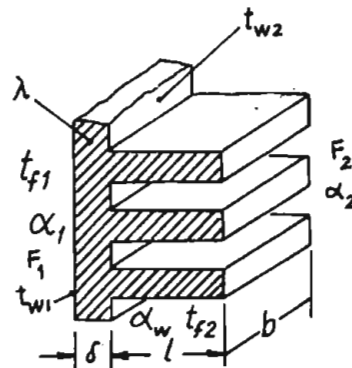
Nhiệt độ của bề mặt vách trụ tiếp xúc với các môi trường có nhiệt độ t_{f1} và t_{f2} có thể xác định như sau:

$$t_{w1} = t_{f1} - q_l \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1}; \text{ °C} \quad (8-7)$$

$$t_{w(n+1)} = t_{f2} + q_l \frac{1}{\alpha_2 \pi d_{(n+1)}}; \text{ °C} \quad (8-8)$$

8.1.3. Truyền nhiệt qua vách có cánh

Giả sử có một vách có cánh (hình 8-5). Vật liệu làm vách có hệ số dẫn nhiệt λ , chiều dày của vách δ , phía vách phẳng có diện tích F_1 tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} , hệ số tỏa nhiệt từ môi trường đến bề mặt vách phẳng là α_1 , phía vách làm cánh có diện tích là F_2 , tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt vách làm cánh đến môi trường là α_w . Gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt phía không làm cánh và t_{w2} là nhiệt độ bề mặt



Hình 8-5. Truyền nhiệt qua vách có cánh

phía làm cánh, t_{w1} và t_{w2} chưa biết.

Dòng nhiệt truyền qua vách được xác định bằng các phương trình sau:

$$Q = \alpha_1 F_1 (t_{f1} - t_{w1})$$

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} F_1 (t_{w1} - t_{w2})$$

$$Q = \alpha_2 F_2 (t_{w2} - t_{f2})$$

Giải hệ phương trình này ta xác định được giá trị Q , t_{w1} , t_{w2}

$$t_{f1} - t_{w1} = Q \frac{1}{\alpha_1 F_1}$$

$$t_{w1} - t_{w2} = Q \frac{\delta}{\lambda F_1}$$

$$t_{w2} - t_{f2} = Q \frac{1}{\alpha_2 F_2}$$

Do đó:

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} (t_{f1} - t_{f2}) \quad (8-9)$$

Gọi k_c là hệ số truyền nhiệt của vách có cánh:

$$k_c = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} \quad (8-9')$$

Khi đó:

$$Q = k_c (t_{f1} - t_{f2}) \quad (8-10)$$

Biết Q ta sẽ tính được t_{w1} , t_{w2} :

$$t_{w1} = t_{f1} - Q \frac{1}{\alpha_1 F_1}; \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_{w2} = t_{f2} + Q \frac{1}{\alpha_2 F_2}; \text{ } ^\circ\text{C}$$

Gọi mật độ dòng nhiệt phía không làm cánh là q_1 :

$$q_1 = \frac{Q}{F_1} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_1}{F_2}} (t_{f1} - t_{f2}) \quad (8-11)$$

và mật độ dòng nhiệt phía bề mặt làm cánh là q_2 :

$$q_2 = \frac{Q}{F_2} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} \frac{F_2}{F_1} + \frac{\delta}{\lambda} \frac{F_2}{F_1} + \frac{1}{\alpha_2}} (t_{f1} - t_{f2}) \quad (8-12)$$

$\frac{F_2}{F_1}$ gọi là hệ số cánh.

Biết q_1 và q_2 có thể xác định t_{w1} và t_{w2} :

$$t_{w1} = t_{f1} - q_1 \frac{1}{\alpha_1} \quad (8-13)$$

$$t_{w2} = t_{f2} + q_2 \frac{1}{\alpha_2} \quad (8-14)$$

8.1.4. Tăng cường truyền nhiệt

Để tăng cường truyền nhiệt, ta cần dựa vào các dạng trao đổi nhiệt cơ bản để tìm ra những biện pháp hiệu quả nhất. Chẳng hạn, muốn tăng cường dẫn nhiệt ta giảm chiều dày của vách, dùng vật liệu làm vách có hệ số dẫn nhiệt lớn, tăng độ chênh nhiệt độ giữa hai bề mặt vách.

Muốn tăng cường trao đổi nhiệt đối lưu ta có thể tăng cường sự nhiễu loạn của chuyển động và tăng tốc độ của chất lỏng hay chất khí v.v... Muốn tăng cường trao đổi nhiệt bức xạ, ta tăng độ đen và nhiệt độ của các vật trao đổi nhiệt bức xạ v.v...

Khi đồng thời xảy ra các dạng trao đổi nhiệt cơ bản, việc tăng cường truyền nhiệt một cách hiệu quả là một vấn đề phức tạp. Để có giải pháp đúng đắn ta cần phân tích từng trường hợp cụ thể. Ví dụ để tăng cường truyền nhiệt qua vách, ta cần tăng hệ số truyền nhiệt. Nhưng để tăng hệ số truyền nhiệt ta lại cần phải xem xét những thành phần nào ảnh hưởng đến hệ số truyền nhiệt. Chẳng hạn hệ số truyền nhiệt k của vách phẳng một lớp:

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

có thể tăng nếu như ta giảm các thành phần nhiệt trở $\frac{1}{\alpha_1}$, $\frac{\delta}{\lambda}$ và $\frac{1}{\alpha_2}$, có nghĩa là

tăng α_1 , α_2 và λ , giảm δ , nhưng tăng cái nào sẽ có lợi hơn ta lại cần phải phân tích kỹ. Nếu bỏ qua nhiệt trở dẫn nhiệt $\frac{\delta}{\lambda}$ thì hệ số truyền nhiệt của vách phẳng có thể viết:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2}$$

Giả sử α_2 lớn hơn α_1 rất nhiều, khi đó $k = \alpha_1$.

Như vậy, hệ số truyền nhiệt chỉ có thể nhỏ hơn hay bằng hệ số tỏa nhiệt nhỏ nhất. Vì vậy để tăng k ta cần tăng hệ số tỏa nhiệt ở phía vách có giá trị nhỏ nhất, hoặc làm cánh ở phía bề mặt này.

8.1.5. Cách nhiệt - Đường kính cách nhiệt tới hạn

Trong nhiều trường hợp ta cần giảm mật độ dòng nhiệt hay dòng nhiệt. Muốn vậy ta thêm vào các lớp có hệ số dẫn nhiệt nhỏ như stirôfo, amiăng, bông thủy tinh v.v... nghĩa là ta thực hiện việc cách nhiệt. Khi bọc cách nhiệt một vật, ta cần lưu ý rằng đối với vách phẳng thêm các lớp cách nhiệt vào thì nhiệt trở toàn phần sẽ tăng, nhưng đối với vách trụ khi thêm lớp cách nhiệt vào có thể làm giảm nhiệt trở toàn phần. Thực vậy nếu ta bọc một lớp cách nhiệt có hệ số dẫn nhiệt vào một ống có đường kính ngoài d_2 , đường kính ngoài của ống có bọc cách nhiệt là d_{cn} , khi đó nhiệt trở dẫn nhiệt $\frac{1}{2\pi\lambda_{cn}} \ln \frac{d_{cn}}{d_2}$ tăng nhưng nhiệt trở tỏa nhiệt $\frac{1}{\alpha_2\pi d_{cn}}$ lại giảm. Vì vậy nhiệt trở toàn phần có thể giảm. Do đó cần phải xét mối quan hệ giữa nhiệt trở toàn phần và đường kính cách nhiệt. Nhiệt trở toàn phần có thể viết:

$$R_l = \frac{1}{\pi\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_{cn}} \ln \frac{d_{cn}}{d_2} + \frac{1}{\alpha_2\pi d_{cn}}$$

Đạo hàm nhiệt trở theo đường kính cách nhiệt ta có:

$$\frac{d(R_l)}{d(d_{cn})} = \frac{1}{2\pi\lambda_{cn}d_{cn}} - \frac{1}{\alpha_2\pi d_{cn}^2}$$

Nhiệt trở toàn phần nhỏ nhất khi:

$$\frac{d(R_l)}{d(d_{cn})} = 0$$

nghĩa là:
$$\frac{1}{2\pi\lambda_{cn}d_{cn}} - \frac{1}{\alpha_2\pi d_{cn}^2} = 0$$

Đường kính cách nhiệt ứng với R_l nhỏ nhất gọi là đường kính cách nhiệt tới hạn d_{th} . Đường kính cách nhiệt tới hạn bằng:

$$d_{th} = \frac{2\lambda_{cn}}{\alpha_2} \tag{8-15}$$

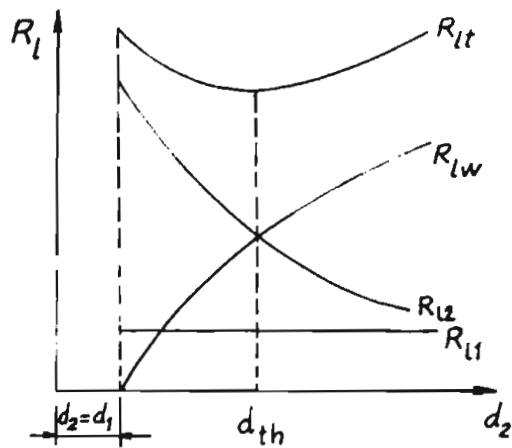
hoặc:
$$\frac{\alpha_2 d_{th}}{\lambda_{cn}} = Bi_{th} = 2$$

Quan hệ giữa q_l và đường kính cách nhiệt chỉ rõ trên hình (8-6).

Ứng với d_{th} thì tổn thất nhiệt là lớn nhất, vậy muốn cách nhiệt phải lưu ý đến điều kiện trên, nghĩa là $d_{cn} > d_{th}$. Từ hình 8-6 chúng ta nhận thấy chỉ khi nào chọn λ_{cn} để $d_2 > d_{th}$ thì việc bọc cách nhiệt mới dẫn đến giảm q_l . Điều này có nghĩa là

chọn vật liệu cách nhiệt phải bảo đảm điều kiện $\lambda_{cn} \leq \frac{\alpha_2 d_2}{2}$

Khi bọc cách nhiệt ta cũng cần tính toán chiều dày cách nhiệt cho hợp lý, vừa đảm bảo giảm tổn thất nhiệt nghĩa là tiết kiệm được năng lượng lại vừa đảm bảo vốn đầu tư xây dựng ít nhất.



Hình 8-6. Quan hệ giữa đường kính vách d_2 và nhiệt trở R_l

8.2. THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

8.2.1. Định nghĩa và phân loại thiết bị trao đổi nhiệt

1. Định nghĩa

Thiết bị trao đổi nhiệt là thiết bị thực hiện sự trao đổi nhiệt giữa hai chất tải nhiệt (các chất tải nhiệt: lỏng, khí, hơi) có nhiệt độ khác nhau. Ví dụ, các bình ngưng hay dàn ngưng, các calorife dùng trong thiết bị sấy, các bộ hâm nước hay bộ sấy không khí trong các nhà máy nhiệt điện...

2. Phân loại thiết bị trao đổi nhiệt

Công dụng và cấu tạo các thiết bị nhiệt rất khác nhau nhưng về nguyên lý làm việc ta có thể phân chia thiết bị trao đổi nhiệt thành bốn loại.

a. Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu vách ngăn

Trong thiết bị trao đổi nhiệt loại này, các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt với nhau một cách liên tục qua vách ngăn cách. Sự trao đổi nhiệt được thực hiện một cách liên tục và ở chế độ ổn định. Ví dụ, các bình ngưng hơi, các bộ quá nhiệt, két làm mát nước của động cơ...

b. Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hồi nhiệt

Trong thiết bị trao đổi nhiệt loại này, các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt với nhau qua bộ nhận nhiệt trung gian gọi là bộ tích nhiệt. Bộ tích nhiệt có thể đứng yên hay quay tròn. Sự trao đổi nhiệt ở thiết bị loại này được tiến hành qua hai giai đoạn. Giai đoạn đầu cho chất tải nhiệt có nhiệt độ cao đi qua, chất tải nhiệt sẽ nhả nhiệt cho bộ phận tích nhiệt, sau đó cho chất tải nhiệt có nhiệt độ thấp đi qua, chất tải nhiệt sẽ nhận nhiệt từ bộ phận tích nhiệt. Vậy sự trao đổi nhiệt ở đây có tính chu kỳ và không ổn định. Ví dụ, thiết bị sấy gió nóng trong các lò cao, bộ sấy không khí

kiểu hồi nhiệt trong nhà máy nhiệt điện.

c. Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống nhiệt

Trong những năm gần đây ống nhiệt được sử dụng như là một phần tử trao đổi nhiệt.

Ống nhiệt là một ống kim loại được hàn kín hai đầu trong đó chứa một lượng chất lỏng xác định, mặt ngoài ống có thể trơn hoặc lắp cánh tản nhiệt. Ống được chia làm ba phần (hình 8-7); phần sôi, phần đoạn nhiệt và phần ngưng.

Phần sôi: Phần này được đốt nóng bằng các nguồn nhiệt khác nhau, chất lỏng trong ống sẽ sôi và tạo thành hơi bão hòa.

Phần đoạn nhiệt: Hơi bão hòa sẽ chuyển động qua phần đoạn nhiệt lên phần ngưng, ta gọi là phần đoạn nhiệt vì ở phần này không thực hiện quá trình trao đổi nhiệt.

Phần ngưng: Hơi bão hòa lên đến phần ngưng nhả nhiệt cho môi trường xung quanh và được ngưng lại. Chất lỏng ngưng sẽ quay trở lại phần sôi nhờ lực trọng trường, lực mao dẫn hay lực ly tâm. Tương ứng ta có ống nhiệt trọng trường, ống nhiệt mao dẫn, ống nhiệt ly tâm.

Như vậy ống nhiệt đã thực hiện được sự trao đổi nhiệt giữa hai môi trường có nhiệt độ khác nhau nhờ sự "dẫn" một lượng nhiệt từ đầu ống này đến đầu ống kia.

Các chất lỏng sử dụng trong ống nhiệt có thể là nước, amôniac, rượu, axêton, freôn, thủy ngân, natri, kali, liti v.v... tùy theo khoảng nhiệt độ sử dụng.

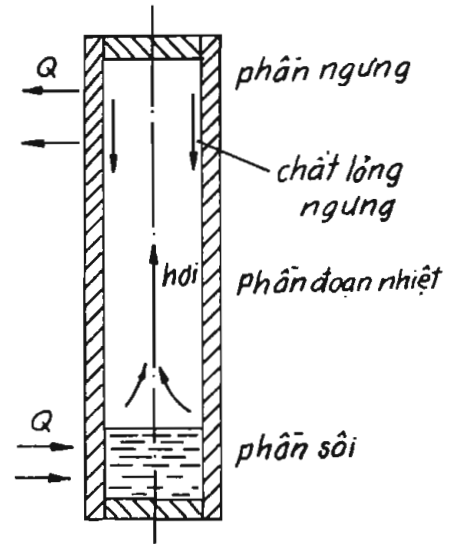
Hiện nay ống nhiệt đã được sử dụng rộng rãi trong nhiều lĩnh vực khác nhau như dùng để làm mát các linh kiện bán dẫn, làm mát các động cơ điện, ống nhiệt được sử dụng trong thiết bị sấy, trong các bộ thu năng lượng mặt trời, ống nhiệt cũng đã được sử dụng trong lĩnh vực nghiên cứu vũ trụ, trong ngành hàng không...

d. Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hỗn hợp

Trong thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hỗn hợp, các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt cho nhau khi chúng hỗn hợp với nhau. Đặc điểm của loại này là quá trình trao đổi nhiệt xảy ra đồng thời với quá trình trao đổi chất. Ví dụ các tháp làm mát nước tuần hoàn, các bình khử bụi lẫn trong khí, thiết bị điều tiết không khí kiểu phun nước, ...

8.2.2. Các phương trình cơ bản tính toán thiết bị trao đổi nhiệt kiểu vách ngăn

Tính toán thiết bị trao đổi nhiệt có thể là tính toán thiết kế hay tính toán kiểm tra.



Hình 8-7. Sơ đồ ống nhiệt

Mục đích của tính toán thiết kế là xác định diện tích bề mặt trao đổi nhiệt theo những yêu cầu đã đề ra. Còn tính toán kiểm tra nhằm mục đích kiểm tra lại chế độ làm việc của thiết bị trao đổi nhiệt đã làm việc sau một thời gian, ở đây chủ yếu là kiểm tra nhiệt độ cuối của những chất tải nhiệt.

Tuy nhiệm vụ có khác nhau nhưng các tính toán đều phải dựa vào hai phương trình cơ bản là phương trình truyền nhiệt và phương trình cân bằng nhiệt.

1. Phương trình truyền nhiệt

$$Q = kF\Delta t \quad (8-16)$$

Ở đây:

Q - dòng nhiệt (lượng nhiệt trao đổi giữa hai chất tải nhiệt trong một đơn vị thời gian); W

k - hệ số truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt; W/m^2

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

Δt - độ chênh nhiệt độ trung bình. Tùy theo yêu cầu về độ chính xác mà độ chênh nhiệt độ trung bình có thể tính theo phương pháp lôgarit hay phương pháp số học.

2. Phương trình cân bằng nhiệt

$$Q = G_1(i_1 - i_1') = G_2(i_2' - i_2) \quad (8-17)$$

Ở đây:

Chỉ số "1" tương ứng với chất tải nhiệt nóng. Còn chỉ số "2" tương ứng với chất tải nhiệt lạnh.

Dấu "" tương ứng với các thông số khi đi vào thiết bị.

Dấu "'" tương ứng với các thông số khi đi ra khỏi thiết bị.

G - lưu lượng khối lượng; kg/s

i - entanpi; J/kg

Nếu các chất tải nhiệt không biến đổi pha và có nhiệt dung riêng không đổi thì phương trình cân bằng nhiệt có thể viết:

$$Q = G_1 C_{p1}(t_1 - t_1') = G_2 C_{p2}(t_2' - t_2) \quad (8-18)$$

C_p - nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp; $J/kg \cdot ^\circ K$

t - nhiệt độ; $^\circ C$

Nếu ký hiệu $W = GC_p$ gọi là đương lượng nước (hay nhiệt dung toàn phần); $W/^\circ K$.
Khi đó:

$$Q = W_1(t_1 - t_1') = W_2(t_2' - t_2) \quad (8-19)$$

Suy ra:

$$\frac{t_1 - t_1'}{t_2' - t_2} = \frac{\delta t_1}{\delta t_2} = \frac{W_2}{W_1}$$

δt_1 - sự thay đổi nhiệt độ của chất tải nhiệt nóng;

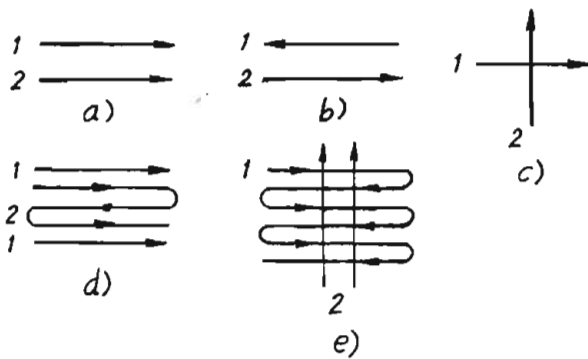
δt_2 - sự thay đổi nhiệt độ của chất tải nhiệt lạnh.

Rõ ràng, sự thay đổi nhiệt độ của các chất tải nhiệt tỷ lệ nghịch với nhiệt dung toàn phần của chúng. Ngoài ra sự thay đổi nhiệt độ của các chất tải nhiệt còn phụ thuộc vào chiều chuyển động của chúng.

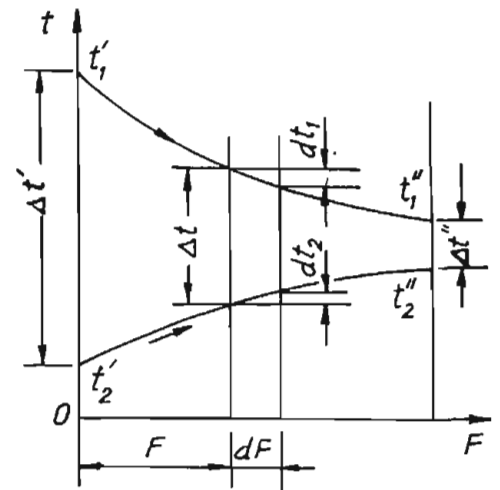
Trong thiết bị trao đổi nhiệt, các chất tải nhiệt có thể chuyển động theo các cách khác nhau: chuyển động song song cùng chiều, chuyển động song song ngược chiều và chuyển động cắt nhau (giao nhau) hình (8-8).

8.2.3. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình

Các chất lỏng chuyển động song song cùng chiều. Sơ đồ tính toán thể hiện trên hình 8-9.



Hình 8-8



Hình 8-9. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình

Tại vị trí bất kỳ, diện tích bề mặt trao đổi nhiệt tương ứng là F_x ta tách một phân tố diện tích dF để xét. Dọc theo phân tố diện tích dF , nhiệt độ của các chất tải nhiệt thay đổi tương ứng là dt_1 và dt_2 .

Phương trình truyền nhiệt tương ứng với phân tố diện tích dF sẽ là:

$$dQ = kdF\Delta t_x$$

Phương trình cân bằng nhiệt:

$$dQ = -W_1 dt_1 = W_2 dt_2$$

Sự thay đổi nhiệt độ dt_1 và dt_2 có thể xác định như sau:

$$dt_1 = -\frac{1}{W_1} dQ$$

$$dt_2 = \frac{1}{W_2} dQ$$

Trừ hai vế của phương trình trên cho nhau:

$$dt_1 - dt_2 = - \left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2} \right) dQ$$

hay:

$$d(t_1 - t_2) = - \left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2} \right) k dF \Delta t_x$$

vì $(t_1 - t_2) = \Delta t_x$ nên $\frac{d(\Delta t_x)}{\Delta t_x} = - \left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2} \right) k dF$

Ký hiệu $m = \left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2} \right)$. Khi đó:

$$\frac{d(\Delta t_x)}{\Delta t_x} = -m k dF$$

Lấy tích phân hai vế

$$\int_{\Delta t_1}^{\Delta t_2} \frac{d(\Delta t_x)}{\Delta t_x} = \int_0^{F_x} -m k dF$$

$$\ln \frac{\Delta t_x}{\Delta t_1} = -m k F_x$$

hay:

$$\Delta t_x = \Delta t_1 e^{-m k F_x} \quad (8-20)$$

Tương tự (8-20), độ chênh nhiệt độ của các chất tải nhiệt tại cửa ra:

$$\Delta t_2 = \Delta t_1 e^{-m k F} \quad (8-21)$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình dọc theo toàn bộ diện tích bề mặt trao đổi nhiệt sẽ bằng:

$$\Delta t = \frac{1}{F} \int_0^F \Delta t_x dF$$

$$\Delta t = \frac{1}{F} \int_0^F \Delta t_1 e^{-m k F} dF$$

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1}{-m k F} (e^{-m k F} - 1)$$

$$\Delta t = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \quad (8-22)$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình tính theo (8-22) gọi là độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarit.

Độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarit khi các chất tải nhiệt chuyển động song song cùng chiều bằng:

$$\Delta t_{cc} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \quad (8-23)$$

Ở đây: $\Delta t_1 = t_1 - t_2$ và $\Delta t_2 = t_1' - t_2'$

Khi các chất tải nhiệt chuyển động song song ngược chiều. Các bước tính toán cũng tương tự như trên nhưng chú ý rằng:

$$m = \left(\frac{1}{W_1} - \frac{1}{W_2} \right)$$

Kết quả cuối cùng có dạng:

$$\Delta t_{nc} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \quad (8-24)$$

Ở đây: $\Delta t_1 = t_1 - t_2'$, $\Delta t_2 = t_1' - t_2$

Trường hợp các chất tải nhiệt chuyển động cắt nhau. Độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarit có thể tính:

$$\Delta t_{cn} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{nc} \quad (8-25)$$

Ở đây:

Δt_{cn} - độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarit khi các chất tải nhiệt chuyển động cắt nhau.

Δt_{nc} - độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarit khi chuyển động song song ngược chiều.

$\varepsilon_{\Delta t}$ - hệ số hiệu chỉnh:

$$\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R).$$

$$P = \frac{t_2' - t_2}{t_1 - t_2} = \frac{\delta t_2}{\Delta t_{\max}} \quad (8-26)$$

$$R = \frac{t_1 - t_1'}{t_2' - t_2} = \frac{\delta t_1}{\delta t_2} \quad (8-27)$$

Biết P và R, tra đồ thị ta xác định được $\varepsilon_{\Delta t}$. Trong trường hợp yêu cầu về độ chính xác không cao lắm, độ chênh nhiệt độ trung bình có thể tính theo phương pháp số học:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{t_1 + t_1''}{2} - \frac{t_2 + t_2''}{2} \quad (8-28)$$

8.2.4. Tính nhiệt độ cuối của các chất tải nhiệt

Trong trường hợp cần kiểm tra chế độ làm việc của các thiết bị trao đổi nhiệt sau một thời gian làm việc, ta phải tính nhiệt độ cuối của các chất tải nhiệt khi đã biết nhiệt độ vào của các chất tải nhiệt t_1, t_2, W_1, W_2 , hệ số truyền nhiệt k của thiết bị và diện tích bề mặt trao đổi nhiệt F .

Để đơn giản ta có thể tính toán với độ chênh nhiệt độ trung bình số học:

$$\Delta t = \frac{t_1 + t_1''}{2} - \frac{t_2 + t_2''}{2}$$

Từ phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = W_1(t_1 - t_1'') = W_2(t_2'' - t_2)$$

ta có:

$$t_1'' = t_1 - Q \frac{1}{W_1} \quad \text{và} \quad t_2'' = t_2 + Q \frac{1}{W_2}$$

Thay giá trị t_1'' và t_2'' vào phương trình truyền nhiệt:

$$Q = kF\Delta t = kF \left(\frac{t_1 + t_1''}{2} - \frac{t_2 + t_2''}{2} \right)$$

$$Q = kF \left[(t_1 - t_2) - \frac{Q}{2W_1} - \frac{Q}{2W_2} \right]; \quad Q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{1}{2W_1} + \frac{1}{kF} + \frac{1}{2W_2}} \quad (8-29)$$

Biết Q ta dễ dàng tính được t_1'' và t_2'' .

Bài tập

CHƯƠNG 1 VÀ 2

1. Xác định thể tích riêng, khối lượng riêng của khí N_2 ở điều kiện tiêu chuẩn và ở điều kiện có áp suất dư là 0,2 at, nhiệt độ 127°C . Biết áp suất khí quyển là 780 mm Hg ở 0°C .

Trả lời: $v_0 = 0,8 \text{ m}^3/\text{kg}$; $\rho_0 = 1,25 \text{ kg/m}^3$;
 $v = 0,96 \text{ m}^3/\text{kg}$; $\rho = 1,04 \text{ kg/m}^3$.

2. Một bình có thể tích $0,5 \text{ m}^3$ chứa không khí ở áp suất dư 2 bar, nhiệt độ 20°C . Lượng không khí cần thoát ra khỏi bình là bao nhiêu để áp suất trong bình có độ chân không 420 mm Hg trong điều kiện nhiệt độ trong bình xem như không đổi. Biết áp suất khí trời là 768 mm Hg

Trả lời: $G = 1,52 \text{ kg}$.

3. Một bình thể tích 200 lít chứa 0,2 kg khí N_2 , áp suất khí quyển là 1 bar.

a. Nếu nhiệt độ trong bình là 7°C thì chỉ số chân không kế gắn trên nắp bình là bao nhiêu?

b. Nếu nhiệt độ trong bình là 127°C thì chỉ số áp kế là bao nhiêu?

Trả lời: a. $p_{ck} = 0,1686 \text{ bar}$;

b. $p_d = 0,1877 \text{ bar}$.

4. Tìm nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp trung bình và nhiệt dung riêng thể tích đẳng tích trung bình từ 200°C đến 800°C của khí N_2 .

Trả lời: $C_{ptb} = 1,1125 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{K}$;

$C_{vtb} = 1,0196 \text{ kJ/m}^3\cdot^\circ\text{K}$

5. Xác định các thông số i , v , u , t bằng bảng và đồ thị của 1 kg hơi nước ở áp suất 15 bar và $x = 0,9$.

Trả lời: $i = 2597 \text{ kJ/kg}$; $v = 0,1186 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$u = 2419 \text{ kJ/kg}$; $t = 198^\circ\text{C}$.

6. Xác định entanpi, thể tích, entrôpi, nội năng của 10 kg hơi nước có áp suất 10 bar, $t = 300^\circ\text{C}$ (sử dụng bảng và đồ thị).

Trả lời: $I = 30480 \text{ kJ}$; $V = 2,578 \text{ m}^3$

$S = 71,16 \text{ kJ}/^\circ\text{K}$; $U = 27910 \text{ kJ}$.

7. Xác định entanpi và nhiệt độ của 1 kg NH_3 có áp suất 0,7 MPa và entrôpi 6 kJ/kg $\cdot^\circ\text{K}$. Sử dụng đồ thị lgp-i.

Trả lời: $i = 1950 \text{ kJ/kg}$; $t = 84^\circ\text{C}$.

8. 1 kg hơi F12(R12) bão hòa khô ở nhiệt độ -50°C được nén đoạn nhiệt ($s = \text{const}$) đến áp suất 0,4 MPa. Xác định áp suất ban đầu, thể tích đầu và cuối, entanpi đầu và cuối, nhiệt độ cuối quá trình và entrôpi của quá trình bằng cách sử dụng đồ thị $\lg p$ - i .

Trả lời: $p_1 = 0,039 \text{ MPa}$; $v_1 = 0,4 \text{ m}^3/\text{kg}$; $v_2 = 0,05 \text{ m}^3/\text{kg}$;

$i_1 = 629 \text{ kJ/kg}$; $i_2 = 670 \text{ kJ/kg}$; $t_2 = 30^\circ\text{C}$ và $s = 1,6 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{K}$.

9. 10 kg không khí ở nhiệt độ 27°C được đốt nóng ở áp suất không đổi đến nhiệt độ 127°C . Xác định nhiệt lượng, biến đổi entanpi, biến đổi nội năng, công thay đổi thể tích của quá trình đốt nóng không khí đó (coi không khí là khí 2 nguyên tử và có $\mu = 29 \text{ kg/kmol}$).

Trả lời: $Q_p = \Delta I = 1010 \text{ kJ}$; $\Delta U = 271 \text{ kJ}$ và $L_{12} = 289 \text{ kJ}$.

10. Cũng bài toán trên (bài 9) xác định nhiệt và công kỹ thuật nếu quá trình đốt nóng trong điều kiện thể tích không đổi.

Trả lời: $Q_v = 721 \text{ kJ}$; $L_{k112} = -289 \text{ kJ}$.

11. 1 kg hơi nước ở áp suất 1 bar, nhiệt độ 20°C được đốt nóng đến 200°C trong điều kiện áp suất không đổi. Xác định nhiệt q_1 đốt nóng nước ban đầu đến nhiệt độ sôi, nhiệt q_2 biến nước sôi thành hơi bão hòa khô, nhiệt q_3 biến hơi bão hòa khô thành hơi quá nhiệt và nhiệt q biến nước ở trạng thái ban đầu đến trạng thái cuối.

Trả lời: $q_1 = 333,7 \text{ kJ/kg}$; $q_2 = 2257,6 \text{ kJ/kg}$;

$q_3 = 200 \text{ kJ/kg}$; $q = 2791,3 \text{ kJ/kg}$.

CHƯƠNG 3

12. Xylanh có đường kính $d = 400 \text{ mm}$ chứa không khí có thể tích $0,08 \text{ m}^3$, áp suất 3,06 at, nhiệt độ 15°C . Nếu không khí nhận nhiệt trong điều kiện pittông chưa kịp dịch chuyển và nhiệt độ không khí tăng tới 398°C . Hỏi lực tác dụng lên mặt pittông và khối lượng không khí có trong xylanh là bao nhiêu?

Trả lời: $F = 8,77 \cdot 10^4 \text{ N}$; $G = 0,29 \text{ kg}$.

13. Người ta đốt nóng 1 kg không khí trong điều kiện áp suất không đổi 2 bar, từ nhiệt độ 20°C đến 110°C . Tính thể tích cuối, lượng nhiệt, công thay đổi thể tích, lượng thay đổi nội năng và entrôpi.

Trả lời: $v_2 = 0,549 \text{ m}^3/\text{kg}$; $q = 90,9 \text{ kJ/kg}$;

$\Delta u = 64,8 \text{ kJ/kg}$; $l_{12} = 26,1 \text{ kJ/kg}$; $\Delta s = 0,27 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{K}$

14. Khi nén đẳng nhiệt 1,3 kilômol khí hêli cần thải một lượng nhiệt 3500 kJ . Xác

định thể tích đầu và cuối quá trình, áp suất cuối và công thay đổi thể tích của quá trình nén nếu quá trình được tiến hành ở nhiệt độ 30°C và áp suất 6 bar.

Trả lời: $v_1 = 5,4 \text{ m}^3$; $v_2 = 1,874 \text{ m}^3$

$$p_2 = 17,45 \text{ bar}; L_{12} = -3,5 \text{ kJ}.$$

15. Không khí có thể tích $2,48 \text{ m}^3$, nhiệt độ 15°C , áp suất 1 bar, khi bị nén đoạn nhiệt không khí nhận công thay đổi thể tích 471 kJ. Xác định nhiệt độ cuối, sự thay đổi nội năng và entanpi.

Trả lời: $t_2 = 233^{\circ}\text{C}$; $\Delta U = 471 \text{ kJ}$; $\Delta I = 659,4 \text{ kJ}$.

16. 1 kg không khí được nén đa biến $n = 1,2$ trong máy nén từ nhiệt độ 20°C áp suất 0,981 bar đến áp suất 7,845 bar. Xác định nhiệt độ không khí sau khi nén, lượng biến đổi nội năng, lượng nhiệt cần làm mát, công giãn nở và công kỹ thuật của quá trình nén.

Trả lời: $t_2 = 141^{\circ}\text{C}$; $\Delta u = 87,2 \text{ kJ/kg}$; $q = 87,2 \text{ kJ/kg}$;

$$l_{12} = -174,4 \text{ kJ/kg}; l_{kt_{12}} = -209 \text{ kJ/kg}.$$

17. Một bình kín $V = 2 \text{ m}^3$ chứa hơi bão hòa khô ở áp suất $p_1 = 10 \text{ bar}$. Sau một thời gian nhất định để ra ngoài trời độ khô của hơi trong bình lúc này $x_2 = 0,8$. Xác định áp suất ở trạng thái cuối và lượng nhiệt nhả ra.

Trả lời: $p_2 = 8 \text{ bar}$; $Q = -3680 \text{ kJ}$.

18. Một lượng hơi bão hòa ẩm 25 kg/s ở áp suất $p = 0,05 \text{ bar}$, độ khô 0,85 đi vào bình ngưng. Hơi ngưng tụ trong bình ngưng ở áp suất không đổi tạo thành nước ngưng chảy ra khỏi bình. Xác định lượng nhiệt do hơi tỏa ra và lượng nước cần làm mát bình ngưng nếu nhiệt độ nước làm mát tăng lên 10°C và bỏ qua tổn thất nhiệt từ bình ra môi trường.

Trả lời: $Q = -51555 \text{ kW}$; $G_n = 1233 \text{ kg/s}$.

19. Bao hơi của lò hơi có thể tích 18 m^3 chứa hơi bão hòa ẩm (gồm nước sôi và hơi bão hòa khô) có 1800 kg ở áp suất 110 bar. Xác định độ khô của hơi, lượng nước sôi và lượng hơi bão hòa khô trong bao hơi.

Trả lời: $x = 0,587$; $G_h = 1056,6 \text{ kg}$; $G_n = 743,4 \text{ kg}$.

20. 100 kg/s hơi nước ở $p_1 = 20 \text{ bar}$, $t_1 = 400^{\circ}\text{C}$ giãn nở đoạn nhiệt trong tuabin đến $x_2 = 0,95$. Xác định áp suất cuối, thể tích cuối và công của tuabin.

Trả lời: $p_2 = 0,8 \text{ bar}$; $V_2 = 200 \text{ m}^3/\text{s}$; $L_T = 70 \text{ MW}$.

21. Một hỗn hợp khí H_2 và O_2 . Thành phần khối lượng của H_2 là 10%. Xác định hằng số chất khí, thể tích riêng của hỗn hợp ở điều kiện tiêu chuẩn ($p_0 = 760 \text{ mm Hg}$, $t_0 = 0^{\circ}\text{C}$)

Trả lời: $R = 648,5 \text{ J/kg}\cdot^{\circ}\text{K}$; $v = 1,747 \text{ m}^3/\text{kg}$.

22. Một kg không khí khô (gồm N_2 và O_2) có thành phần thể tích $r_{O_2} = 21\%$. $r_{N_2} = 79\%$. Xác định kilômol, hằng số chất khí, phân áp suất của O_2 và N_2 của hỗn hợp ở áp suất 10 bar.

Trả lời: $\mu = 28,84 \text{ kg/kmol}$; $R = 288 \text{ J/kg}^\circ\text{K}$;

$$p_{O_2} = 2,1 \text{ bar}; p_{N_2} = 7,9 \text{ bar}.$$

23. Trong một bình có vách ngăn, ngăn bên trái chứa 1 kg khí O_2 ở nhiệt độ 27°C , ngăn bên phải chứa 1 kg khí N_2 ở nhiệt độ 127°C . Hãy xác định nhiệt độ của hỗn hợp sau khi bỏ vách ngăn.

Trả lời: $t = 80^\circ\text{C}$.

24. Xác định nhiệt độ của hỗn hợp khí cho dòng không khí thứ nhất có $G_1 = 120 \text{ kg/h}$, $t_1 = 500^\circ\text{C}$ hỗn hợp với dòng không khí thứ hai có $G_2 = 210 \text{ kg/h}$, $t_2 = 200^\circ\text{C}$.

Trả lời: $t = 309^\circ\text{C}$.

25. Một bình kín chứa 10 kg khí O_2 ở nhiệt độ 27°C . Người ta nạp vào bình một dòng khí O_2 ở 37°C . Xác định nhiệt độ của hỗn hợp nếu biết lượng O_2 sau khi nạp là 12 kg.

Trả lời: $t = 49^\circ\text{C}$.

26. Khí 2 nguyên tử có hằng số chất khí $R = 294,3 \text{ J/kg}^\circ\text{K}$ ở áp suất $p_1 = 63,7 \text{ bar}$ và nhiệt độ 300°K lưu động qua ống tăng tốc nhỏ dần phun vào môi trường có áp suất $p_2 = 35,4 \text{ bar}$. Xác định tốc độ tại cửa ra của ống, lưu lượng của dòng khí nếu biết đường kính tại cửa ra $d_2 = 5 \text{ mm}$, $\beta_k = 0,528$.

Trả lời: $\omega_2 = 310 \text{ m/s}$; $G = 0,257 \text{ kg/s}$.

27. Tìm tốc độ và đường kính tại cửa ra của ống tăng tốc hỗn hợp nếu biết lưu lượng của không khí 2 kg/s , áp suất $p_1 = 8 \text{ at}$, nhiệt độ $t_1 = 127^\circ\text{C}$; áp suất $p_2 = 1 \text{ at}$.

Trả lời: $\omega_2 = 600 \text{ m/s}$; $d_2 = 63 \text{ mm}$.

28. Hơi nước ở $p_1 = 10 \text{ bar}$, $t_1 = 300^\circ\text{C}$ lưu động qua ống tăng tốc nhỏ dần vào môi trường trong hai trường hợp:

a. Có áp suất $p_2 = 7 \text{ bar}$;

b. Có áp suất $p_2 = 4 \text{ bar}$.

Xác định tốc độ của dòng hơi tại cửa ra của ống tăng tốc trong hai trường hợp trên; cho $\beta_k = 0,55$.

Trả lời: a) $\omega_0 = 447 \text{ m/s}$; b) $\omega_2 = \omega_k = 510 \text{ m/s}$.

29. Hơi nước ở áp suất $p_1 = 20 \text{ bar}$, $t_1 = 400^\circ\text{C}$ lưu động qua ống tăng tốc hỗn

hợp vào môi trường có áp suất $p_2 = 5 \text{ bar}$. Xác định tốc độ tại cửa ra và tại tiết diện bé nhất của ống. Cho $\beta_k = 0.55$.

Trả lời: $\omega_2 = 837 \text{ m/s}$; $\omega_k = 600 \text{ m/s}$.

30. Máy nén lý tưởng một cấp mỗi giờ nén được 100 m^3 không khí từ áp suất $p_1 = 1 \text{ at}$, nhiệt độ $t_1 = 27^\circ\text{C}$ đến áp suất $p_2 = 8 \text{ at}$ theo quá trình đa biến với $n = 1, 2$. Xác định công suất của máy nén, lượng nhiệt tỏa ra trong quá trình nén.

Trả lời: $N = 6,76 \text{ kW}$; $Q = -2,82 \text{ kW}$.

31. 100 m^3 không khí ẩm ở áp suất $p = 1 \text{ bar}$, nhiệt độ $t = 35^\circ\text{C}$, độ ẩm tương đối $\varphi = 70\%$. Xác định độ chứa hơi, nhiệt độ đọng sương, khối lượng không khí khô, khối lượng hơi nước.

Trả lời: $d = 25,5 \text{ g/kg}$; $t_s = 29^\circ\text{C}$;

$$G_k = 109 \text{ kg}; G_h = 2,78 \text{ kg}.$$

32. Không khí ẩm ở áp suất $p = 10^5 \text{ N/m}^2$, nhiệt độ $t = 15^\circ\text{C}$, phân áp suất của hơi nước $p_h = 1270 \text{ N/m}^2$. Xác định độ ẩm tương đối, độ chứa hơi, nhiệt độ đọng sương, entanpi của không khí ẩm.

Trả lời: $\varphi = 0,75$; $d = 8 \text{ g/kg}$;

$$t_s = 10,5^\circ\text{C}; I = 35,1 \text{ kJ/kg}.$$

33. Không khí ở trạng thái đầu có nhiệt độ $t_1 = 20^\circ\text{C}$, độ ẩm tương đối $\varphi_1 = 40\%$ được đốt nóng tới $t_2 = 80^\circ\text{C}$ rồi đưa vào buồng sấy. Sau khi sấy nhiệt độ giảm xuống còn $t_3 = 35^\circ\text{C}$. Xác định độ chứa hơi và độ ẩm tương đối của không khí sau khi sấy, nhiệt cần thiết để bốc hơi 1 kg nước trong vật sấy.

Trả lời: $d_3 = 24 \text{ g/kg}$; $\varphi_3 = 0,66$;

$$Q = 3400 \text{ kJ/kg}.$$

CHƯƠNG 4

34. Xác định hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận chiều khi biết nhiệt độ của nguồn nóng $t_1 = 927^\circ\text{C}$, nhiệt độ của nguồn lạnh $t_2 = 27^\circ\text{C}$. Xác định hệ số làm lạnh của chu trình Carnot ngược chiều khi biết nhiệt độ của nguồn nóng $t_1 = 37^\circ\text{C}$, nhiệt độ của nguồn lạnh $t_2 = -3^\circ\text{C}$.

Trả lời: $\eta_{tc} = 75\%$; $\varepsilon_C = 6,75$.

35. Chu trình lý tưởng của động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích có nhiệt độ vào là 20°C , tỷ số nén 3,6, tỷ số tăng áp 3,33. Hãy xác định công và hiệu suất nhiệt của chu trình với môi chất là 1 kg không khí.

Trả lời: $l_0 = 329 \text{ kJ/kg}$; $\eta_{iv} = 40\%$.

36. Chu trình lý tưởng của động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp môi chất là không khí có $p_{\min} = 0,9 \text{ bar}$, $t_1 = 67^\circ\text{C}$, $p_{\max} = 45 \text{ bar}$; $\epsilon = 10$, nhiệt nhận từ nguồn nóng 1090 kJ/kg . Tính nhiệt nhận trong quá trình đẳng tích, đẳng áp.

Trả lời: $q_v = 609 \text{ kJ/kg}$; $q_p = 481 \text{ kJ/kg}$.

37. Chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp, môi chất là 1 kg không khí có $\beta = 7$; $\rho = 1,3$; $t_1 = 27^\circ\text{C}$. Xác định hiệu suất nhiệt và công của chu trình.

Trả lời: $\eta_t = 43\%$; $l_0 = 67,5 \text{ kJ/kg}$.

38. Chu trình Rankine của thiết bị động lực hơi nước có $t_1 = 500^\circ\text{C}$, $p_1 = 100 \text{ bar}$, $p_2 = 0,05 \text{ bar}$. Xác định hiệu suất nhiệt và công của chu trình.

Trả lời: $\eta_1 = 42\%$; $l_0 = 1370 \text{ kJ/kg}$.

39. Chu trình máy lạnh không khí với nhiệt độ không khí vào máy nén -13°C , nhiệt độ không khí sau khi nén 47°C . Xác định hệ số làm lạnh và hệ số bơm nhiệt.

Trả lời: $\epsilon = 4,33$; $\varphi = 5,33$.

40. Máy lạnh dùng hơi NH_3 có máy nén, hơi khi hút vào máy nén là hơi bão hòa khô ở áp suất $p_1 = 1 \text{ bar}$, áp suất sau khi nén đoạn nhiệt $p_2 = 5 \text{ bar}$, công suất của máy nén $N = 50 \text{ kW}$. Xác định hệ số làm lạnh, lượng môi chất, năng suất làm lạnh của máy lạnh trên.

Trả lời: $\epsilon = 5,2$; $G = 0,22 \text{ kg/s}$; $Q_0 = 264 \text{ kW}$.

CHƯƠNG 5

41. Vách buồng sấy được xây bằng hai lớp: lớp gạch đỏ có $\delta_1 = 250 \text{ mm}$, $\lambda_1 = 0,7 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{K}$, lớp nỉ bọc ngoài có chiều dày δ_2 chưa biết, $\lambda_2 = 0,0465 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{K}$. Nhiệt độ mặt tường trong buồng sấy $t_{w1} = 110^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt tường bên ngoài $t_{w3} = 25^\circ\text{C}$. Xác định chiều dày δ_2 và nhiệt độ t_{w2} để tổn thất nhiệt qua vách buồng sấy không vượt quá 110 W/m^2 .

Trả lời: $\delta_2 = 19 \text{ mm}$; $t_{w2} = 70,7^\circ\text{C}$

42. Một ống dẫn hơi bằng thép đường kính ống $d_2/d_1 = 110/100 \text{ mm}$ hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 55 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{K}$ được bọc một lớp cách nhiệt có $\lambda_2 = 0,09 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{K}$. Nhiệt độ mặt trong ống $t_{w1} = 200^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt ngoài lớp cách nhiệt $t_{w3} = 50^\circ\text{C}$. Xác định bề dày lớp cách nhiệt δ_2 để tổn thất nhiệt qua vách ống không vượt quá 300 W/m .

Trả lời: $\delta_2 = 18,75 \text{ mm}$.

43. Một tấm cao su dày 20 mm , nhiệt độ đầu $t_0 = 140^\circ\text{C}$, được làm nguội trong môi trường không khí có nhiệt độ không đổi $t_f = 15^\circ\text{C}$. Xác định nhiệt độ tại tâm và nhiệt độ trên bề mặt tấm cao su sau 20 phút . Biết hệ số dẫn nhiệt của cao su

$\lambda = 0,175 \text{ W/m} \cdot \text{°K}$, hệ số dẫn nhiệt độ của cao su $a = 0,83 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$, hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt tấm tới môi trường xung quanh $\alpha = 65 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$.

Trả lời: $t_{x=0} = 47,5^\circ\text{C}$; $t_{x=\delta} = 25,4^\circ\text{C}$.

44. Thanh uranium hình trụ đường kính $d = 12 \text{ mm}$ có $q_v = 3,88 \cdot 10^8 \text{ W/m}^3$ và phân bố đều trong toàn bộ thể tích của thanh. Hệ số dẫn nhiệt của thanh $\lambda = 58 \text{ W/m} \cdot \text{°K}$. Xác định nhiệt độ và mật độ dòng nhiệt tại bề mặt của thanh nếu nhiệt độ lớn nhất của thanh là 2000°C .

Trả lời: $t_w = 1940^\circ\text{C}$; $q = 1,16 \cdot 10^6 \text{ W/m}^2$.

CHƯƠNG 6

45. Bao hơi của lò hơi đặt nằm ngang có đường kính ngoài $d = 600 \text{ mm}$. Nhiệt độ mặt ngoài lớp bảo ôn $t_w = 60^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí xung quanh $t_f = 40^\circ\text{C}$. Xác định lượng nhiệt tỏa ra từ 1 m^2 bề mặt ngoài của bao hơi tới không khí xung quanh.

Trả lời: $q = 62,6 \text{ W/m}^2$.

46. Xác định hệ số tỏa nhiệt trung bình của dầu máy biến áp chảy trong ống có đường kính trong $d = 8 \text{ mm}$, chiều dài của ống $l = 1 \text{ m}$. Nhiệt độ trung bình của dầu máy biến áp $t_f = 80^\circ\text{C}$, nhiệt độ trung bình của vách trong của ống $t_w = 20^\circ\text{C}$, tốc độ của dầu $\omega = 0,6 \text{ m/s}$.

Trả lời: $\alpha = 207 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$.

47. Biết phương trình tiêu chuẩn trao đổi nhiệt đối lưu của không khí chuyển động trong ống $Nu = 0,021 Re^{0,5}$. Nếu tốc độ của không khí giảm đi 2 lần còn các điều kiện khác vẫn giữ nguyên thì lúc này hệ số tỏa nhiệt α_2 sẽ là bao nhiêu so với α_1 .

Trả lời: $\alpha_2 = \frac{1}{\sqrt{2}} \alpha_1$.

48. Một chùm ống bố trí so le gồm 4 hàng ống, đường kính ngoài của ống $d = 38 \text{ mm}$, dòng không khí có nhiệt độ $t_f = 550^\circ\text{C}$ chuyển động cắt ngang qua chùm ống với tốc độ tại tiết diện hẹp nhất $\omega = 12 \text{ m/s}$. Tính hệ số tỏa nhiệt trung bình của chùm ống.

Trả lời: $\alpha = 81,7 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$.

49. Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng hơi nhận được khi nước sôi trên bề mặt diện tích $F = 5 \text{ m}^2$. Biết nhiệt độ bề mặt vách $t_w = 156^\circ\text{C}$, áp suất của hơi $p = 4,5 \text{ bar}$.

Trả lời: $\alpha = 12370 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°K}$; $G = 842 \text{ kg/h}$.

CHƯƠNG 7

50. Có hai tấm thép đặt song song, tấm thứ nhất có $t_1 = 527^\circ\text{C}$, $\varepsilon_1 = 0,8$, tấm

thứ hai $t_2 = 27^\circ\text{C}$, $\varepsilon_2 = 0,6$. Xác định độ đen qui dẫn và lượng nhiệt trao đổi bức xạ giữa hai tấm.

Trả lời: $\varepsilon_{qd} = 0,52$; $q_{12} = 11920 \text{ W/m}^2$.

51. Tính tổn thất nhiệt bằng bức xạ của một ống thép có $d = 50 \text{ mm}$ dài $l = 8 \text{ m}$, nhiệt độ bề mặt $t_{w1} = 250^\circ\text{C}$, độ đen $\varepsilon_1 = 0,79$.

a. Nếu ống đặt trong phòng rộng có nhiệt độ $t_f = 27^\circ\text{C}$;

b. Nếu ống đặt trong kênh hẹp kích thước $0,2 \text{ m} \times 0,2 \text{ m}$ làm bằng gạch có $\varepsilon_2 = 0,93$, nhiệt độ bề mặt kênh $t_{w2} = 27^\circ\text{C}$.

Trả lời: a) $Q_{12} = 3760 \text{ W}$; b) $Q_{12} = 3740 \text{ W}$.

CHƯƠNG 8

52. Một tường lò nung bên trong là gạch chịu lửa $\delta_1 = 250 \text{ mm}$, $\lambda_1 = 0,348 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{K}$; bên ngoài là gạch đỏ $\delta_2 = 250 \text{ mm}$, $\lambda_2 = 0,695 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{K}$. Khí trong lò có $t_{f1} = 1300^\circ\text{C}$, $\alpha_1 = 34,8 \text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{K}$, không khí bên ngoài tường lò có $t_{f2} = 30^\circ\text{C}$, $\alpha_2 = 11,6 \text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{K}$. Tìm mật độ dòng nhiệt truyền qua tường lò và nhiệt độ tiếp xúc giữa bề mặt hai lớp gạch.

Trả lời: $q = 1064 \text{ W/m}^2$; $t_{w2} = 504^\circ\text{C}$.

53. Một ống dẫn hơi bằng thép có $d_1/d_2 = 200/216 \text{ mm}$, $\lambda_2 = 46,44 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{K}$ được bọc một lớp cách nhiệt dày $\delta = 120 \text{ mm}$ và có $\lambda_2 = 0,116 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{K}$. Nhiệt độ của hơi $t_{f1} = 300^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt $\alpha_1 = 116 \text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{K}$, nhiệt độ của không khí xung quanh ống $t_{f2} = 25^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt $\alpha_2 = 9,86 \text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{K}$. Xác định nhiệt tổn thất truyền qua vách ống trên 1 m chiều dài trong 1 giờ và nhiệt độ bề mặt lớp cách nhiệt.

Trả lời: $q_l = 892,8 \text{ kJ/m}$; $t_{w3} = 42,5^\circ\text{C}$.

54. Trong một thiết bị trao đổi nhiệt vách ngăn, chất lỏng nóng có $t_1 = 300^\circ\text{C}$, $t_1' = 200^\circ\text{C}$; chất lỏng lạnh được đốt nóng từ $t_2' = 25^\circ\text{C}$ đến $t_2 = 175^\circ\text{C}$. Tính độ chênh lệch nhiệt độ trung bình trong hai trường hợp:

a. Chất lỏng chuyển động cùng chiều;

b. Chất lỏng chuyển động ngược chiều.

Trả lời: a) $\bar{\Delta t} = 104^\circ\text{C}$; b) $\bar{\Delta t} = 149^\circ\text{C}$.

55. Trong một thiết bị trao đổi nhiệt vách ngăn, dòng chất lỏng nóng $G_1 = 0,0764 \text{ kg/s}$ với $C_{p1} = 3 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{K}$, có nhiệt độ $t_1 = 120^\circ\text{C}$; $t_1' = 50^\circ\text{C}$. Dòng chất lỏng lạnh là nước với $G_2 = 0,278 \text{ kg/s}$, $C_{p2} = 4,18 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{K}$, $t_2 = 10^\circ\text{C}$. Xác định diện tích bề mặt thiết bị khi bố trí dòng cùng chiều và ngược chiều, biết cả hai trường hợp hệ số truyền nhiệt $k = 1161 \text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{K}$.

Trả lời: $F_c = 0,24 \text{ m}^2$; $F_n = 0,22 \text{ m}^2$.

PHỤ LỤC

Bảng 1. Nhiệt dung riêng hằng số

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 và nhiều nguyên tử	7	9	29,3	37,7

Bảng 2. Nhiệt dung riêng trung bình phụ thuộc vào nhiệt độ (trong khoảng 0° ÷ 1500°C)

Khí	Nhiệt dung riêng khối lượng kcal/kg.k	Nhiệt dung riêng thể tích; kcal/m ³ .k	Nhiệt dung riêng khối lượng; kJ/kg.k	Nhiệt dung riêng thể tích; kJ/m ³ .k
O ₂	C _{ptb} = 0,2198 + 0,00002544t	C' _{ptb} = 0,3138 + 0,00003766t	C _{ptb} = 0,9203 + 0,0001065t	C' _{ptb} = 1,3138 + 0,0001577t
	C _{vtb} = 0,1577 + 0,00002544t	C' _{vtb} = 0,2252 + 0,000603766t	C _{vtb} = 0,6603 + 0,0001065t	C' _{vtb} = 0,9429 + 0,0001577t
N ₂	C _{ptb} = 0,2446 + 0,00002115t	C' _{ptb} = 0,3057 + 0,00002643t	C _{ptb} = 1,024 + 0,00008855t	C' _{ptb} = 1,2799 + 0,0001107t
	C _{vtb} = 0,1737 + 0,00002115t	C' _{vtb} = 0,2171 + 0,00002643t	C _{vtb} = 0,7272 + 0,00008855t	C' _{vtb} = 0,9089 + 0,0001107t
Không khí	C _{ptb} = 0,2378 + 0,00002221t	C' _{ptb} = 0,3073 + 0,00002869t	C _{ptb} = 0,9956 + 0,00009299t	C' _{ptb} = 1,2866 + 0,0001201t
	C _{vtb} = 0,1693 + 0,00002221t	C' _{vtb} = 0,2187 + 0,00002869t	C _{vtb} = 0,7088 + 0,00009299t	C' _{vtb} = 0,9757 + 0,0001201t
H ₂ O	C _{ptb} = 0,4379 + 0,0000713t	C' _{ptb} = 0,3519 + 0,00005967t	C _{ptb} = 1,833 + 0,000311t	C' _{ptb} = 1,4733 + 0,0002498t
	C _{vtb} = 0,3276 + 0,0000713t	C' _{vtb} = 0,2633 + 0,00005967t	C _{vtb} = 1,3716 + 0,000311t	C' _{vtb} = 1,1024 + 0,0002498t
CO ₂	C _{ptb} = 0,2067 + 0,00005836t	C' _{ptb} = 0,4058 + 0,0001146t	C _{ptb} = 0,8654 + 0,0002443t	C' _{ptb} = 1,6990 + 0,0004798t
	C _{vtb} = 0,1616 + 0,00005836t	C' _{vtb} = 0,3172 + 0,0001146t	C _{vtb} = 0,6764 + 0,0002443t	C' _{vtb} = 1,3281 + 0,0004798t

Bảng 3. Nước và hơi nước bão hòa (theo nhiệt độ)

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/kg.độ	s'' kJ/kg.k
0,01	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	0,0010010	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	0,0010030	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	209,3	2592	2383	0,7038	8,0753
55	0,15740	0,0010145	9,578	0,1044	230,2	2600	2370	0,7679	7,9901
60	0,19917	0,0010171	7,678	0,1302	251,1	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	7,6615
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	2668	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

Tiếp bảng 3

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/kg.độ	s'' kJ/kg k
130	2,7011	0,0010697	0,6683	1,496	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
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	2,885	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	0,0011081	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	6,6266
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	10,56	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	1061,6	2803	1741	2,7478	6,1073
250	39,776	0,0012512	0,05006	19,98	1085,7	2801	1715	2,7934	6,0721
255	43,25	0,0012631	0,04591	21,78	1110,2	2799	1689	2,8394	6,0366

Tiếp bảng 3

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/kg.độ	s'' kJ/kg.k
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	2,9764	5,9297
275	59,49	0,0013168	0,03274	30,53	1210,7	2785	1574,2	3,0223	5,8938
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

Bảng 4. Nước và hơi nước bão hòa (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.độ	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	130,00	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
0,6	85,95	0,0010330	2,732	0,3661	360,0	2653	2293	1,1453	7,531
0,7	89,97	0,0010359	2,364	0,4230	376,8	2660	2283	1,1918	7,479

Tiếp bảng 4

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.dộ	s'' kJ/kgk
0,8	93,52	0,0010385	2,087	0,4792	391,8	2665	2273	1,2330	7,434
0,9	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
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	0,010754	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

Tiếp bảng 4

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.dộ	s'' kJ/kg.k
3,4	137,66	0,0010776	0,5386	1,857	580,2	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
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	1,931	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	6,469
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

Tiếp bảng 4

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.độ	s'' kJ/kgk
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	0,08679	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
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

Tiếp bảng 4

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.dộ	s'' kJ/kgk
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	2648	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

Bảng 5. Nước chưa sôi và hơi quá nhiệt

p;bar	t ^o 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	2646	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

Tiếp bảng 5

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
9,000	9,081	9,159	9,234	9,306	9,377	9,546	9,704	9,854	9,997	10,265
21,33	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
2897	2918	2957	2996	3036	3177	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
15,58	16,24	16,90	17,56	18,22	18,88	20,53	22,18	29,83	25,49	28,79
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3077	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	15,530	16,68	17,82	20,15
2897	2918	2957	2996	3036	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	8,833	9,097

Tiếp bảng 5

p;bar	t ^o C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
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
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	0,7516	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	0,0011020	0,2473
	i	84,5	168,1	251,7	335,3	419,2	503,8	589,1	6,753	2792
	s	0,2962	0,5714	0,8300	1,0742	1,3060	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	1,0740	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	0,1645
	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	0,0011271
	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	0,0011270
	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	0,0011268
	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	0,0010788	0,0011011	0,0011267
	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

Tiếp bảng 5

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
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
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	3156	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

Tiếp bảng 5

p,bar	t,°C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
30	v	0,0010004	0,0010065	0,0010157	0,0010275	0,0010419	0,0010587	0,0010782	0,0011004	0,0011258
	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	0,00100043	0,0010134	0,0010254	0,0010398	0,0010564	0,0010972	0,0011220	
	i	91,3	174,6	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
90	v	0,0009978	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	1,729	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
	i	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	0,0010573	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	0,0655	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	0,009912	0,0009973	0,0010065	0,0010182	0,0010320	0,0010479	0,0010660	0,0010864	0,0011095
	i	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	0,0582	1,2881	1,5062	1,715	1,915	2,108
300	v	0,0009886	0,0009949	0,0010041	0,0010156	0,0010293	0,0010450	0,0010662	0,0010825	0,0011050
	i	112,0	194,1	276,5	359,1	441,9	525,1	609,0	693,6	779,1
	s	0,2902	0,5603	0,8140	0,0545	1,2864	1,5024	1,709	1,908	2,100

Tiếp bảng 5

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
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
0,0011496	0,0011822	0,0012207	0,0012669	0,0013246	0,0014016	0,02586	0,03001	0,03354	0,03680	0,04285
855,5	945,2	1038,1	1134,2	1234,9	1344,4	2954	3114	3254	3386	3631
2,316	2,502	2,686	2,870	3,056	3,249	6,033	6,280	6,481	6,656	6,957
0,0011482	0,0011805	0,0012185	0,001265	0,0013217	0,0013970	0,02247	0,02646	0,02979	0,03281	0,03837
856,0	945,8	1038,3	1134,1	1234,5	1342,2	2920	3093	3239	3372	3621
2,314	2,500	2,684	2,868	3,053	3,244	5,940	6,207	6,416	6,596	6,901
0,0011622	0,0011788	0,0012164	0,0012612	0,0013164	0,0013886	0,01726	0,02113	0,02414	0,02681	0,03163
901,5	946,6	3038,7	1133,9	1233,7	1340,0	2844	3049	3206	3347	3603
2,404	2,497	2,680	2,863	3,046	3,235	5,755	6,071	6,298	6,487	6,803
0,0011458	0,0011777	0,0012150	0,0012593	0,0013137	0,0013847	0,01514	0,01905	0,02197	0,02450	0,02903
857,4	946,9	1038,9	1133,8	1233,3	1339,0	2799	3026	3189	3334	3294
2,309	2,495	2,678	2,860	3,043	3,230	5,657	6,006	6,243	6,138	6,758
0,0011448	0,0011766	0,0012136	0,0012575	0,0013111	0,0013808	0,01325	0,01726	0,02010	0,02252	0,02683
857,9	947,3	1039,1	1133,8	1232,9	1338,0	2750	3000	3172	3321	3585
2,308	2,493	2,676	2,858	3,040	3,226	5,550	5,942	6,190	6,390	6,716
0,0011430	0,0011744	0,0012109	0,0012539	0,0013061	0,0013735	0,00978	0,01429	0,01704	0,01930	0,2322
858,8	948,0	1039,5	1133,7	1232,2	1336,2	2612	2945	3137	3294	3567
2,305	2,489	2,672	2,853	3,035	3,218	5,302	5,816	6,090	6,303	6,640
0,0011357	0,0011658	0,0012004	0,0012404	0,0012883	0,001375	0,001612	0,00676	0,00977	0,01174	0,01478
862,6	950,9	1041,3	1134,0	1230,3	1331,2	1625	2638	2971	3174	3493
2,295	2,477	2,657	2,835	3,011	3,190	3,684	5,236	5,723	5,999	6,394
0,0011305	0,0011597	0,0011931	0,0012315	0,0012764	0,0013311	0,001556	0,00283	0,00672	0,00869	0,01144
865,4	953,3	1042,9	1134,7	1229,0	1329,0	1608	2155	2816	3073	3434
2,287	2,468	2,647	2,822	2,996	3,171	3,640	4,476	5,446	5,799	6,242

Bảng 5 Hơi quá nhiệt (bổ sung)

p, bar	t, °C	150	200	250	300	400	500	600
2	v	0,9596	1,0803	1,1988	1,3162	1,5493	1,7814	2,013
	i	2768,8	2870,5	2971	3071,8	3276,6	3487,1	3704
	s	7,2795	7,5066	7,7086	7,8926	8,2218	8,5133	8,777
3	v	0,6339	0,7163	0,7964	0,8753	1,0315	1,1867	1,3414
	i	2761	2865,6	2967,6	3069,3	3275	3486	3703,2
	s	7,0778	7,3115	7,5166	7,7022	8,033	8,3251	8,5892
4	v	0,4708	0,5342	0,5951	0,6548	0,7726	0,8893	1,0055
	i	2752,8	2860,5	2964,2	3066,8	3273,4	3484,9	3702,4
	s	6,9299	7,1706	7,3789	7,5662	7,8955	8,1913	8,458
5	v	0,3749	0,4249	0,4744	0,5226	0,6173	0,7109	0,8041
	i	2748,7	2855,4	2960,7	3064,2	3271,9	3483,9	3701,7
	s	6,8213	7,0592	7,2709	7,4599	7,7938	8,0873	7,3522

Bảng 6. Tính chất nhiệt vật lý của không khí khô ở $p = 760 \text{ mm Hg}$

$t^{\circ}\text{C}$	$\rho; \text{kg/m}^3$	$C_p; \text{kJ/kg}^{\circ}\text{K}$	$\lambda \cdot 10^2; \text{W/m}^{\circ}\text{K}$	$\alpha \cdot 10^6; \text{m}^2/\text{s}$	$\mu \cdot 10^6; \text{Ns/m}^2$	$\nu \cdot 10^6; \text{m}^2/\text{s}$	Pr
-50	1.584	1.013	2.04	12.7	14.6	9.23	0.728
-40	1.515	1.013	2.12	13.8	15.2	10.04	0.728
-30	1.453	1.013	2.20	14.9	15.7	10.80	0.723
-20	1.395	1.009	2.28	16.2	16.2	12.79	0.716
-10	1.342	1.009	2.36	17.4	16.7	12.43	0.712
0	1.293	1.005	2.44	18.8	17.2	13.28	0.712
10	1.247	1.005	2.51	20.0	17.6	14.15	0.705
20	1.205	1.005	2.59	21.4	18.1	15.06	0.703
30	1.165	1.005	2.7	22.9	18.6	16.00	0.701
40	1.128	1.005	2.76	24.3	19.1	16.96	0.699
50	1.093	1.005	2.83	25.7	19.6	17.95	0.698
60	1.060	1.005	2.90	27.6	20.1	18.97	0.696
70	1.029	1.009	2.96	28.6	20.6	20.02	0.694
80	1.000	1.009	3.05	30.2	21.1	21.09	0.692
90	0.972	1.009	3.13	31.9	21.5	22.10	0.690
100	0.946	1.009	3.21	33.6	21.9	23.13	0.688
120	0.898	1.009	3.34	36.8	22.8	25.45	0.686
140	0.854	1.013	3.49	40.3	23.7	27.80	0.684
160	0.815	1.017	3.64	43.9	24.5	30.09	0.682
180	0.779	1.022	3.78	47.5	25.3	32.49	0.681
200	0.746	1.026	3.93	51.4	26.0	34.85	0.680
250	0.674	1.038	4.27	61.0	27.4	40.61	0.677
300	0.615	1.047	4.60	71.6	29.7	48.33	0.674
350	0.566	1.059	4.91	81.9	31.4	55.46	0.676
400	0.524	1.068	5.21	93.1	33.0	63.09	0.678
500	0.456	1.093	5.74	115.3	36.2	79.38	0.687
600	0.404	1.114	6.22	138.3	39.1	96.89	0.699
700	0.362	1.135	6.71	163.4	41.8	115.4	0.706
900	0.301	1.172	7.63	216.2	46.7	155.1	0.717
1000	0.277	1.185	8.07	245.9	49.0	177.1	0.719
1100	0.257	1.197	8.50	276.2	51.2	199.3	0.722

Bảng 7. Tính chất nhiệt vật lý của nước trên đường bão hòa

$t^{\circ}\text{C}$	$p \cdot 10^{-5}$ Pa	ρ kg/m ³	i kJ/kg	C_p kJ/kg. ^o K	$\lambda \cdot 10^2$ W/m. ^o K	$a \cdot 10^8$ m ² /s	$\mu \cdot 10^6$ N.s/m ²	$\nu \cdot 10^6$ m ² /s	$\beta \cdot 10^4$ 1/ ^o K	$\sigma \cdot 10^4$ N/m	Pr
0	1.013	999.9	0	4.212	55.1	13.1	1788	1.789	-0.63	766	13.67
10	1.013	999.7	42.04	4.191	57.4	13.7	1306	1.306	+0.70	741.6	9.52
20	1.013	998.2	83.91	4.183	59.9	14.3	1004	1.006	1.82	726.9	7.02
30	1.013	995.7	125.7	4.174	61.8	14.9	801.5	0.805	3.21	712.2	5.42
40	1.03	992.2	167.5	4.174	63.5	15.3	653.3	0.659	3.87	696.5	4.31
50	1.013	988.1	209.3	4.174	64.8	15.7	549.4	0.556	4.49	676.9	3.54
60	1.013	983.1	251.1	4.179	65.9	16.0	469.9	0.478	5.11	662.2	2.98
70	1.013	977.8	293.0	4.187	66.8	16.3	406.1	0.415	5.70	643.5	2.55
80	1.013	971.8	355.0	4.195	67.4	16.6	355.1	0.365	6.32	625.9	2.21
90	1.013	958.4	419.1	4.220	68.3	16.9	282.5	0.295	7.52	588.6	1.75
100	1.013	958.4	419.1	4.220	68.3	16.9	282.5	0.295	7.52	588.6	1.75
110	1.43	951.0	461.4	4.233	68.5	17.0	259.0	0.272	8.08	569.0	1.60
120	1.98	943.1	503.7	4.250	68.6	17.1	237.4	0.252	8.64	584.4	1.47
130	2.70	954.8	546.4	4.266	68.6	17.2	217.8	0.233	9.19	528.8	1.36
140	3.61	926.1	589.1	4.287	68.5	17.2	201.1	0.217	9.72	507.2	1.26
150	4.76	917.0	632.2	4.313	68.4	17.3	186.4	0.203	10.3	486.6	1.17
160	6.18	907.0	675.4	4.346	68.3	17.3	173.6	0.191	10.7	466.0	1.10
170	7.92	897.3	719.3	4.380	67.9	17.3	162.3	0.181	11.3	443.4	1.05
180	10.03	886.9	763.3	4.417	67.4	17.2	153.0	0.173	11.9	442.8	1.00
190	12.55	876.0	807.8	4.459	67.0	17.1	144.2	0.165	12.6	400.2	0.96
200	15.55	863.0	852.5	4.505	66.3	17.0	136.4	0.158	13.3	376.7	0.93
210	19.08	852.8	897.7	4.555	65.5	16.9	130.5	0.153	14.1	354.1	0.91
220	23.2	840.3	943.7	4.614	64.5	16.6	124.6	0.148	14.8	331.6	0.89
230	27.98	827.3	990.2	4.681	63.7	16.4	119.7	0.145	15.9	310.0	0.88
240	33.48	813.6	1037.5	4.756	62.8	16.2	114.8	0.141	16.8	285.5	0.87
250	39.78	799.0	1085.7	4.844	61.8	15.9	109.9	0.137	18.1	261.9	0.86
260	46.94	784.0	1135.7	4.949	60.5	15.6	105.9	0.135	19.7	237.4	0.87
270	55.05	767.9	1185.7	5.070	59.0	15.1	102.0	0.133	21.6	214.8	0.88

Tiếp bảng 7

$t^{\circ}\text{C}$	$p \cdot 10^{-5}$ Pa	ρ kg/m^3	i kJ/kg	C_p kJ/kg. $^{\circ}\text{K}$	$\lambda \cdot 10^2$ W/m. $^{\circ}\text{K}$	$a \cdot 10^8$ m^2/s	$\mu \cdot 10^6$ N.s/ m^2	$\nu \cdot 10^6$ m^2/s	$\beta \cdot 10^4$ $1/^{\circ}\text{K}$	$\alpha \cdot 10^4$ N/m	Pr
280	64.19	750.7	1236.8	5.230	57.4	14.6	98.1	0.131	23.7	191.3	0.90
290	74.45	723.3	1290.0	5.485	55.8	13.9	94.2	0.129	26.2	168.7	0.93
300	85.92	712.5	1344.9	5.736	54.0	13.2	91.2	0.128	29.2	144.2	0.97
310	98.70	961.1	1402.2	6.071	52.3	12.5	88.3	0.128	32.9	120.7	1.03
320	112.90	667.1	1462.1	6.574	50.6	11.5	85.3	0.128	38.2	98.10	1.11
330	128.65	640.2	1526.2	7.244	48.4	10.4	81.4	0.127	43.3	76.71	1.22
340	146.08	610.1	1594.8	8.165	45.7	9.17	77.5	0.127	53.4	56.70	1.39
350	165.37	574.4	1671.4	9.504	43.0	7.88	72.6	0.126	66.8	38.16	1.60
360	186.74	528.0	1761.5	15.984	39.5	5.36	66.7	0.126	109	20.21	2.35
370	210.53	450.5	1892.5	40.321	33.7	1.86	56.9	0.126	164	4.709	6.79

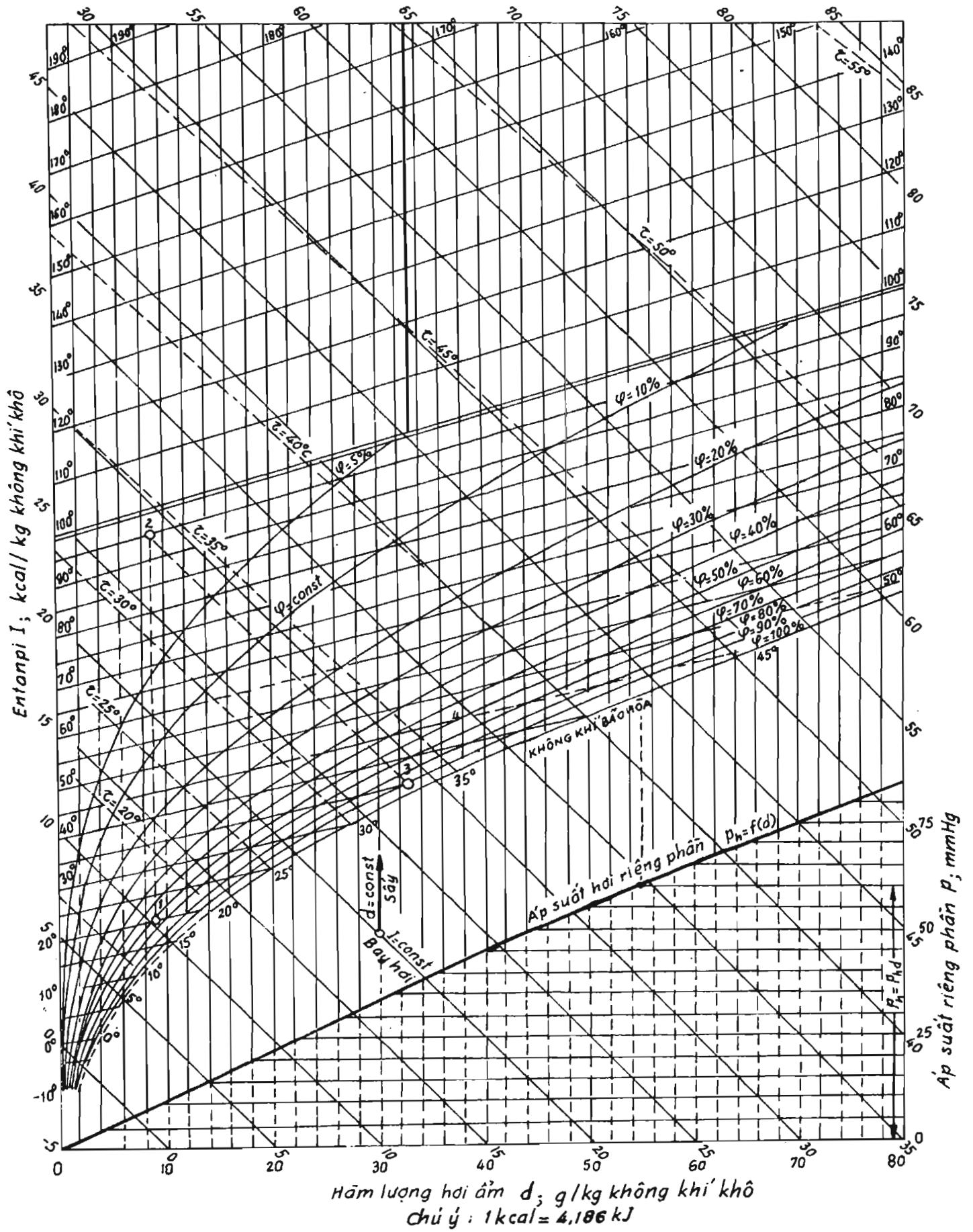
Bảng 8. Tính chất nhiệt vật lý của khí

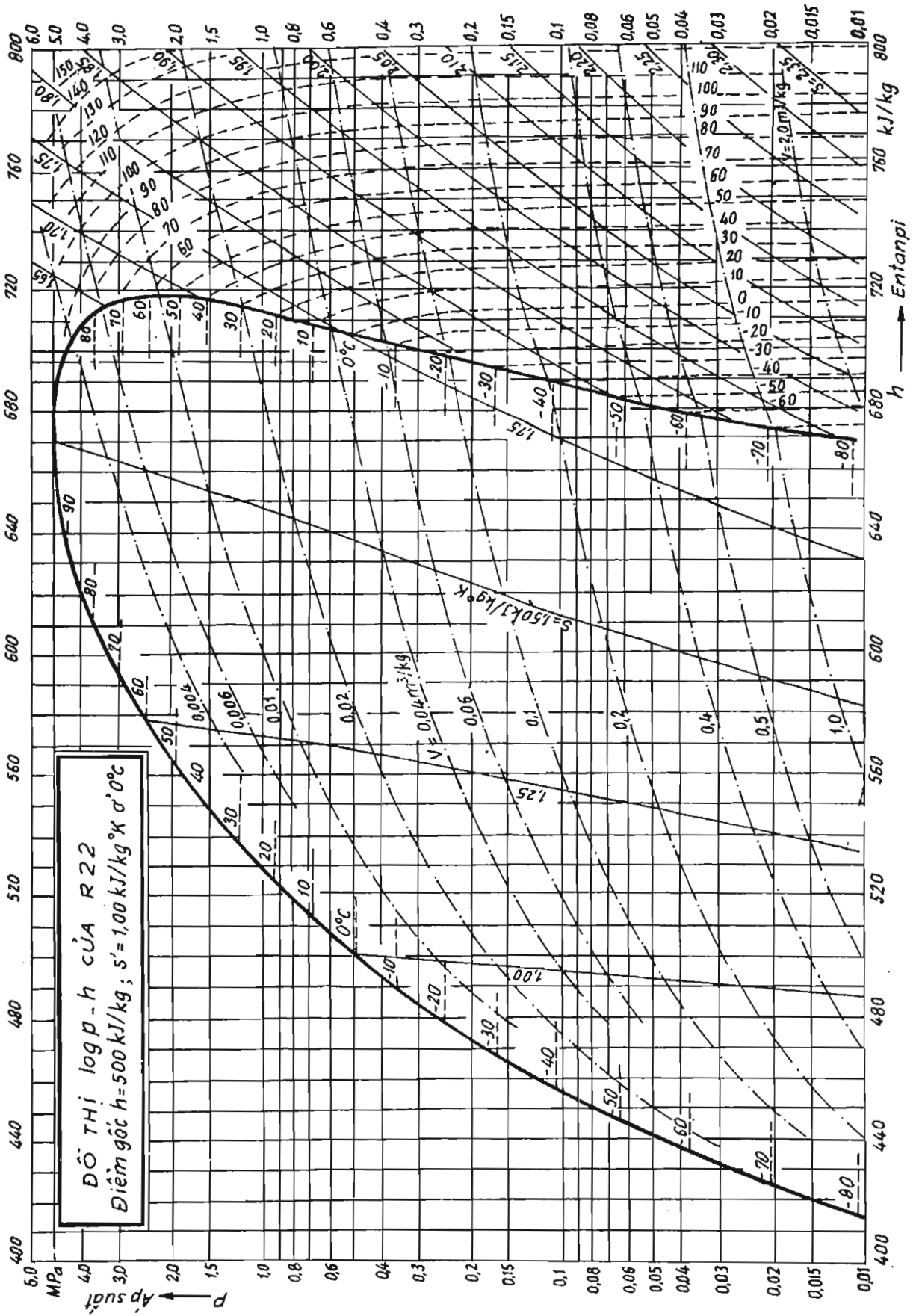
($p = 760 \text{ mm Hg} = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Pa}$; $P_{\text{CO}_2} = 0.13$; $P_{\text{H}_2\text{O}} = 0.11$; $P_{\text{N}_2} = 0,76$)

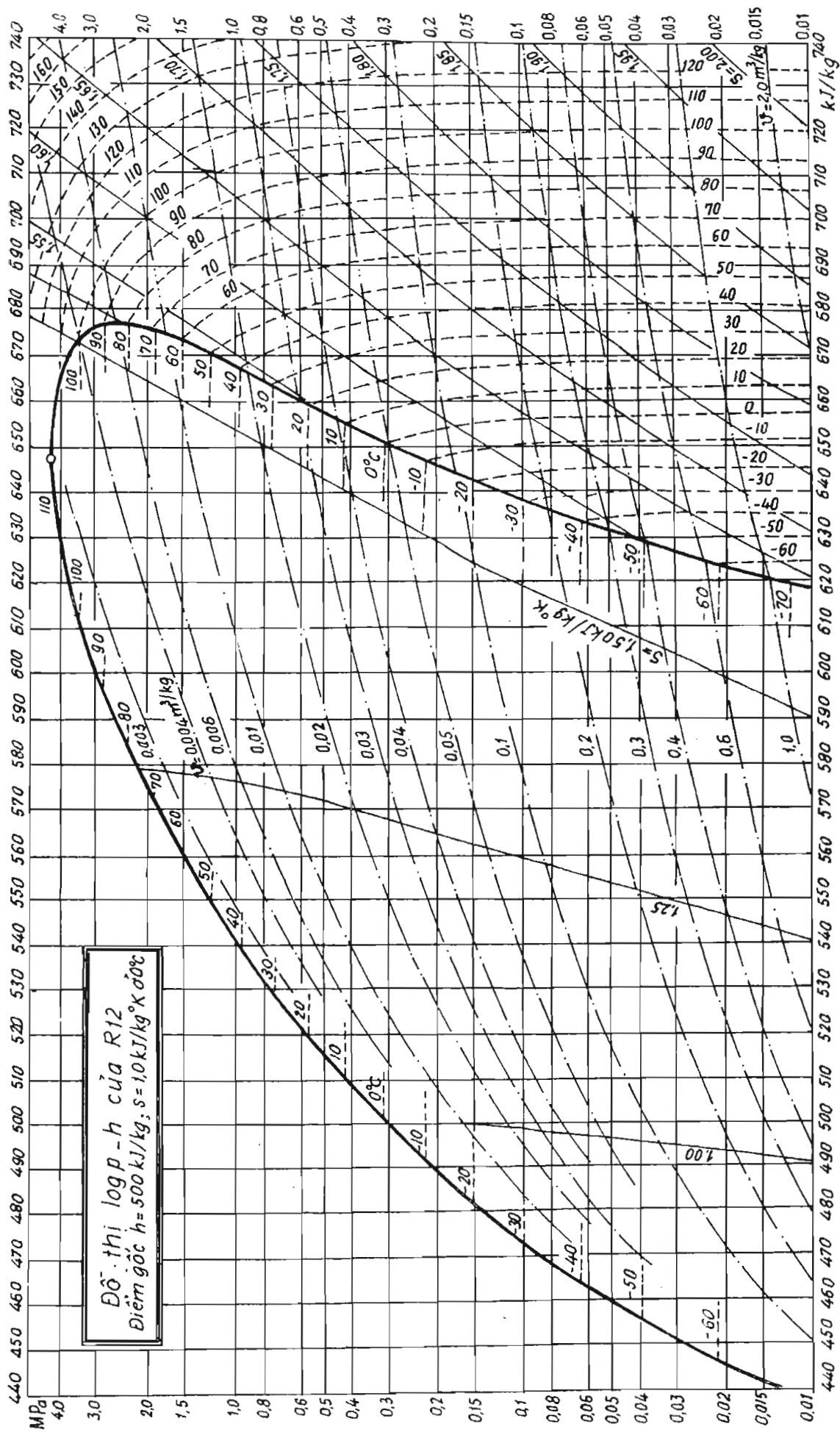
$t; ^{\circ}\text{C}$	$\rho; \text{kg/m}^3$	$C_p;$ kJ/kg. $^{\circ}\text{C}$	$\lambda \cdot 10^2;$ W/m. $^{\circ}\text{C}$	$\alpha \cdot 10^6;$ m^2/s	$\mu \cdot 10^6;$ $\text{Pa} \cdot \text{s}$	$\nu \cdot 10^6;$ m/s	Pr
0	1.295	1.042	2.28	16.9	15.8	12.20	0.72
100	0.950	1.068	3.13	30.8	20.4	21.54	0.69
200	0.748	1.097	4.01	48.9	24.5	32.80	0.67
300	0.917	1.122	4.84	69.9	28.2	45.81	0.65
400	0.525	1.151	5.70	94.3	31.7	60.38	0.64
500	0.457	1.185	6.56	121.1	34.8	76.30	0.63
600	0.405	1.214	7.42	150.9	37.9	93.61	0.62
700	0.363	1.239	8.27	183.8	40.7	112.1	0.61
800	0.330	1.264	9.15	219.7	43.4	131.8	0.60
900	0.301	1.290	10.0	258.0	45.9	152.5	0.59
1000	0.257	1.323	11.75	303.4	48.4	174.3	0.58
1100	0.257	1.323	11.75	345.5	50.7	197.1	0.57
1200	0.240	1.340	12.62	392.4	53.0	221.0	0.56

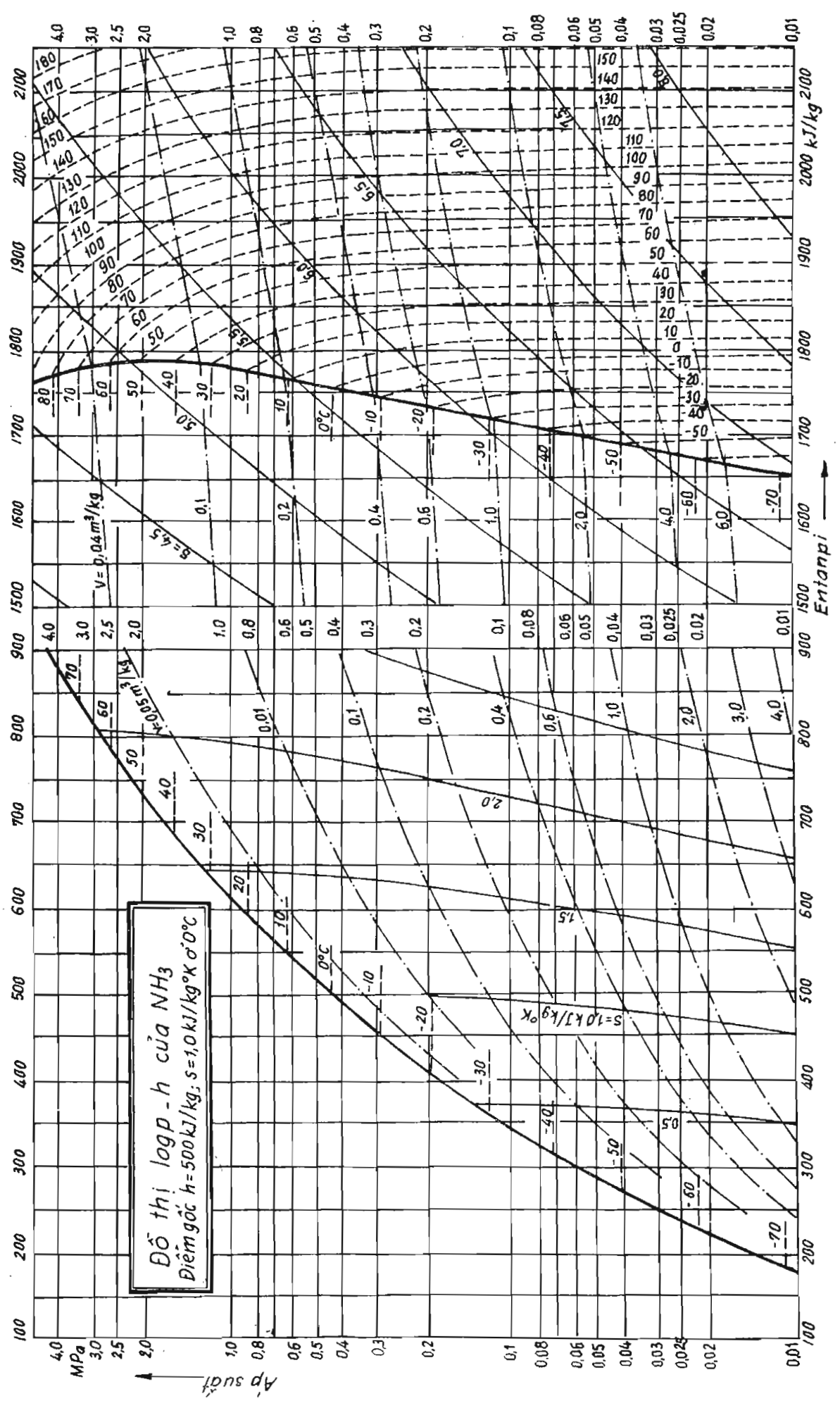
Bảng 9. Tính chất nhiệt vật lý của dầu máy biến áp

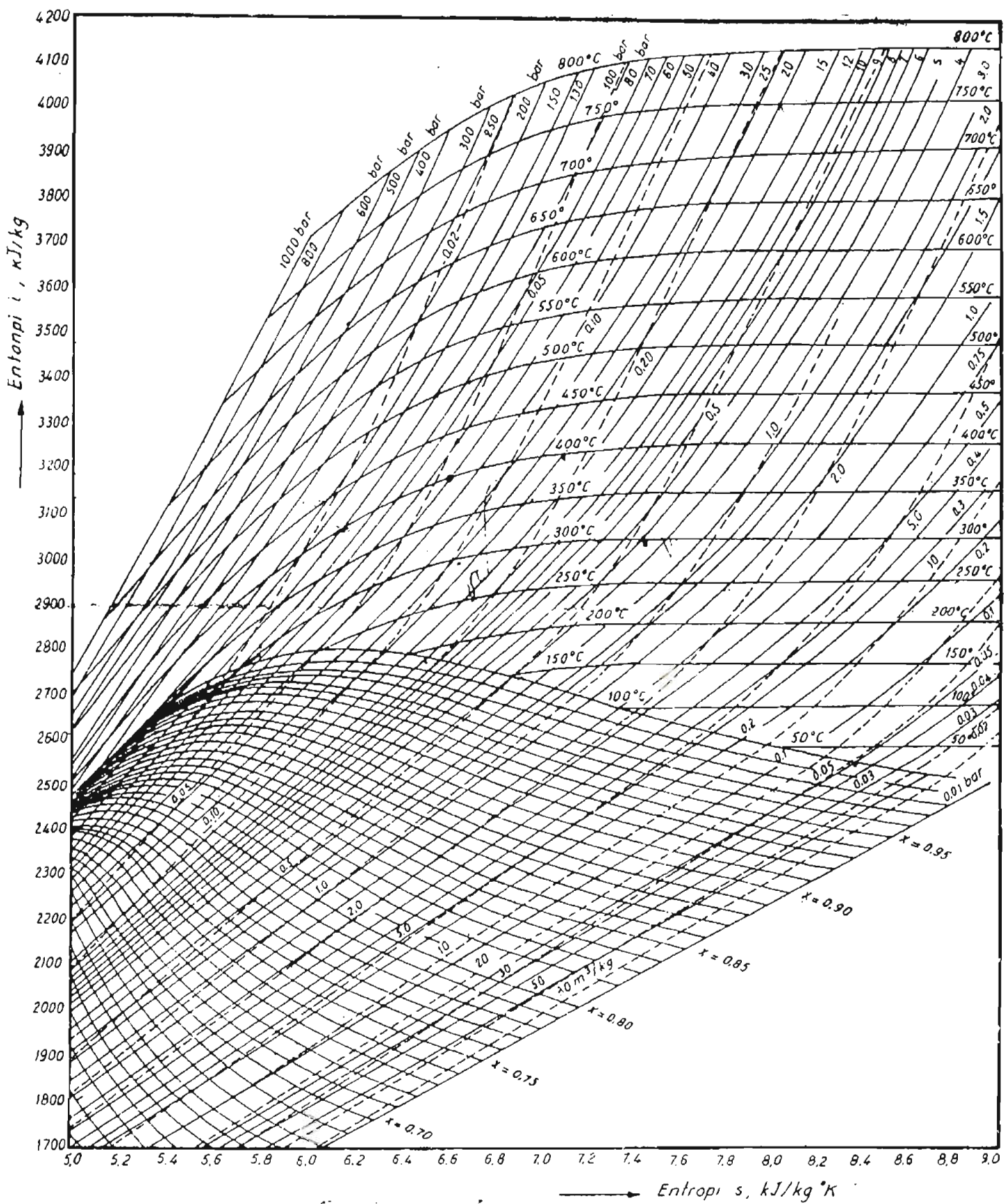
t; °C	ρ ; kg/m ³	C_p ; kJ/kg.°C	λ ; W/m.°C	$\mu.10^4$; Pa.s	$\nu.10^6$; m ² /s	$a.10^8$; m ² /s	$\beta.10^4$; °K	Pr
0.0	829.5	1.549	0.1123	629.3	70.5	8.14	6.80	866
10	886.4	1.620	0.1115	335.5	37.9	7.83	6.85	484
20	880.3	1.666	0.1106	198.2	22.5	7.56	6.90	298
30	874.2	1.729	0.1098	128.5	14.7	7.28	6.95	202
40	868.2	1.788	0.1091	89.4	10.3	7.03	7.00	145
50	862.1	1.846	0.1082	65.3	7.58	6.80	7.05	111
60	856.0	1.905	0.1072	49.5	5.78	6.58	7.10	87.8
70	850.0	1.964	0.1064	38.6	4.54	6.36	7.15	71.3
80	843.9	2.026	0.1056	30.8	3.66	6.17	7.20	59.3
90	837.8	2.085	0.1047	25.4	3.03	6.00	7.25	50.5
100	831.8	2.144	0.1038	21.3	2.56	5.83	7.30	43.9
110	825.7	1.202	0.1030	18.1	2.20	5.67	7.35	38.8
120	819.6	2.261	0.1022	15.7	1.92	5.50	7.40	34.9











TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. *Bùi Hải, Trần Thế Sơn*
Kỹ thuật nhiệt, Đại học Bách khoa Hà Nội-1991.
2. *Phạm Lê Dân, Đặng Quốc Phú*
Cơ sở kỹ thuật nhiệt, Nhà xuất bản Đại học và giáo dục chuyên nghiệp Hà Nội-1990.
3. Bài tập kỹ thuật nhiệt
Khoa Đại học tại chức Bách khoa, Hà Nội - 1990.
4. *Bùi Hải*
Các phương pháp nhiệt động phân tích quá trình và chu trình thực. Tạp chí Năng lượng nhiệt N2, 1991.
5. *В.В. Напокин*
Технические термодинамика и теплопередача
Высшая школа 1969.
6. *V. Đkhotin, V. Zhidkikh, ...*
Fundamentals of heat Engineering. Mir Publishers, 1987.
7. *А. И. Андрюшенко*
Основы термодинамики реальных процессов
8. *М.А. Михеев, И.М. Михеева*
Основы Теплопередача, Энергия 1977.
9. *Ф.М. Котерев*
Теоретические основы теплотехники, Энергия 1978.
10. *J. Kalčík*
Technická Termodynamika, Praha 1963.
11. *В.А. Кирилин. ...*
Техническая Термодинамика, Энергия 1974.
12. *В.Г. Икаченко, В.А. Осипова, А.С. Сукомел*
Теплопередача - Энергия 1977.

MỤC LỤC

Lời nói đầu	3
Phần thứ nhất: NHIỆT ĐỘNG KỸ THUẬT	
Chương I. Những khái niệm cơ bản	
1.1. Hệ nhiệt động và thông số trạng thái	5
1.2. Phương trình định luật nhiệt động thứ nhất	12
Chương II. Môi chất và cách xác định trạng thái của chúng	
2.1. Khí lý tưởng và khí thực	21
2.2. Sự chuyển pha của các đơn chất	24
2.3. Quá trình hóa hơi đẳng áp của các chất lỏng	26
Chương III. Các quá trình nhiệt động của môi chất	
3.1. Các quá trình nhiệt động cơ bản của khí lý tưởng và khí thực	32
3.2. Quá trình hỗn hợp của khí và hơi	42
3.3. Quá trình lưu động và tiết lưu của khí và hơi	49
3.4. Quá trình nén khí trong máy nén	56
3.5. Các quá trình của không khí ẩm	64
Chương IV. Chu trình nhiệt động	
4.1. Khái niệm cơ bản	72
4.2. Chu trình thuận chiều (động cơ nhiệt)	79
4.3. Chu trình ngược chiều	99
Phần thứ hai: TRUYỀN NHIỆT	
Chương V. Dẫn nhiệt	
5.1. Những khái niệm cơ bản	111
5.2. Phương trình vi phân dẫn nhiệt	113
5.3. Dẫn nhiệt ổn định khi không có nguồn nhiệt bên trong	116
5.4. Dẫn nhiệt ổn định khi có nguồn nhiệt bên trong	121
5.5. Dẫn nhiệt không ổn định	125
Chương VI. Trao đổi nhiệt đối lưu	
6.1. Trao đổi nhiệt đối lưu và những nhân tố ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt đối lưu	130
6.2. Hệ phương trình vi phân mô tả quá trình trao đổi nhiệt đối lưu	132

6.3. Công thức Newton và các phương pháp xác định hệ số tỏa nhiệt	133
6.4. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên	138
6.5. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức	141
6.6. Trao đổi nhiệt đối lưu khi có biến đổi pha	147
Chương VII. Trao đổi nhiệt bức xạ	
7.1. Những khái niệm cơ bản	154
7.2. Các định luật cơ bản về bức xạ nhiệt	157
7.3. Tính trao đổi nhiệt bằng bức xạ giữa các vật trong môi trường trong suốt	159
7.4. Bức xạ của chất khí	162
7.5. Bức xạ mặt trời	165
Chương VIII. Truyền nhiệt và thiết bị trao đổi nhiệt	
8.1. Truyền nhiệt	166
8.2. Thiết bị trao đổi nhiệt	175
Bài tập	182
Phụ lục	190
Tài liệu tham khảo	216

7
D
C
0

204153



Giá : 31.500^d