

Tác giả: PGS.TS. Phạm Hữu Tân
Hiệu đính: PGS.TS. Trần Hồng Hà

NHIỆT KỸ THUẬT

NHÀ XUẤT BẢN HÀNG HẢI - 2015

Tác giả: PGS.TS. Phạm Hữu Tân
Hiệu đính: PGS.TS. Trần Hồng Hà

NHIỆT KỸ THUẬT

NHÀ XUẤT BẢN HÀNG HẢI - 2015

MỤC LỤC

	Trang
MỤC LỤC.....	2
LỜI NÓI ĐẦU.....	4
Phần thứ nhất. NHIỆT ĐỘNG KỸ THUẬT.....	5
Chương 1. NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN.....	6
1.1 . Hệ nhiệt động.....	6
1.2. Các thông số trạng thái cơ bản.....	8
1.3. Phương trình trạng thái của chất khí.....	13
1.4. Nhiệt lượng và cách tính nhiệt.....	21
1.5. Các loại công.....	27
Chương 2: ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG HỌC THỨ NHẤT VÀ CÁC QUÁ TRÌNH CƠ BẢN CỦA MÔI CHẤT Ở THỂ KHÍ VÀ HƠI.....	31
2.1. Nội dung và ý nghĩa của định luật nhiệt động I.....	31
2.2. Các dạng biểu thức của định luật nhiệt động I.....	31
2.3. Ứng dụng của định luật nhiệt động I.....	32
2.4. Các quá trình nhiệt động của khí lý tưởng.....	33
2.5. Các quá trình nhiệt động thực tế.....	50
2.6. Các quá trình nhiệt động cơ bản của hơi nước.....	61
Chương 3: CHU TRÌNH NHIỆT ĐỘNG.....	70
3.1. Một số khái niệm.....	70
3.2. Chu trình Carnot thuận nghịch.....	73
3.3. Chu trình động cơ đốt trong.....	76
3.4. Chu trình động lực hơi nước.....	83
Phần 2. TRUYỀN NHIỆT.....	87
Chương 4: DẪN NHIỆT.....	89
4.1. Những khái niệm cơ bản.....	89
4.2. Dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong.....	95

Chương 5: TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU.....	102
5.1. Khái niệm cơ bản về trao đổi nhiệt đối lưu.....	102
5.2. Công thức Newton và phương pháp xác định hệ số tỏa nhiệt.....	104
5.3. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên.....	109
5.4. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức.....	113
Chương 6: TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ.....	118
6.1. Các khái niệm cơ bản.....	118
6.2. Các định luật cơ bản về bức xạ.....	121
6.3. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa các vật rắn trong môi trường trong suốt	123
6.4. Bức xạ chất khí.....	127
Chương 7: TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT.....	131
7.1. Khái niệm chung.....	131
7.2. Truyền nhiệt ổn định qua vách phẳng.....	132
7.3. Truyền nhiệt ổn định qua vách trụ.....	135
7.4. Truyền nhiệt qua vách có cánh.....	137
7.5. Tăng cường truyền nhiệt.....	138
7.6. Thiết bị trao đổi nhiệt.....	139
BÀI TẬP.....	146
PHỤ LỤC.....	155
TÀI LIỆU THAM KHẢO.....	166

LỜI NÓI ĐẦU

Môn học Nhiệt kỹ thuật là môn học cơ sở cho các chuyên ngành kỹ thuật của tất cả các hệ trong các trường đại học và cao đẳng trên cả nước. Vì vậy nhu cầu về tài liệu cho sinh viên là rất lớn. Chính vì nhu cầu đó mà tác giả cho ra mắt cuốn Giáo trình Nhiệt kỹ thuật, nhằm giúp cho sinh viên có đủ tài liệu để nắm vững kiến thức của môn học.

Tài liệu được biên soạn dựa trên cơ sở của nội dung giảng dạy cho môn học nhiệt kỹ thuật đã được thẩm định của hội đồng chuyên ngành Máy tàu biển của Trường Đại học Hàng hải Việt Nam, đã được Bộ Giao thông vận tải và Bộ Giáo dục và đào tạo phê duyệt. Chính vì vậy mà cuốn giáo trình Nhiệt kỹ thuật có thể được sử dụng làm tài liệu giảng dạy cho chuyên ngành Khai thác máy tàu biển của Trường Đại học Hàng hải Việt Nam và cũng có thể làm tài liệu tham khảo cho các chuyên ngành khác có liên quan.

Giáo trình Nhiệt kỹ thuật gồm có các phần: Phần “Nhiệt động kỹ thuật” có 3 chương nghiên cứu những qui luật biến đổi năng lượng có liên quan đến nhiệt năng trong các quá trình nhiệt động, nhằm tìm ra những phương pháp biến đổi có lợi nhất giữa nhiệt năng và cơ năng. Phần “Truyền nhiệt” gồm có 4 chương nghiên cứu về các quy luật phân bố nhiệt độ và trao đổi nhiệt trong không gian và theo thời gian giữa các vật có nhiệt độ khác nhau. Phần “Bài tập” có nhiều mức độ khác nhau, có thể dùng cho các trường trung cấp, cao đẳng, đại học và cũng có thể dùng để kiểm tra kiến thức đầu vào cho các học viên cao học. Cuối cuốn sách có phần phụ lục cung cấp đủ số liệu cần thiết để giải các bài tập.

Giáo trình có thể là tài liệu học tập cho các sinh viên chuyên ngành khai thác máy tàu biển và các ngành kỹ thuật có liên quan. Do thời lượng hạn chế để phù hợp với chương trình đào tạo chuyên ngành, nội dung cuốn sách không thể giới thiệu hết được các nội dung của phần Nhiệt kỹ thuật.

Mặc dù tác giả đã hết sức cố gắng kế thừa những kiến thức trong các tài liệu tham khảo, nhưng nội dung cuốn sách chắc chắn sẽ không tránh khỏi những thiếu sót. Tác giả kính mong nhận được sự góp ý của các bạn đồng nghiệp và bạn đọc gần xa. Mọi ý kiến đóng góp xin gửi về Khoa Máy tàu biển - Trường Đại học Hàng hải Việt Nam, 484 Lạch Tray - Ngô Quyền - Hải Phòng.

Hải Phòng, 2014

Tác giả

Phần thứ nhất

NHIỆT ĐỘNG KỸ THUẬT

Nhiệt động kỹ thuật là môn học nghiên cứu những qui luật biến đổi năng lượng có liên quan đến nhiệt năng trong các quá trình nhiệt động, nhằm tìm ra những phương pháp biến đổi có lợi nhất giữa nhiệt năng và cơ năng. Cơ sở nhiệt động đã được xây dựng từ thế kỷ XIX, khi xuất hiện các động cơ nhiệt.

Môn nhiệt động được xây dựng trên cơ sở hai định luật cơ bản: định luật nhiệt động thứ nhất và định luật nhiệt động thứ hai. Định luật nhiệt động thứ nhất chính là định luật bảo toàn và chuyển hoá năng lượng áp dụng trong lĩnh vực nhiệt, nó cho phép xác định số lượng nhiệt và công trao đổi trong quá trình chuyển hoá năng lượng. Định luật nhiệt động thứ hai xác định điều kiện, mức độ biến đổi nhiệt năng thành cơ năng, đồng thời xác định chiều hướng của các quá trình xảy ra trong tự nhiên, nó đặc trưng về mặt chất lượng của quá trình biến đổi năng lượng.

Những kết quả đạt được trong lĩnh vực nhiệt động kỹ thuật cho phép ta xây dựng cơ sở lý thuyết cho các động cơ nhiệt và tìm ra phương pháp đạt được công có ích lớn nhất trong các thiết bị năng lượng nhiệt.

+ Đối tượng nghiên cứu của nhiệt động học kỹ thuật: Nhiệt động học kỹ thuật là môn học khoa học tự nhiên, nghiên cứu những qui luật về biến đổi năng lượng mà chủ yếu là nhiệt năng và cơ năng nhằm tìm ra các biện pháp biến đổi có lợi nhất giữa nhiệt năng và cơ năng.

+ Phương pháp nghiên cứu: Nhiệt động học được nghiên cứu bằng phương pháp giải tích, thực nghiệm hoặc kết hợp cả hai.

- Nghiên cứu bằng phương pháp giải tích: ứng dụng các định luật vật lý kết hợp với các biến đổi toán học để tìm ra công thức thể hiện qui luật của các hiện tượng, các quá trình nhiệt động.

- Nghiên cứu bằng phương pháp thực nghiệm: tiến hành các thí nghiệm để xác định giá trị các thông số thực nghiệm, từ đó tìm ra các qui luật và công thức thực nghiệm.

Chương 1. NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN

1.1 . HỆ NHIỆT ĐỘNG

1.1.1. Động cơ nhiệt và bơm nhiệt

1. Động cơ nhiệt

Động cơ nhiệt là máy nhiệt hoạt động theo nguyên lý: Chất môi giới nhận nhiệt từ nguồn nóng, sau đó giãn nở để biến một phần thành công và cuối cùng nhả phần nhiệt còn lại cho nguồn lạnh.

Nguồn nóng: - Hoá năng của nhiên liệu;

- Phản ứng hạt nhân;

Nguồn lạnh: - Môi trường xung quanh;

- Chất nhận nhiệt khác.

Động cơ nhiệt trong thực tế bao gồm động cơ đốt trong, động cơ tua bin khí và hơi, động cơ phản lực.

2. Máy lạnh hoặc bơm nhiệt

Máy lạnh hay bơm nhiệt hoạt động theo nguyên lý: Nhờ nguồn năng lượng bên ngoài (*Điện năng, cơ năng*) chất môi giới nhận nhiệt từ nguồn có nhiệt độ thấp rồi đem nhiệt lượng đó cùng với phần nhiệt năng do năng lượng cung cấp từ bên ngoài truyền cho nguồn có nhiệt độ cao hơn.

1.1.2. Chất môi giới

1. Chất môi giới

Chất môi giới là chất trung gian để biến hoá nhiệt năng thành cơ năng, hoặc các dạng năng lượng khác thành nhiệt năng.

Thông thường, chất môi giới ở thể lỏng, khí và hơi. Khi ở thể khí và hơi, chất môi giới có khả năng giãn nở lớn để sinh công.

- Trong máy lạnh, chất môi giới tồn tại ở dạng lỏng và khí (thường gọi là *công chất*);
- Trong nồi hơi, tua bin hơi, chất môi giới thường là hơi nước;
- Trong động cơ đốt trong, chất môi giới là sản phẩm cháy của nhiên liệu.

2. Khí lý tưởng và khí thực

a. Khí lý tưởng

Khí lý tưởng là khí không có lực tương tác giữa các phân tử và thể tích của bản thân phân tử bằng không. Không khí, hơi nước và các hơi công chất ở trạng thái quá nhiệt được coi là khí lý tưởng.

b. Khí thực

Khí thực là các khí tồn tại trong thực tế. (có khoảng cách và có thể tích riêng của các phân tử). Hơi nước trong nồi hơi, hơi công chất ở trạng thái hơi bão hòa là khí thực.

1.1.3. Hệ nhiệt động và phân loại hệ nhiệt động

1. Nguồn nhiệt

- Nguồn hoặc vật có nhiệt độ cao được gọi là nguồn nóng;
- Nguồn hoặc vật có nhiệt độ thấp được gọi là nguồn lạnh;
- Nguồn nóng và nguồn lạnh gọi chung là nguồn nhiệt.

2. Hệ nhiệt động

Tập hợp tất cả các đối tượng nghiên cứu được tách ra để nghiên cứu về nhiệt được gọi là hệ thống nhiệt. Tất cả các vật chất xung quanh được gọi là môi trường.

Ví dụ: Khi nghiên cứu quá trình cháy trong động cơ đốt trong thì không gian giữa thành vách xilanh, nắp xilanh, đỉnh piston là hệ thống nhiệt, xilanh và piston là vách, khí và nước xung quanh là môi trường.

3. Phân loại hệ nhiệt động

a. Hệ thống kín

Hệ thống kín là hệ thống mà chất môi giới không qua mặt gianh giới và khối lượng chất môi giới trong hệ thống không thay đổi.

Máy lạnh, bơm nhiệt, hệ động lực hơi nước... được coi là hệ thống kín.

b. Hệ thống hở

Hệ thống hở là hệ thống mà khối lượng chất môi giới thay đổi, chất môi giới có thể đi ra, vào qua mặt ranh giới.

Ví dụ: Động cơ đốt trong, động cơ phản lực... là hệ thống hở.

c. Hệ thống cô lập

Hệ thống cô lập là hệ thống không có bất kỳ sự trao đổi năng lượng nào với môi trường.

d. Hệ thống đoạn nhiệt

Hệ thống đoạn nhiệt là hệ thống không có trao đổi về nhiệt với môi trường.

- Trong thực tế không có hệ thống cô lập và đoạn nhiệt;
- Khi khảo sát hệ thống mà năng lượng trao đổi với môi trường rất bé so với năng lượng khảo sát thì coi là hệ thống cô lập hoặc đoạn nhiệt, ta có thể bỏ qua sai số để dễ tính toán.

1.2. CÁC THÔNG SỐ TRẠNG THÁI CƠ BẢN

Trạng thái biểu thị tổng hợp tất cả các đặc trưng vật lý của chất môi giới ở một thời điểm nào đó.

Những đại lượng có trị số hoàn toàn xác định của trạng thái xác định gọi là thông số trạng thái của chất môi giới và là hàm đơn trị.

Trạng thái cân bằng là trạng thái không tự mất đi trừ khi có tác động bên ngoài như gia nhiệt, nén. Kết thúc tác động thì trở về trạng thái cân bằng mới. Trong nhiệt động kỹ thuật chỉ nghiên cứu trạng thái cân bằng.

1.2.1. Nhiệt độ

Nhiệt độ là thông số trạng thái biểu thị mức độ nóng hoặc lạnh của môi chất, nó thể hiện mức độ chuyển động của các phân tử và nguyên tử. Theo thuyết động học phân tử thì nhiệt độ là đại lượng thống kê, tỷ lệ thuận với động năng chuyển động tịnh tiến trung bình của các phân tử.

$$T = \frac{m \varpi^2}{3k} \quad (1-1)$$

Trong đó: T - Nhiệt độ tuyệt đối của vật [K];

m - Khối lượng phân tử [kg];

ϖ - Vận tốc trung bình chuyển động tịnh tiến của các phân tử [m/giây];

k - Hằng số Bôzman, $k = 1,3805 \cdot 10^{-23}$ [J/K].

Như vậy, tốc độ chuyển động trung bình của các phân tử càng lớn thì nhiệt độ của vật càng lớn.

Trong hệ thống SI thường dùng hai thang đo nhiệt độ là :

- Thang nhiệt độ bách phân: nhiệt độ ký hiệu bằng chữ t , đơn vị đo nhiệt độ bách phân là Celsius [$^{\circ}\text{C}$];

- Thang nhiệt độ tuyệt đối: nhiệt độ ký hiệu bằng chữ T , đơn vị đo nhiệt độ tuyệt đối là Kenvin [K].

- Hai thang đo nhiệt độ này có mối quan hệ với nhau bằng biểu thức:

$$t^{\circ}\text{C} = T^{\circ}\text{K} - 273,15 \quad (1.2)$$

Nghĩa là 0°C tương đương với $273,15\text{K}$. Giá trị mỗi độ chia trong hai thang này bằng nhau; $dT = dt$.

Ngoài ra, một số nước như Anh, Mỹ còn dùng thang nhiệt độ Fahrenheit, đơn vị đo là $^{\circ}\text{F}$ và thang nhiệt độ Rankin, đơn vị đo là $^{\circ}\text{R}$. Giữa $^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$ và $^{\circ}\text{R}$ có mối quan hệ như sau :

$$t^{\circ}\text{C} = T^{\circ}\text{K} - 273,15 = \frac{5}{9}(t^{\circ}\text{F} - 32) = \frac{5}{9}T^{\circ}\text{R} - 273,15 \quad (1-3)$$

Để đo nhiệt độ, người ta dùng các công cụ khác nhau như: nhiệt kế thủy ngân, nhiệt kế khí, nhiệt kế điện trở, cặp nhiệt, quang kế v.v...

1.2.2. Áp suất tuyệt đối

Lực của chất môi giới tác dụng thẳng góc lên một đơn vị diện tích bề mặt tiếp xúc gọi là áp suất tuyệt đối của chất môi giới (môi chất). Áp suất tuyệt đối ký hiệu là p .

Theo Thuyết động học phân tử, áp suất tỷ lệ với động năng chuyển động tịnh tiến trung bình của các phân tử với số phân tử môi chất trong một đơn vị thể tích:

$$p = \alpha.n.\frac{m\bar{w}^2}{3} \quad (1.4)$$

Trong đó: n - Số phân tử môi chất trong một đơn vị thể tích;

α - Hệ số tỷ lệ, phụ thuộc vào kích thước bản thân phân tử và lực tương tác giữa các phân tử, áp suất càng nhỏ, nhiệt độ càng cao thì α càng gần tới 1.

m - Khối lượng phân tử [kg];

\bar{v} - Vận tốc trung bình chuyển động tịnh tiến của các phân tử;

Đơn vị đo áp suất chuẩn là Pascal; ký hiệu là Pa ;

$$1Pa=1N/m^2; 1Kpa = 10^3Pa, 1Mpa=10^6Pa \quad (1.5)$$

Ngoài đơn vị tiêu chuẩn, hiện nay trong các thiết bị kỹ thuật người ta còn dùng đơn vị đo khác như: Atmôtphe kỹ thuật kG/cm^2 , ($1at=1kG/cm^2$), bar , milimét cột nước (mmH_2O), milimét cột thủy ngân ($mmHg$), quan hệ giữa chúng như sau:

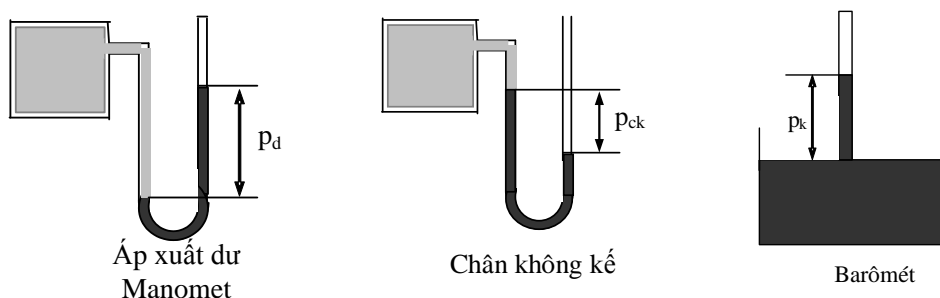
$$1Pa=1N/m^2=10^{-5}bar=\frac{1}{0,981} \cdot 10^{-5}at=\frac{1}{0,981}mmH_2O=\frac{1}{133,32}mmHg \quad (1.6)$$

Áp suất của không khí ngoài trời (ở trên mặt đất) gọi là áp suất khí quyển, ký hiệu là p_k , đo bằng barômét.

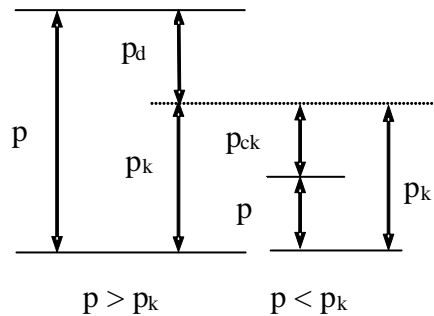
Một chất khí chứa trong bình có áp suất tuyệt đối là p .

Nếu áp suất p lớn hơn áp suất khí quyển p_k thì hiệu giữa chúng được gọi là áp suất dư, ký hiệu là p_d , $p_d = p - p_k$, được đo bằng manômét.

Nếu áp suất tuyệt đối nhỏ hơn áp suất khí quyển p_k thì hiệu giữa chúng gọi là độ chân không, ký hiệu là p_{ck} , $p_{ck} = p - p_k$, được đo bằng chân không kế. Quan hệ giữa các loại áp suất được thể hiện trên (hình 1.2).



Hình 1.1. Các đơn vị đo áp suất



Hình 1.2. Quan hệ giữa các loại áp suất

1.2.3. Thể tích riêng và khối lượng riêng

Một vật có khối lượng G (kg) và thể tích V (m^3) thì thể tích riêng của nó là:

$$v = \frac{V}{G} [m^3/kg] \quad (1.7)$$

Và khối lượng riêng của nó là:

$$\rho = \frac{G}{V} = \frac{1}{v} [kg/m^3] \quad (1.8)$$

1.2.4. Nội năng u, U

Nội năng của vật là toàn bộ năng lượng bên trong vật đó, gồm nội nhiệt năng, hóa năng và năng lượng nguyên tử. Trong các quá trình nhiệt động, khi không xảy ra các phản ứng hóa học và phản ứng hạt nhân, nghĩa là năng lượng các dạng này không thay đổi, khi đó tất cả các thay đổi năng lượng bên trong của vật chỉ là thay đổi nội nhiệt năng. Vậy trong nhiệt động học ta nói nội năng nghĩa là nói đến nội nhiệt năng.

Nội năng bao gồm hai thành phần: nội động năng và nội thế năng. Nội động năng là động năng của chuyển động tịnh tiến, chuyển động quay, dao động của các phân tử, nguyên tử, còn nội thế năng là thế năng tương tác giữa các phân tử: $u = u_d + u_{th}$ (1.9)

Chuyển động của các phân tử phụ thuộc vào nhiệt độ của vật, do đó nội động năng là hàm của nhiệt độ: $u_d = f(T)$, còn lực tương tác giữa các phân tử phụ thuộc vào khoảng cách giữa chúng tức là phụ thuộc vào thể tích riêng v của các phân tử, do đó nội thế năng là hàm của thể tích: $u_{th} = f(v)$. Như vậy nội năng phụ thuộc vào nhiệt độ T và thể tích v , nói cách khác nó là một hàm trạng thái: $u = f(T, v)$.

Khi vật ở một trạng thái xác định nào đó, có giá trị nhiệt độ T và thể tích v xác định thì sẽ có giá trị nội năng u xác định.

Đối với khí lý tưởng, lực tương tác giữa các phân tử bằng không, do đó nội năng chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ T , nghĩa là $u = f(T)$. Trong mọi quá trình, nội năng được xác định bằng:

$$du = C_v dT \text{ và } \Delta u = C_v(T_2 - T_1) \quad (1.10)$$

Trong đó C_v là nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích [kJ/kg.K].

Đối với 1kg môi chất, nội năng ký hiệu là u , đơn vị đo là J/kg; Đối với G kg môi chất, nội năng ký hiệu là U , đơn vị đo là J. Ngoài ra có thể dùng các đơn vị đo khác như: Kcal; KWh; Btu Quan hệ giữa các đơn vị đó là:

$$1kJ = 0,239 \text{ kcal} = 277,78 \cdot 10^{-6} \text{ kWh} = 0,948 \text{ Btu}. \quad (1.11)$$

Trong các quá trình nhiệt động, ta chỉ cần biết biến thiên nội năng mà không cần biết giá trị tuyệt đối của nội năng, do đó có thể chọn điểm gốc tùy ý mà tại đó nội năng bằng không. Theo qui ước, đối với nước, ta chọn $u = 0$ tại điểm có nhiệt độ $t = 0,01^\circ\text{C}$ và áp suất $p = 0,0062 \text{ bar}$ (điểm 3 thể của nước).

1.2.5 Entalpi

Trong quá trình tính toán nhiệt, biểu thức $(u + pv)$ thường xuyên xuất hiện, để đơn giản trong tính toán thì biểu thức $(u + pv)$ được đặt bằng một giá trị i (I) và gọi là entalpi.

Đối với 1kg, entalpi được ký hiệu là i , đối với G kg ký hiệu là I và được định nghĩa bằng biểu thức:

$$i = u + pv, [J/kg] \quad (1.12)$$

$$I = G.i = G.(u + pv) = U + pV, [J]. \quad (1.13)$$

Entalpi cũng là một thông số trạng thái, nhưng không đo được trực tiếp mà được tính toán qua các thông số trạng thái cơ bản u , p và v . Vi phân của nó:

$$di = du + d(pv) \text{ là vi phân toàn phần.}$$

Với hệ hở, pv là năng lượng đẩy tạo ra công lưu động để đẩy dòng môi chất dịch chuyển, còn trong hệ kín tích số pv không mang ý nghĩa năng lượng đẩy.

Tương tự như nội năng, entalpi của khí thực phụ thuộc vào nhiệt độ T và thể tích v , nói cách khác nó là một hàm trạng thái: $i = f(T, v)$.

Đối với khí lý tưởng, lực tương tác giữa các phân tử bằng không, do đó entalpi chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ T , nghĩa là $i = f(T)$. Trong mọi quá trình, entalpi được xác định bằng:

$$di = C_p dT \text{ và } \Delta i = C_p(T_2 - T_1) \quad (1.14)$$

Trong đó C_v là nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp [kJ/kg.K].

Tương tự như nội năng, trong các quá trình nhiệt động ta chỉ cần tính toán độ biến thiên entalpi mà không cần biết giá trị tuyệt đối của entalpi, do đó có thể chọn điểm gốc tùy ý mà tại đó entalpi bằng không. Theo qui ước, đối với nước, ta chọn $i=0$ tại điểm có nhiệt độ $T = 0^0\text{K}$ hoặc ở điểm ba thể của nước.

1.2.6. Entropi: s , S

Entropi kí hiệu là s (S) là một đơn vị đo nhiệt năng phát tán, hấp thụ khi một hệ vật lý chuyển trạng thái tại một nhiệt độ tuyệt đối xác định T .

Entropi là một thông số trạng thái, được ký hiệu bằng s và trong quá trình thuận nghịch thì entropi có vi phân toàn phần bằng:

$$ds = \frac{dq}{T}, [J/kgK] \quad (1.15)$$

Entropi được ký hiệu bằng s đối với 1kg và S đối với G kg.

Entropi không đo được trực tiếp mà phải tính toán và thường chỉ cần tính toán độ biến thiên Δs của nó như đối với nội năng và entalpi.

Đối với G kg thì:

$$dS = \frac{dQ}{T}, [J/K] \quad (1.16)$$

Trong đó: dQ [kJ/kg], dq [kJ] là vi phân của nhiệt lượng và nhiệt lượng đơn vị trong một quá trình nào đó;

1.3. PHƯƠNG TRÌNH TRẠNG THÁI CỦA CHẤT KHÍ

1.3.1. Phương trình trạng thái của khí lý tưởng

Phương trình trạng thái khí lý tưởng biểu diễn mối quan hệ giữa các thông số trạng thái của khí lý tưởng ở một thời điểm nào đó. Khi ở nhiệt độ càng cao thì lực tương tác giữa các phân tử càng nhỏ, do đó có thể coi $\alpha = 1$ và biểu thức (1.4) sẽ được viết là:

$$p = n \cdot \frac{m\bar{v}^2}{3} \quad (1.17)$$

Số phân tử trong một đơn vị thể tích là:

$$n = \frac{N}{V} = \frac{N_\mu}{V_\mu} \quad (1.18)$$

Trong đó:

N - Số phân tử khí chứa trong khối khí có thể tích là V ,

N_μ - Số phân tử khí chứa trong 1 kmol khí,

V_μ - Thể tích của 1 kmol khí ở điều kiện tiêu chuẩn: áp suất $p = 101326 \text{ Pa}$, nhiệt độ $t = 0^\circ \text{C}$. Ở điều kiện tiêu chuẩn, thể tích của 1 kmol khí bất kỳ là $V_\mu = 22,4 \text{ m}^3$. Thay (1.18) vào phương trình (1.17) và để ý biểu thức (1-1) ta sẽ có:

$$p = \frac{N_\mu}{V_\mu} \frac{m\bar{v}^2}{3 \cdot k} \cdot k = \frac{N_\mu}{V_\mu} \cdot T \cdot k \quad (1.19)$$

$$\text{Hay: } p \cdot V_\mu = N_\mu \cdot k \cdot T \quad (1.20)$$

Theo Avôgađrô thì 1 kmol khí bất kỳ đều có $6,0228 \cdot 10^{26}$ phân tử. Nghĩa là đối với mọi chất khí, tích số $N_\mu \cdot k = R_\mu = \text{const}$, R_μ được gọi là hằng số của chất khí [$\text{J/kmol} \cdot ^\circ \text{K}$]. Vậy phương trình (1.20) có thể viết là:

$$p \cdot V_\mu = R_\mu \cdot T \quad (1.21)$$

Chia hai vế của phương trình cho μ ta được:

$$p v = R T \quad (1.22)$$

Trong đó: μ là khối lượng phân tử [kg/kmol]

R là hằng số chất khí [$\text{J/kg} \cdot ^\circ \text{K}$]:

$$R = \frac{R_\mu}{\mu} \quad (1.23)$$

Đối với khối khí có khối lượng là $G \text{ kg}$, thể tích $V \text{ m}^3$ thì ta có:

$$G \cdot p v = G \cdot R T \quad \text{Hay } p V = G R T \quad (1.24)$$

Phương trình (1.22), (1.23), (1.24) là phương trình trạng thái khí lý tưởng.

*** Tính hằng số R:**

Từ (1-31) ta có:
$$R_{\mu} = \frac{p \cdot V_{\mu}}{T}$$

Ở điều kiện tiêu chuẩn, áp suất $p = 101,326Pa$, nhiệt độ $t = 0^{\circ}C$ thì 1 mol khí lý tưởng chiếm một thể tích là $V_{\mu} = 22,4 \text{ m}^3$, vậy hằng số của chất khí:

$$R_{\mu} = \frac{p \cdot V_{\mu}}{T} = \frac{101,326 \cdot 22,4}{273} = 8314 \text{ J / kmolK}$$

Hoặc cũng có thể tính:

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

Thay R_{μ} vào (1.23) ta được:

$$R = \frac{R_{\mu}}{\mu} = \frac{8314}{\mu}, \text{ J / kgK} \quad (1.25)$$

1.3.2. Phương trình trạng thái của hỗn hợp khí lý tưởng

Khí lý tưởng thường là hỗn hợp, được xem như đồng nhất, không có phản ứng hoá học với nhau.

Ở điều kiện cân bằng, nhiệt độ các khí thành phần bằng nhau và bằng nhiệt độ của hỗn hợp khí.

1. Tính chất của hỗn hợp khí lý tưởng

Ta xét một hỗn hợp được tạo thành từ n chất khí thành phần. Giả sử hỗn hợp có áp suất là p , thể tích là V . Nếu tách riêng chất khí thứ i ra khỏi hỗn hợp và chứa nó vào bình có thể tích V_i , thì chất khí đó sẽ có áp suất p_i gọi là áp suất riêng phần hay là phân áp suất của chất khí thứ i .

Nếu tách chất khí thứ i ra khỏi hỗn hợp với điều kiện áp suất, nhiệt độ của nó bằng nhiệt độ, áp suất của hỗn hợp khí thì chất khí đó sẽ chiếm một thể tích V_i . V_i được gọi là thể tích riêng phần hay là phân thể tích của chất khí thứ i .

Áp suất của hỗn hợp khí lý tưởng tuân theo định luật Danton. Định luật Danton phát biểu: “Áp suất của hỗn hợp khí lý tưởng bằng tổng số phân áp suất của các chất tạo thành hỗn hợp”.

$$p = p_1 + p_2 + p_3 + \dots + p_n = \sum_1^n p_i \quad (1.26)$$

Khối lượng của hỗn hợp khí bằng tổng khối lượng của các chất khí thành phần tạo nên hỗn hợp khí đó: $G = \sum_1^n G_i$ (1.27)

Thể tích của hỗn hợp khí bằng tổng thể tích của các chất khí thành phần tạo nên hỗn hợp khí đó: $V = \sum_1^n V_i$ (1.28)

2. Phương trình trạng thái của hỗn hợp khí lý tưởng

Có thể coi hỗn hợp khí lý tưởng tương đương với một chất khí đồng nhất, do đó có thể áp dụng phương trình trạng thái của khí lý tưởng cho hỗn hợp khí. Nghĩa là hỗn hợp khí lý tưởng và các chất khí thành phần đều tuân theo phương trình trạng thái khí lý tưởng. Có thể viết phương trình trạng thái của hỗn hợp khí dưới dạng sau:

$$p_i \cdot V = G_i \cdot R_i T \quad (1.29a)$$

$$p \cdot V_i = G_i \cdot R_i T \quad (1.29b)$$

$$p \cdot V = G \cdot RT \quad (1.29c)$$

Từ phương trình (1.29a) ta có:

$$p_i = R_i \cdot G_i \frac{T}{V} \quad (1.30)$$

$$V_i = R_i \cdot G_i \frac{T}{p} \quad (1.31)$$

3. Các thành phần của hỗn hợp

Đối với một hỗn hợp khí lý tưởng, để xác định một trạng thái cân bằng của hỗn hợp, xác định hằng số chất khí của hỗn hợp thì ngoài hai thông số trạng thái độc lập thường dùng, cần phải xác định thêm một thông số thứ ba nữa là thành phần của hỗn hợp khí. Thành phần của hỗn hợp khí có thể là thành phần thể tích, thành phần khối lượng hay thành phần mol.

a. Thành phần khối lượng

Theo định luật bảo toàn khối lượng thì khối lượng của hỗn hợp sẽ bằng tổng khối lượng của các khí thành phần. Tỷ số giữa khối lượng của các khí thành phần với khối lượng của hỗn hợp được gọi là thành phần khối lượng của chất khí đó trong hỗn hợp, ký hiệu là g_i .

$$g_1 = \frac{G_1}{G_1 + G_2 + \dots + G_n} = \frac{G_1}{\sum_1^n G_i} = \frac{G_1}{G} \quad (1.32)$$

Như vậy: $g_1 + g_2 + g_3 + \dots + g_n = \frac{G_1 + G_2 + \dots + G_n}{G} = 1$

Hay $\sum_1^n g_i = 1$ (1.33)

b. Thành phần thể tích và thành phần áp suất

Đại lượng: $r_i = \frac{V_i}{V} = \frac{V_i}{\sum_1^n V_i}$ (1.34)

được gọi là thành phần thể tích của chất khí thứ i và có thể viết:

$$r_1 + r_2 + r_3 + \dots + r_n = \frac{V_1 + V_2 + \dots + V_n}{V} = 1$$

Hay: $\sum_1^n r_i = 1$ (1.35)

Từ phương trình trạng thái viết cho các chất khí thành phần (1.29a) và (1.29b). Chia hai vế của (1.29a) cho (1.29b) ta có: $p_i \cdot V / p V_i = 1$

Hay: $r_i = \frac{V_i}{V} = \frac{p_i}{p}$ (1.36)

Vậy thành phần thể tích của chất khí thứ i bằng thành phần áp suất của nó.

c. Thành phần Mol

Thành phần mol của chất khí thứ i trong hỗn hợp là tỷ số giữa số mol của chất khí thứ i với số mol của hỗn hợp.

Nếu gọi M_i là số mol của chất khí thứ i , M là số mol của hỗn hợp khí thì thể tích của 1kmol khí thứ i là $\frac{V_i}{M_i}$ và thể tích của 1kmol hỗn hợp là $\frac{V}{M}$.

Theo định luật Avogadro, khi ở cùng điều kiện nhiệt độ và áp suất thì thể tích 1kmol của các chất khí đều bằng nhau, nghĩa là: $\frac{V_i}{M_i} = \frac{V}{M}$, do đó ta có:

$$\frac{M_i}{M} = \frac{V_i}{V} = r_i \quad (1.37)$$

Nghĩa là: $r_i = \frac{M_i}{M}$ (1.38)

Vậy thành phần *mol* bằng thành phần thể tích.

4. Xác định các đại lượng tương đương của hỗn hợp khí

a. Tính thành phần khối lượng theo thành phần thể tích

Khối lượng khí có thể xác định bằng: $G_i = \mu_i M_i$ và $G = \mu M$;

Mà theo (1.33) ta có $g_i = \frac{G_i}{G}$, thay giá trị của G_i và G vào ta được:

$$g_i = \frac{G_i}{\sum_1^n G_i} = \frac{\frac{M_i \mu_i}{M}}{\sum_1^n \frac{M_i \mu_i}{M}} = \frac{\mu_i \cdot r_i}{\sum_1^n \mu_i r_i} \quad (1.39a)$$

$$M_i = \frac{8314}{R_i} \Rightarrow g_i = \frac{r_i / R_i}{\sum_1^n \frac{r_i}{R_i}} \quad (1.39b)$$

b. Tính thành phần thể tích theo thành phần khối lượng

$$r_i = \frac{M_i}{\sum_1^n M_i} = \frac{\frac{G_i}{\mu_i}}{\sum_1^n \frac{G_i}{\mu_i}} \quad (1.40a)$$

Chia cho G : $r_i = \frac{\frac{g_i}{\mu_i}}{\sum_1^n \frac{g_i}{\mu_i}}$ (1.40b)

c. Xác định phân tử lượng tương đương (khối lượng kmol của hỗn hợp)

Khối lượng *kmol* của hỗn hợp khí được xác định theo thành phần thể tích hay thành phần khối lượng.

Tính theo thành phần thể tích

$$\text{Ta có: } g_i = \frac{G_i}{G} = \frac{\mu_i M_i}{\mu M} = r_i \cdot \frac{\mu_i}{\mu}$$

$$\text{Hay: } \sum_1^n g_i = \sum_1^n r_i \cdot \frac{\mu_i}{\mu} \quad (1.41)$$

Kết hợp (1.29) với (1.41) ta có:

$$\sum_1^n g_i = \sum_1^n r_i \cdot \frac{\mu_i}{\mu} = 1$$

$$\text{Suy ra: } \mu = \sum_1^n r_i \mu_i \quad (1.42)$$

Tính theo thành phần khối lượng

$$\text{Từ } \mu = \frac{G}{M} \text{ ta có: } \mu = \frac{G}{M} = \frac{G}{\sum_1^n M_i} = \frac{G}{\sum_1^n \frac{G_i}{\mu_i}} = \frac{1}{\sum_1^n \frac{G_i}{G} \cdot \frac{1}{\mu_i}}$$

Suy ra khối lượng của một $kmol$ của hỗn hợp khí theo thành phần khối lượng bằng:

$$\mu = \frac{1}{\sum_1^n \frac{g_i}{\mu_i}} \quad (1.43)$$

d. Hằng số của hỗn hợp khí

Từ phương trình (1.26) ta có: $p = \sum_1^n p_i$, thay giá trị của p_i từ (1.29a) và p

$$\text{từ (1.29c) ta được: } \sum_1^n R_i G_i \frac{T}{V} = RG \frac{T}{V}$$

Suy ra hằng số chất khí của hỗn hợp khí bằng: $R = \sum_1^n R_i \frac{G_i}{G}$;

$$\text{Hay: } R = \sum_1^n R_i g_i \quad (1.44)$$

Hoặc ta có thể tính R của hỗn hợp khí theo μ_i :

$$R = \frac{R_\mu}{\mu} = \frac{8314}{\mu} = \frac{8314}{\sum_1^n r_i \mu_i}, [\text{J/kgK}] \quad (1.45)$$

e. *Khối lượng riêng và thể tích riêng hỗn hợp*

Thể tích riêng của hỗn hợp khí được xác định theo công thức sau:

$$v = \sum_1^n \frac{g_i}{\rho_i} = \frac{1}{\sum_1^n r_i \rho_i} \quad (1.46)$$

Khối lượng riêng của hỗn hợp khí được xác định theo công thức sau:

$$\rho = \frac{1}{\sum_1^n \frac{g_i}{\rho_i}} = \sum_1^n r_i \rho_i \quad (1.47)$$

1.3.3. Phương trình trạng thái khí thực

Các quá trình nhiệt động kỹ thuật trong thực tế thường gặp là xảy ra với khí thực. Do khí thực có nhiều khác biệt với khí lý tưởng như có tồn tại lực tương tác giữa các phân tử và thể tích bản thân các phân tử, nếu áp dụng phương trình trạng thái khí lý tưởng cho khí thực thì sẽ có sai số lớn, do đó cần thiết phải thiết lập các phương trình trạng thái cho khí thực để giải quyết vấn đề trên.

Cho đến nay chúng ta chưa tìm được một phương trình trạng thái nào đúng cho mọi khí thực ở mọi trạng thái, mà chỉ tìm được các phương trình gần đúng cho một chất khí hoặc một nhóm chất khí ở khoảng áp suất và nhiệt độ nhất định. Hiện nay có rất nhiều phương trình trạng thái viết cho khí thực, dưới đây là một số phương trình trạng thái của khí thực thường gặp trong thực tế.

Phương trình Vandecvan là một trong những phương trình viết cho khí thực có độ chính xác cao và được áp dụng khá rộng rãi.

Phương trình Vandecvan có dạng như sau:

$$\left(p + \frac{a}{v^2} \right) (v - b) = RT \quad (1.48)$$

Trong đó a , b là các hệ số xác định bằng thực nghiệm, phụ thuộc bản chất của mỗi chất khí.

Trong phương trình này, chưa kể đến ảnh hưởng của một số hiện tượng vật lý như hiện tượng phân ly và kết hợp các phân tử.

Khi chú ý đến hiện tượng kết hợp mạnh giữa các phân tử khí thực dưới ảnh hưởng của lực tương tác giữa các phân tử. Vukalovich và Novikov đã đưa ra phương trình khác có độ chính xác cao hơn, đặc biệt phù hợp khi áp dụng cho hơi nước, có dạng sau:

$$\left(p + \frac{a}{v^2}\right)(v-b) = RT \left[1 - \frac{c}{T^{\frac{3+2m}{2}}}\right] \quad (1.49)$$

Trong đó : c và m là các hằng số xác định bằng thực nghiệm.

Ngoài các công thức xác định bằng thực nghiệm, đối với khí thực thì người ta có thể xác định các thông số bằng bảng hoặc đồ thị.

1.4. NHIỆT LƯỢNG VÀ CÁCH TÍNH NHIỆT LƯỢNG

1.4.1. Khái niệm về nhiệt lượng

Một vật có nhiệt độ khác không thì các phân tử và nguyên tử của nó sẽ chuyển động hỗn loạn và vật mang một năng lượng gọi là nhiệt năng.

Khi hai vật tiếp xúc với nhau thì nội năng của vật nóng hơn sẽ truyền sang vật lạnh hơn. Quá trình chuyển nội năng từ vật này sang vật khác gọi là quá trình truyền nhiệt. Lượng nội năng truyền được trong quá trình đó gọi là nhiệt lượng trao đổi giữa hai vật, ký hiệu là:

Q nếu tính cho G kg, đơn vị đo là J;

q nếu tính cho 1 kg, đơn vị đo là J/kg;

Qui ước: Nếu $q > 0$ ta nói vật nhận nhiệt;

Nếu $q < 0$ ta nói vật nhả nhiệt.

Trong trường hợp cân bằng (khi nhiệt độ các vật bằng nhau), vẫn có thể xảy ra khả năng truyền nội năng từ vật này sang vật khác (xem là vô cùng chậm) ở trạng thái cân bằng động. Điều này có ý nghĩa quan trọng khi khảo sát các quá trình và chu trình lí tưởng.

1.4.2. Tính nhiệt lượng theo Entropi

Ta có $ds = \frac{dq}{T}$

$$dq = T \cdot ds \quad (1.50)$$

Nếu viết dưới dạng tích phân ta có:

$$q = \int_{s_1}^{s_2} T ds \quad (1.51)$$

Trong đó:

ds : - Vi phân entropi;

dq - Nhiệt lượng trao đổi trong quá trình vô cùng bé (nguyên tố).

q - Nhiệt lượng trao đổi trong quá trình hữu hạn từ điểm 1 đến 2.

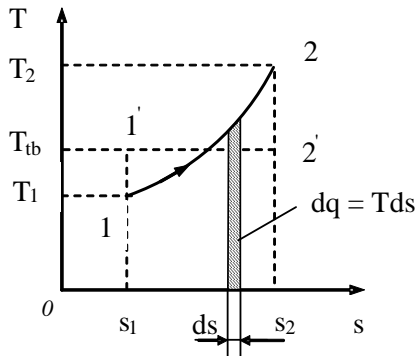
Nếu $T = f(s) = T(s)$ khi lấy tích phân ta được q :

Khi $T = \text{const}$ thì $q_T = T (s_2 - s_1)$;

Khi $T = T_{tb}$ thì $q = T_{tb} (s_2 - s_1)$;

$$\text{Suy ra } T_{tb} = \frac{q}{s_2 - s_1} = \frac{\int_{s_1}^{s_2} T ds}{s_2 - s_1} \quad (1.52)$$

Biểu diễn nhiệt lượng trao đổi trong một quá trình lên đồ thị $T - s$



Hình 1.3. Biểu diễn lượng nhiệt trao đổi trong một quá trình trên đồ thị $T-s$

1.4.3. Tính nhiệt lượng theo nhiệt độ:

Khi cung cấp cho chất môi giới một nhiệt lượng dq thì nhiệt độ của chất môi giới thay đổi dt , tức là $dq = C dt$.

C - Nhiệt dung riêng của chất môi giới. ($KJ/kg \cdot ^\circ K$)

Từ đây chủ yếu tính nhiệt lượng là tính nhiệt dung riêng: $C_x = \left(\frac{dq}{dT} \right)_x$

1. Khái niệm về nhiệt dung riêng

Nhiệt dung riêng của một chất là nhiệt lượng cần thiết để nâng nhiệt độ của một đơn vị đo lường chất đó lên thêm 1 độ trong một quá trình nào đó. Nói cách khác là nhiệt dung riêng tính cho một đơn vị đo lường. Nhiệt dung riêng của một chất phụ thuộc vào bản chất, áp suất và nhiệt độ của nó. Trong phần này ta chỉ nghiên cứu nhiệt dung riêng của một chất khí.

a. Phân loại nhiệt dung riêng

Tùy thuộc vào đơn vị đo môi chất, vào quá trình nhiệt động, có thể phân loại nhiệt dung riêng theo nhiều cách khác nhau: phân theo đơn vị đo môi chất hoặc theo quá trình nhiệt động.

* Phân theo đơn vị đo

Theo đơn vị đo lường ta có 3 loại nhiệt dung riêng: nhiệt dung riêng khối lượng, nhiệt dung riêng thể tích, nhiệt dung riêng *kmol*.

- Nhiệt dung riêng khối lượng: Khi đơn vị đo lường môi chất là kg, ta có nhiệt dung riêng khối lượng, ký hiệu là:

$$C = \frac{dQ}{GdT} \quad (J/kg \cdot ^\circ K) \quad (1.53a)$$

- Nhiệt dung riêng thể tích: Nếu đơn vị đo lường môi chất là $m^3_{v/c}$ (thể tích môi chất đo ở điều kiện chuẩn) thì ta có nhiệt dung riêng thể tích, ký hiệu là:

$$C' = \frac{dQ}{VdT}, [J/m^3_{v/c}K] \quad (1.53b)$$

- Nhiệt dung riêng *kmol*: Nếu đơn vị đo lường môi chất là *kmol* thì ta có nhiệt dung riêng *kmol*, ký hiệu là:

$$C_\mu = \frac{dQ}{MdT}, [J/kmolK] \quad (1.53c)$$

* Phân loại theo quá trình nhiệt động

Theo quá trình nhiệt động xảy ra ta có nhiệt dung riêng đẳng áp và nhiệt dung riêng đẳng tích.

- Nhiệt dung riêng đẳng áp C_p :

Khi quá trình nhiệt động xảy ra ở áp suất không đổi, ta có nhiệt dung riêng đẳng áp (nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp C_p , nhiệt dung riêng thể tích đẳng áp C'_p , nhiệt dung riêng mol đẳng áp $C_{\mu p}$).

- Nhiệt dung riêng đẳng tích C_v :

Khi quá trình nhiệt động xảy ra ở thể tích không đổi, ta có nhiệt dung riêng đẳng tích (nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích C_v , nhiệt dung riêng thể tích đẳng tích C'_v , nhiệt dung riêng mol đẳng tích $C_{\mu v}$).

b. Quan hệ giữa các loại nhiệt dung riêng

* *Quan hệ giữa các loại nhiệt dung riêng*

Trong một quá trình nhiệt động, khi nhiệt dung riêng của chất khí là không thay đổi thì ta có thể xác định được quan hệ giữa các loại nhiệt dung riêng khối lượng, nhiệt dung riêng thể tích và nhiệt dung riêng $kmol$.

Xét một khối khí có khối lượng là G , thể tích là $V_{v/c}$. Nếu gọi M là số $kmol$ của khối khí, μ là khối lượng $1kmol$ khí ($kg/kmol$) thì nhiệt dung riêng của khối khí có thể được tính là:

$$G.C = V_{v/c}. C' = M.C_{\mu} \quad (1.54)$$

Từ đó ta suy ra:
$$C = \frac{V_{v/c}}{G} C' = \frac{1}{G/M} C_{\mu}$$

hay:
$$C = v_{v/c} C' = \frac{1}{\mu} C_{\mu} \quad (1.55)$$

* *Quan hệ giữa C_p và C_v*

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

$$C_p - C_v = \frac{8314}{\mu}, [J/kgK] \quad (1.56)$$

Ta có thể chứng minh công thức Mayer dựa trên độ biến thiên của nội năng và entalpi.

Với khí lý tưởng, nội năng và entalpi chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ nên ta luôn có: $du = C_v dT$ và $di = C_p dT$, do đó ta có thể viết:

$$di - du = C_p dT - C_v dT \quad (1.57)$$

Hay:
$$d(i - u) = (C_p - C_v).dT \quad (1.58)$$

Theo định nghĩa entalpi thì: $i = u + pv$ hay $i - u = pv$, thay vào (1.58) ta được:

$$d(pv) = (C_p - C_v).dT$$

Lấy tích phân hai vế ta có:

$$pv = (C_p - C_v).T \quad (1.59)$$

Mặt khác theo phương trình trạng thái thì:

$$pv = RT, \quad (1.60)$$

So sánh (1.58) và (1.60) ta được:

$$C_p - C_v = R. \quad (1.61)$$

Đối với 1kmol khí lý tưởng ta có:

$$\mu C_p - \mu C_v = \mu R = R\mu = 8314 \text{ J/kmolK} \quad (1.62)$$

Tỷ số giữa nhiệt dung riêng đẳng áp và nhiệt dung riêng đẳng tích gọi là chỉ số đoạn nhiệt k .

$$k = \frac{C_p}{C_v} \quad (1.63)$$

Đối với khí lý tưởng, chỉ số đoạn nhiệt không phụ thuộc vào trạng thái chất khí mà chỉ phụ thuộc vào bản chất của chất khí. Theo thuyết động học phân tử, số mũ đoạn nhiệt k có các giá trị như sau:

Đối với khí lý tưởng 1 nguyên tử $k = 1,6$;

Đối với khí lý tưởng 2 nguyên tử $k = 1,4$;

Đối với khí lý tưởng 3 nguyên tử trở lên $k = 1,3$.

Đối với khí thực thì k còn phụ thuộc vào nhiệt độ, khi nhiệt độ tăng thì chỉ số đoạn nhiệt k giảm.

Từ (1.63) ta suy ra: $C_p = k.C_v \quad (1.64)$

Thay vào (1.57) ta sẽ có $k.C_v - C_v = R$ hay $C_v(k-1) = R$, từ đây ta tính được giá trị của C_p và C_v theo k và R :

$$C_v = \frac{R}{k-1} \text{ và } C_p = \frac{k}{k-1} R \quad (1.65)$$

c. Nhiệt dung riêng của hỗn hợp khí

Đốt nóng 1kg hỗn hợp khí lên 1°C (tức là nâng nhiệt độ của các khí thành phần lên 1°C). Nếu thành phần khối lượng của hỗn hợp là g_i thì nhiệt lượng tiêu thụ cho từng chất khí thành phần là $C_i g_i$.

Nhiệt dung riêng của hỗn hợp :

$$C_{hh} = \sum_1^n C_i g_i, [kJ/kgK] \quad (1.66)$$

$$C'_{hh} = \sum_1^n C'_i g_i, [kJ/m^3tcK] \quad (1.67)$$

$$\mu C_{hh} = \sum_1^n \mu C_i g_i, [kJ/kmolK] \quad (1.68)$$

2. Tính nhiệt lượng theo nhiệt dung riêng

a. Tính nhiệt lượng theo nhiệt dung riêng thực

Nhiệt lượng cấp cho một đơn vị chất khí trong một quá trình nào đó tính theo nhiệt dung riêng thực (*nhiệt dung riêng khối lượng, thể tích, Kmol...*).

$$dq = Cdt, \text{ (quá trình nguyên tố);}$$

$$q = \int_{t_1}^{t_2} Cdt, \text{ (quá trình hữu hạn).}$$

* Nếu $C = const$

$$q = \int_{t_1}^{t_2} Cdt = C(t_2 - t_1), [kJ/kg] \quad (1.69a)$$

* Nếu $C = a' + b't$

$$q = \int_{t_1}^{t_2} (a' + b't) dt = \left[a' + b' \left(\frac{t_2 + t_1}{2} \right) \right] (t_2 - t_1) \quad (1.69b)$$

* Nếu $C = a + bt + ct^2$

$$q = \int_{t_1}^{t_2} (a + bt + ct^2) dt = \left[a + b \left(\frac{t_2 + t_1}{2} \right) + c \left(\frac{t_2^2 + t_2 t_1 + t_1^2}{3} \right) \right] (t_2 - t_1) \quad (1.69c)$$

b. Tính theo nhiệt rung riêng trung bình

$$q = C \Big|_{t_1}^{t_2} (t_2 - t_1);$$

* Khi $C = \text{const} \rightarrow q = C (t_2 - t_1)$ (1.70a)

* Khi: $C = a' + b't$

$$q = \left[a' + b' \left(\frac{t_2 + t_1}{2} \right) \right] (t_2 - t_1) \quad (1.70b)$$

* Khi: $C = a + bt + ct^2$;

$$q = \left[a' + b' \left(\frac{t_2 + t_1}{2} \right) + c' \left(\frac{t_2^2 + t_2 t_1 + t_1^2}{3} \right) \right] (t_2 - t_1) \quad (1.70c)$$

1.5. CÁC LOẠI CÔNG

1.5.1. Khái niệm và phân loại công

Công là đại lượng đặc trưng cho sự trao đổi năng lượng giữa môi chất với môi trường khi có chuyển động vĩ mô. Khi thực hiện một quá trình, nếu có sự thay đổi áp suất, thay đổi thể tích hoặc dịch chuyển trọng tâm khối môi chất thì một phần năng lượng nhiệt sẽ được chuyển hoá thành cơ năng. Lượng chuyển biến đó chính là công của quá trình, ký hiệu là:

l - Tính cho 1kg, đơn vị đo là J/kg ; L - Tính cho G kg, đơn vị đo là J ;

Qui ước: Nếu $l > 0$ ta nói vật sinh công; Nếu $l < 0$ ta nói vật nhận công;

Công không thể chứa trong một vật bất kỳ nào, mà nó chỉ xuất hiện khi có quá trình thay đổi trạng thái kèm theo chuyển động của vật.

Về mặt cơ học, công có trị số bằng tích giữa lực tác dụng với độ dời theo hướng của lực. Trong nhiệt kỹ thuật thường gặp các loại công sau: công thay đổi thể tích; công lưu động (công thay đổi vị trí); công kỹ thuật (công thay đổi áp suất) và ngoại công.

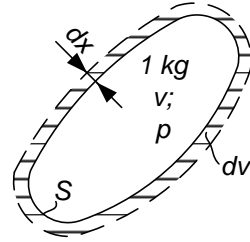
1.5.2. Các phương pháp tính công

1. Công trong hệ thống kín - Công giãn nở - ngoại công

Một khối khí có khối lượng là G (kg) chứa trong thể tích V (m^3). Áp suất của chất môi giới tác dụng lên một gianh giới là p . Môi trường tác dụng lên chất môi giới áp suất p' . Khi cung cấp cho chất môi giới 1 nhiệt lượng vô cùng bé dq , thể tích chất môi giới giãn nở từ V thành $V + dV$. Lực do p và p' tạo nên làm diện tích bao khối khí dịch chuyển 1 đoạn là dn , làm lên công:

- Công do p tạo nên là công giãn nở;
- Công do p' tạo nên là ngoại công;

Trong Nhiệt động học kỹ thuật ở điều kiện lý tưởng $p = p'$ do đó: Công giãn nở = Ngoại công.



Hình 1.4. Xác định công giãn nở

a. Tính công giãn nở

Xét diện tích vô cùng bé df trên mặt ranh giới giữa chất môi giới và môi trường. Lực tác dụng lên diện tích df là $(p \cdot df)$. Công tạo ra là $(p \cdot df \cdot dn)$. Công do toàn bộ chất môi giới sinh ra trong quá trình vô cùng bé là:

$$dL = p \cdot df \cdot dn = p dV \quad (1.71a)$$

Tính cho 1kg chất môi giới:

$$dl = \frac{dL}{G} = \frac{p \cdot df \cdot dn}{G} = p \frac{dV}{G} = p dv \quad (1.71b)$$

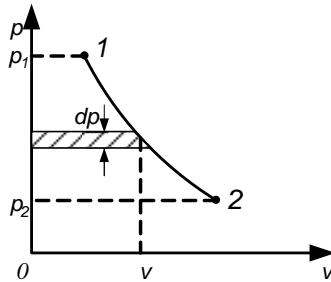
Chất môi giới thay đổi từ $V_1 \rightarrow V_2$:

$$L = \int_1^2 dL = \int_{V_1}^{V_2} p dV \quad (1.71c)$$

Công của 1kg chất môi giới:

$$l = \frac{L}{G} = \int_{v_1}^{v_2} p dv \quad (1.71d)$$

b. Biểu thị trên tọa độ $p - v$



Hình 1.5. Biểu diễn công giãn nở trên đồ thị $p-v$

Từ trạng thái điểm A bất kỳ có thông số p, v chất môi giới tiến hành một quá trình vô cùng bé theo đường 1 - 2 thì thể tích riêng v tăng một lượng vô cùng bé dv . Công được thực hiện là diện tích gạch chéo bằng $p dv$. Công trong quá trình hữu hạn 1-2 biểu diễn bằng diện tích $\int_{v_1}^{v_2} p dv$ (hình 1.5).

Nhận xét:

- dl và dv cùng dấu vì p luôn dương. Khi $dv > 0$ thì $dl > 0$, khi $dv < 0$ thì $dl < 0$. Do đó khi giãn nở $dv > 0$ và $dl > 0$ đồ thị đi từ trái sang phải, công là công dương, như vậy chất môi giới sinh công cho môi trường.

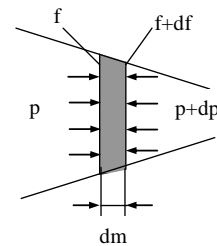
Khi nén $dv < 0$ và $dl < 0$ đồ thị đi từ phải sang trái, công là công âm, như vậy chất môi giới nhận công từ môi trường.

2. Công trong hệ thống hở - công lưu động

Để tiến hành một quá trình thay đổi trạng thái trong hệ thống hở thì trước hết phải có một công làm thay đổi vị trí của chất môi giới, gọi là công lưu động.

Phần công còn lại có thể lợi dụng gọi là công kỹ thuật hay công có ích.

Công giãn nở = Công lưu động + Công kỹ thuật



Hình 1.6. Sơ đồ xác định công lưu động

a. Tính công lưu động

1 kg chất môi giới tiến hành một quá trình nguyên tố, công lưu động là:

$$dl_{ld} = d(vp) \tag{1.72a}$$

$$\text{Đối với quá trình hữu hạn } 1 - 2: l_{\lambda d} = p_2 v_2 - p_1 v_1 \quad (1.72b)$$

$$\begin{aligned} dL_{\lambda d} &= (p + dp)(f + df)dm - pfdm = pfdm + (pdf + fdp)dm - pfdm \\ &= (pdf + fdp)dm = d(pf)dm = d(pV) \end{aligned} \quad (1.72c)$$

$$\text{Đối với 1kg chất môi giới công lưu động là: } dl_{\lambda d} = d\left(\frac{pV}{G}\right) = d(pv);$$

$$dl_{\lambda d} = d(pv) \quad (1.72d)$$

b. Tính công kỹ thuật

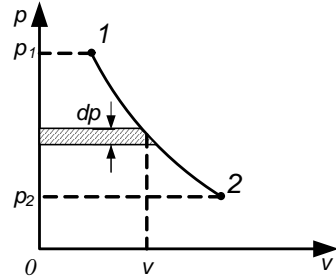
$$dl' = dl - dl_{\lambda d} \quad (1.73a)$$

$$dl' = pdv - d(pv) = -vdp$$

$$dl' = -vdp \quad (1.73b)$$

Nếu quá trình biến đổi từ p_1 đến p_2 :

$$dl' = - \int_{p_1}^{p_2} v dp = \int_{p_2}^{p_1} v dp \quad (1.73c)$$



Hình 1.7. Đồ thị xác định công kỹ thuật

Biểu diễn trên đồ thị $p - v$ đối với 1 kg (hình 1.7): $dl =$ diện tích 12 $p_2 p_1$;

$$\text{Đối với } G \text{ kg: } L' = - \int_{p_1}^{p_2} V dp \quad (1.73d)$$

Nhận xét :

- $v > 0$ thì dl' ngược dấu dp , khi p giảm tức $dp < 0$ đồ thị đi xuống $dl' > 0$.

Khi p tăng tức là $dp > 0$ đồ thị đi lên $dl' < 0$.

- Công kỹ thuật dl' khác nhau khi tiến hành quá trình khác nhau nếu cùng trạng thái đầu và cuối. Vì vậy công kỹ thuật là hàm quá trình, do đó dl' là vô cùng bé (không phải là vi phân toàn phần).

- Công lưu động $dl_{\lambda d}$ không thuộc vào quá trình, vì vậy công lưu động $dl_{\lambda d} = d(pv)$ là vi phân toàn phần.

- Khi tiến hành một quá trình kín (chu trình) thì $dl = dl'$ ($dl_{\lambda d} = 0$), khi đó:

$$\oint dl = \oint dl'$$

Chương 2: ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG HỌC THỨ NHẤT VÀ CÁC QUÁ TRÌNH CƠ BẢN CỦA MÔI CHẤT Ở THỂ KHÍ VÀ HƠI

2.1. NỘI DUNG VÀ Ý NGHĨA CỦA ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG I

2.1.1. Nội dung của định luật nhiệt động I

- Định luật Nhiệt động học I là định luật về bảo toàn và chuyển hoá năng lượng viết cho các quá trình nhiệt động. Theo định luật bảo toàn và chuyển hóa năng lượng thì năng lượng toàn phần của một vật hay một hệ ở cuối quá trình luôn bằng tổng đại số năng lượng toàn phần ở đầu quá trình và toàn bộ năng lượng nhận vào hay nhả ra trong quá trình đó.

Như đã xét ở trong chương 1, trong các quá trình nhiệt động, khi không xảy ra các phản ứng hóa học và phản ứng hạt nhân, nghĩa là năng lượng hóa học và năng lượng hạt nhân không thay đổi, khi đó năng lượng toàn phần của vật chất thay đổi chính là do thay đổi nội năng u , trao đổi nhiệt và công với môi trường.

Xét 1kg môi chất, khi cấp vào nhiệt lượng dq thì nhiệt độ thay đổi một lượng dT và thể tích riêng thay đổi một lượng dv . Khi nhiệt độ T thay đổi chúng tỏ nội động năng thay đổi, khi thể tích v thay đổi chúng tỏ nội thế năng thay đổi và môi chất thực hiện công thay đổi thể tích. Như vậy khi cấp vào một lượng nhiệt dq thì nội năng thay đổi một lượng du và trao đổi một công là dl .

- Định luật Nhiệt động học I phát biểu: Nhiệt lượng cung cấp vào cho hệ một phần để thay đổi nội năng, một phần sinh công.

2.1.2. Ý nghĩa của định luật nhiệt động I

Định luật nhiệt động học I cho phép ta viết phương trình cân bằng năng lượng cho một quá trình nhiệt động.

2.2. CÁC DẠNG BIỂU THỨC CỦA ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG I

Định luật nhiệt động I có thể được viết dưới nhiều dạng khác nhau như sau:

Trong trường hợp tổng quát với hệ thống kín:

$$dq = du + dl \quad (2.1)$$

Đối với 1kg môi chất:

$$\Delta q = \Delta u + l \quad (2.2)$$

Đối với G kg môi chất:

$$\Delta Q = \Delta U + L \quad (2.3)$$

Mặt khác theo định nghĩa entalpi ta có: $i = u + pv$, lấy vi phân biểu thức này ta được: $di = du + d(pv)$ hay $du = di - vdp - pdv$, thay vào (2.1) với $dl = pdv$ ta có dạng khác của biểu thức định luật nhiệt động I như sau:

$$dq = di - pdv - vdp + pdv = di - vdp \quad (2.4)$$

Hay
$$dq = di + dl_{kt} \quad (2.5)$$

Đối với khí lý tưởng ta luôn có:

$$du = C_v dT$$

$$di = C_p dT$$

Thay giá trị của du và di vào (2.1) và (2.4) ta có cách viết khác của biểu thức định luật nhiệt động I:

$$dq = C_v dT + pdv \quad (2.6)$$

$$dq = C_p dT - vdp \quad (2.7)$$

Đối với hệ hở:
$$dl_{kt} = dl_{an} + d \frac{\omega^2}{2} + gdh \quad (2.8)$$

Trong đó h là thế năng của trạng thái môi chất.

2.3. ỨNG DỤNG CỦA ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG I

2.3.1. Tính hiệu suất nhiệt

Theo định nghĩa hiệu suất nhiệt : *Hiệu suất nhiệt là tỷ số giữa lượng nhiệt hệ thống sử dụng được với lượng nhiệt cung cấp cho hệ thống.*

$$\eta_t = \frac{\text{Nhiệt lượng hệ thống sử dụng được}}{\text{Nhiệt lượng cung cấp cho hệ thống}} (\%)$$

Để sinh công 1kWh cần b kg nhiên liệu có nhiệt trị Q [kJ/kg]. Nhiệt lượng cung cấp vào là $Q.b$ [kJ].

- Khi năng lượng hệ thống sử dụng được là kWh (1kWh = 3600kJ) và nhiệt trị Q (kJ/kg):

$$\eta_t = \frac{3600}{Q.b} \cdot 100\% \quad (2.9a)$$

- Khi năng lượng hệ thống sử dụng được là kcal và Q (kcal/kg):

$$\eta_t = \frac{860}{Q.b} \cdot 100\% \quad (2.9b)$$

Vì :
$$860 = \frac{102 \cdot 3600}{427}$$

- Khi năng hệ thống sử dụng được là (mã lực.giờ) và Q [kcal/kg]:

$$\eta_t = \frac{632}{Q.b} \cdot 100\% \quad (2.9c)$$

2.3.2. Chứng minh công thức Mayer

Ta có :
$$dq = C_p dT - v dp$$

$$dq = C_v dT + p dv$$

Trừ cho nhau ta có: $(C_p - C_v) dT = p dv + v dp = d(pv)$

Từ
$$pv = RT \text{ ta có } d(pv) = d(RT) = R dT$$

Hay :
$$(C_p - C_v) dT = d(RT) = R dT$$

$$C_p - C_v = R$$

2.4. CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CỦA KHÍ LÝ TƯỞNG

2.4.1. Một số khái niệm

1. Quá trình nhiệt động

Là sự thay đổi liên tục trạng thái của hệ khi trao đổi năng lượng với môi trường gọi là quá trình nhiệt động.

Khi xảy ra quá trình có ít nhất một thông số trạng thái thay đổi thì quá trình có trao đổi năng lượng.

2. Các quá trình nhiệt động cơ bản

- Quá trình đẳng tích $v = const$;

Ví dụ : Đốt nóng, làm lạnh chất khí trong bình kín.

- Quá trình đẳng áp: $p = \text{const}$;

Ví dụ : Bay hơi nước $p = \text{const}$.

- Quá trình đẳng nhiệt: $T = \text{const}$;

Ví dụ : Ngưng tụ không thay đổi nhiệt độ.

- Quá trình đoạn nhiệt : $q = 0$ ($dq = 0$) ;

Quá trình xảy ra trong điều kiện hệ không trao đổi nhiệt với môi trường;

Ví dụ : Nén chất khí trong bình cách nhiệt.

3. Quá trình cân bằng và không cân bằng

a. Quá trình cân bằng

Quá trình cân bằng là quá trình tiến hành qua các trạng thái cân bằng liên tiếp.

b. Quá trình không cân bằng

Quá trình không cân bằng là quá trình tiến hành qua các trạng thái không cân bằng liên tiếp.

4. Quá trình thuận nghịch và không thuận nghịch

a. Quá trình thuận nghịch

Là quá trình khi môi trường xung quanh thay đổi theo trình tự ngược lại thì hệ cũng biến đổi theo chiều ngược lại và đi qua đúng những trạng thái trong quá trình thuận.

Trong quá trình thuận nghịch:

- Công hệ nhận được trong quá trình ngược bằng công thực hiện được trong quá trình thuận nhưng dấu ngược nhau.

Ví dụ: + Chuyển động cơ học thuần nhất không có ma sát được coi là quá trình thuận nghịch;

+ Chuyển động của chất lỏng lý tưởng không có ma sát;

+ Truyền sóng âm thanh trong môi trường đàn hồi lý tưởng.

- Nhiệt nhận được q_1 bằng nhiệt nhả ra q_2 .

b. Quá trình không thuận nghịch

Là quá trình ngược không tuân theo những điều kiện của quá trình thuận. Công của quá trình ngược và nhiệt của quá trình thuận không bằng nhau.

Ví dụ : - Giãn nở khí trong môi trường chân không:

Khi giãn nở công giãn nở bằng không;

Khi nén công nén khác không;

- Quá trình khuếch tán:

Trong không khí tự khuếch tán;

Khi muốn tách riêng hai chất thì phải tốn công.

Quá trình thuận nghịch là quá trình lý tưởng thuận lợi nhất về công và nhiệt.

Trong nghiên cứu, các quá trình nhiệt động thường được quy về quá trình thuận nghịch.

2.4.2. Quá trình đẳng tích

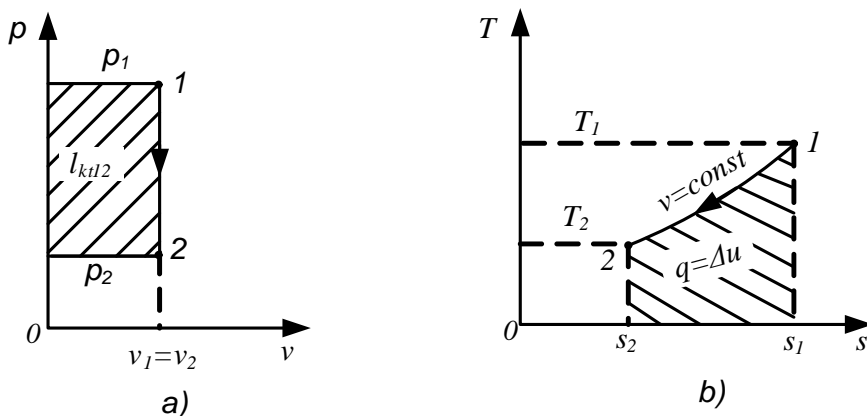
Định nghĩa:

Quá trình đẳng tích là quá trình nhiệt động được tiến hành trong điều kiện thể tích không đổi.

Phương trình biểu diễn : $v = \text{const}, dv = 0$.

Ví dụ: làm lạnh hay đốt nóng khí trong bình kín có thể tích không thay đổi.

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



Hình 2.1. Đồ thị $p-v$ và $T-s$ của quá trình đẳng tích

Trạng thái nhiệt động của môi chất hoàn toàn xác định khi biết hai thông số độc lập bất kỳ của nó. Bởi vậy ta có thể chọn hai thông số độc lập nào đó để lập ra đồ thị biểu diễn trạng thái của môi chất, đồ thị đó được gọi là đồ thị trạng thái. Quá trình đẳng tích được biểu thị bằng đoạn thẳng đứng 1-2 trên đồ thị $p-v$ (hình 2.1a) và đường cong lôgarit trên đồ thị $T-s$ (hình 2.1b). Diện tích $12p_2p_1$ trên đồ thị $p-v$ biểu diễn công kỹ thuật, còn diện tích $12s_2s_1$ trên đồ thị $T-s$ biểu diễn nhiệt lượng trao đổi trong quá trình đẳng tích.

Quan hệ giữa các thông số:

Từ phương trình trạng thái của khí lý tưởng $p\nu = RT$ ta có: $\frac{p}{T} = \frac{R}{\nu}$;

mà $R = \text{const}$, $\nu = \text{const}$, do đó suy ra:

$$\frac{p}{T} = \frac{R}{\nu} = \text{const} \quad (2.10)$$

Hay $\frac{p_1}{T_1} = \frac{p_2}{T_2}$ hay $\frac{p_1}{p_2} = \frac{T_1}{T_2}$ (2.11)

Công thay đổi thể tích:

Vì quá trình đẳng tích có $\nu = \text{const}$, nghĩa là $d\nu = 0$, do đó công thay đổi thể tích của quá trình:

$$l = \int_1^2 p d\nu = 0 \quad (2.12)$$

Nhiệt lượng trao đổi với môi trường:

Theo định luật nhiệt động I ta có: $q = l + \Delta u$, mà $l = 0$ nên:

$$q = \Delta u = C_v(T_2 - T_1) \quad (2.13)$$

Độ biến thiên entropi:

Độ biến thiên entropi của quá trình được xác định bằng biểu thức: $ds = \frac{dq}{T}$.

Mà theo (2.13) ta có $q = \Delta u$, do đó có thể viết:

$$ds = \frac{dq}{T} = \frac{C_v dT}{T} \quad (2.14)$$

Lấy tích phân biểu thức (2.14) ta được:

$$\Delta s = s_2 - s_1 = \int_1^2 \frac{C_v dT}{T} \quad (2.15a)$$

Hay:
$$\Delta s = C_v \ln \frac{T_2}{T_1} = C_v \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (2.15b)$$

Hệ số biến đổi năng lượng của quá trình:

$$\alpha = \frac{\Delta u}{q} = 1 \quad (2.16)$$

Như vậy trong quá trình đẳng tích, nhiệt lượng tham gia vào quá trình chỉ để làm thay đổi nội năng của chất khí.

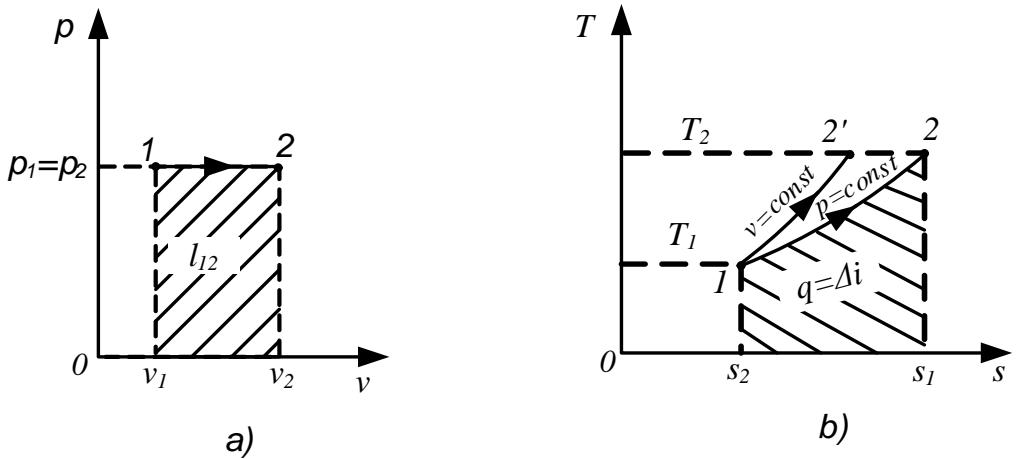
2.4.3. Quá trình đẳng áp

Định nghĩa:

Quá trình đẳng áp là quá trình nhiệt động được tiến hành trong điều kiện áp suất không đổi.

Phương trình biểu diễn : $p = \text{const}, dp = 0$.

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



Hình 2.2. Đồ thị $p-v$ và $T-s$ của quá trình đẳng áp

Quá trình đẳng áp được biểu thị bằng đoạn thẳng nằm ngang 1-2 trên đồ thị $p-v$ (hình 2.2a) và đường cong lôgarit 1-2 trên đồ thị $T-s$ (hình 2.2b). Diện tích $12v_2v_1$ trên đồ thị $p-v$ biểu diễn công thay đổi thể tích, còn diện tích $12s_2s_1$ trên đồ thị $T-s$ biểu diễn nhiệt lượng trao đổi trong quá trình đẳng áp.

Để so sánh độ dốc của đường đẳng tích và đường đẳng áp trên đồ thị $p-v$, ta dựa vào quan hệ: $ds_v = \frac{C_v dT}{T}$ và $ds_p = \frac{C_p dT}{T}$, từ đó suy ra:

$$\left(\frac{dT}{ds}\right)_v = \frac{T}{C_v} > \left(\frac{dT}{ds}\right)_p = \frac{T}{C_p} \text{ vì } C_p > C_v$$

Từ đó ta thấy: trên đồ thị $T-s$, đường đẳng tích dốc hơn đường đẳng áp.

Quan hệ giữa các thông số:

Từ phương trình trạng thái của khí lý tưởng $pV = RT$ ta có: $\frac{v}{T} = \frac{R}{p}$;

mà $R = \text{const}$, $p = \text{const}$, do đó suy ra:

$$\frac{v}{T} = \frac{R}{p} = \text{const} \quad (2.17)$$

Hay $\frac{v_1}{T_1} = \frac{v_2}{T_2}$ hay $\frac{v_1}{v_2} = \frac{T_1}{T_2}$ (2.18)

Công thay đổi thể tích của quá trình:

Vì quá trình đẳng áp có $p = \text{const}$, nên công thay đổi thể tích của quá trình:

$$l = \int_1^2 p dv = p(v_2 - v_1) = R(T_2 - T_1) \quad (2.19)$$

Công kỹ thuật của quá trình:

$$l_{kt} = \int_1^2 -v dp = 0 \text{ vì } dp = 0 \quad (2.20)$$

Nhiệt lượng trao đổi với môi trường:

Theo định luật nhiệt động I ta có: $q = \Delta i + l_{kt}$, mà $l_{kt} = 0$ nên:

$$q = \Delta i = C_p(T_2 - T_1) \quad (2.21)$$

Độ biến thiên entropi:

Độ biến thiên entropi của quá trình được xác định bằng biểu thức:

$$dq = di - v dp = di \text{ (vì } dp = 0), \text{ do đó ta có:}$$

$$ds = \frac{dq}{T} = \frac{di}{T} = \frac{C_p dT}{T} \quad (2.22)$$

Lấy tích phân biểu thức (2.22) ta được:

$$\Delta s = s_2 - s_1 = \int_1^2 \frac{C_p dT}{T} \quad (2.23a)$$

Hay:
$$\Delta s = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} = C_p \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (2.23b)$$

Hệ số biến đổi năng lượng của quá trình:

$$\alpha = \frac{\Delta u}{q} = \frac{C_v(T_2 - T_1)}{C_p(T_2 - T_1)} = \frac{1}{k} \quad (2.24)$$

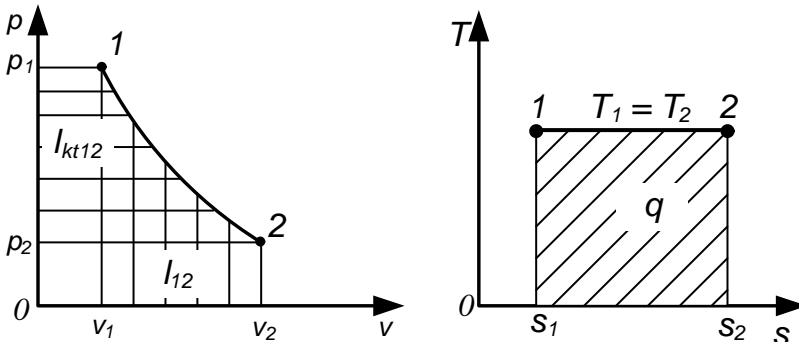
2.4.4. Quá trình đẳng nhiệt

Định nghĩa:

Quá trình đẳng nhiệt là quá trình nhiệt động được tiến hành trong điều kiện nhiệt độ không đổi.

Phương trình của quá trình là: $T = const, dT = 0$.

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



Hình 2.3. Đồ thị $p-v$ và $T-s$ của quá trình đẳng nhiệt

Quá trình đẳng nhiệt được biểu thị bằng đường cong hypecbôn cân 1-2 trên đồ thị $p-v$ (hình 2.3a) và đường thẳng nằm ngang 1-2 trên đồ thị $T-s$ (hình 2.3b). Trên đồ thị $p-v$, diện tích $12p_2p_1$ biểu diễn công kỹ thuật, còn diện tích

$12v_2v_1$ biểu diễn công thay đổi thể tích. Trên đồ thị $T-s$ diện tích $12s_2s_1$ biểu diễn nhiệt lượng trao đổi trong quá trình đẳng nhiệt.

Quan hệ giữa các thông số:

Từ phương trình trạng thái của khí lý tưởng $pV = RT$, mà $R = const$, $T = const$, do đó suy ra:

$$pV = RT = const \quad (2.25)$$

$$\text{Hay : } p_1v_1 = p_2v_2 \quad (2.26)$$

Nghĩa là trong quá trình đẳng nhiệt, thể tích thay đổi tỷ lệ nghịch với áp suất, suy ra:

$$\frac{p_1}{p_2} = \frac{v_2}{v_1} \quad (2.27)$$

Công thay đổi thể tích của quá trình:

Vì quá trình đẳng nhiệt có $T = const$, nên công thay đổi thể tích quá trình:

$$l = \int_1^2 p dv = \int_{v_1}^{v_2} RT \frac{dv}{v} = RT \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (2.28)$$

$$l = RT \ln \frac{v_2}{v_1} = p_1v_1 \ln \frac{v_2}{v_1} = p_2v_2 \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (2.29)$$

$$l = RT \ln \frac{p_1}{p_2} = p_1v_1 \ln \frac{p_1}{p_2} = p_2v_2 \ln \frac{p_1}{p_2} \quad (2.30)$$

Công kỹ thuật của quá trình:

$$l_{kt} = \int_1^2 -v dp = - \int_{p_1}^{p_2} RT \frac{dp}{p} = RT \ln \frac{p_1}{p_2} = RT \ln \frac{v_2}{v_1} = l \quad (2.31)$$

Trong quá trình đẳng nhiệt công thay đổi thể tích bằng công kỹ thuật.

Nhiệt lượng trao đổi với môi trường:

Lượng nhiệt tham gia vào quá trình được xác định theo định luật nhiệt động I là: $dq = du + dl = di + dl_{kt}$, mà trong quá trình đẳng nhiệt $dT = 0$ nên có $du = 0$ và $di = 0$, do đó có thể viết:

$$dq = dl = dl_{kt} \text{ hoặc } q = l = l_{kt} \quad (2.32)$$

Hay:
$$q = RT \ln \frac{p_1}{p_2} = RT \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (2.33)$$

Hoặc có thể tính: $dq = Tds$

Hay:
$$q = T(s_2 - s_1) \quad (2.34)$$

Độ biến thiên entropi:

Độ biến thiên entropi của quá trình được xác định bằng biểu thức:

$$ds = \frac{dq}{T} = \frac{du + dl}{T} = \frac{dl}{T} = \frac{pdv}{T} \quad (2.35)$$

Mà theo phương trình trạng thái ta có: $\frac{p}{T} = \frac{R}{v}$, thay vào (2.35) ta được:

$$ds = R \frac{dv}{v} \quad (2.36)$$

Lấy tích phân biểu thức (2.36) ta được:

$$\Delta s = \int_1^2 \frac{dq}{T} = \int_1^2 R \frac{dv}{v} = R \ln \frac{v_2}{v_1} = R \ln \frac{p_1}{p_2} \quad (2.37)$$

Hệ số biến đổi năng lượng của quá trình:

Vì $T_1 = T_2$ nên $\Delta u = 0$, do đó:

$$\alpha = \frac{\Delta u}{q} = 0 \quad (2.38)$$

2.4.5. Quá trình đoạn nhiệt

Định nghĩa:

Quá trình đoạn nhiệt là quá trình nhiệt động được tiến hành trong điều kiện không trao đổi nhiệt với môi trường.

$$q = 0 \text{ hay } dq = 0. \quad (2.39)$$

Phương trình của quá trình:

Từ các dạng của phương trình định luật I ta có:

$$dq = C_p dT - v dp = 0$$

$$dq = C_v dT + p dv = 0$$

$$\text{suy ra: } C_p dT = v dp \quad (2.40)$$

$$C_v dT = -p dv \quad (3.41)$$

Chia (2.40) cho (2.41) ta được:

$$\frac{C_p}{C_v} = - \frac{v dp}{p dv} = k \quad (3.42)$$

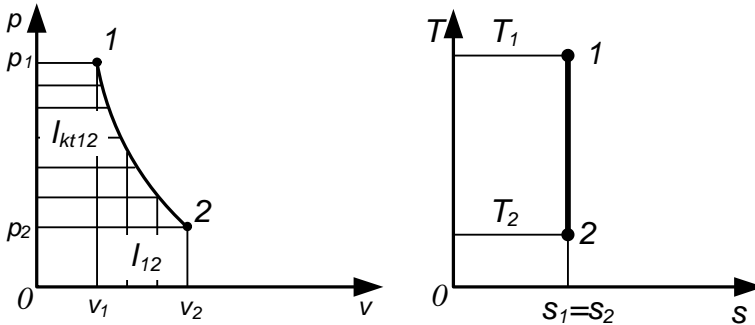
$$\text{Hay: } \frac{dp}{p} + k \frac{dv}{v} = 0 \quad (2.43)$$

Lấy tích phân hai vế (2.43) ta được: $lnp + klnv = const$

$$\text{Hay } pv^k = const \quad (2.44)$$

Biểu thức (2.44) là phương trình của quá trình đoạn nhiệt, trong đó k là chỉ số đoạn nhiệt.

Biểu diễn quá trình trên đồ thị:



Hình 2.4. Đồ thị p - v và T - s của quá trình đoạn nhiệt

Quá trình đoạn nhiệt được biểu thị bằng đường cong hypecbôn 1-2 trên đồ thị p - v (hình 2.4a) và đường thẳng đứng 1-2 trên đồ thị T - s (hình 2.4b). Trên đồ thị p - v , diện tích $l_2 p_2 p_1$ biểu diễn công kỹ thuật, còn diện tích $l_2 v_2 v_1$ biểu diễn công thay đổi thể tích. Đường biểu diễn quá trình đoạn nhiệt dốc hơn đường đẳng nhiệt vì $l_{kt} = k.l$ mà $k > 1$.

Quan hệ giữa các thông số:

$$\text{Từ (2.44) ta có: } p_1 v_1^k = p_2 v_2^k$$

Hay :
$$\frac{p_1}{p_2} = \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^k \quad (2.45)$$

Từ phương trình trạng thái ta có: $p = \frac{RT}{v}$, thay vào (2.45) ta được:

$$\frac{RT_1}{v_1} \cdot \frac{v_2}{RT_2} = \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^k \Rightarrow \frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^{k-1} \quad (2.46)$$

Từ (2.45) và (2.46) ta có:

$$\frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (2.47)$$

Công thay đổi thể tích của quá trình:

Có thể tính công thay đổi thể tích theo định luật nhiệt động I:

$$q = \Delta u + l = 0$$

Suy ra: $l = -\Delta u = C_v(T_1 - T_2)$ (2.48)

hoặc cũng có thể tính công thay đổi thể tích theo định nghĩa $l = p dv$:

$$l = \int_1^2 p dv \quad (2.49)$$

Từ (2.44) ta có: $p_1 v_1^k = p v^k$ suy ra $p = \frac{p_1 v_1^k}{v^k}$, thay giá trị p vào biểu thức

(2.49) ta được công thay đổi thể tích:

$$l = p_1 v_1^k \int_1^2 \frac{dv}{v^k} \quad (2.50)$$

Lấy tích phân (2.50) và lưu ý rằng $p_1 v_1^k = p_2 v_2^k$, ta xác định được công thay đổi thể tích của quá trình đoạn nhiệt theo các dạng khác nhau là:

$$l = p_1 v_1^k \frac{1}{k-1} [v_1^{1-k} - v_2^{1-k}] \quad (2.51a)$$

$$l = \frac{1}{k-1} [p_1 v_1 - p_2 v_2] \quad (2.51b)$$

$$l = \frac{R}{k-1} [T_1 - T_2] \quad (2.51c)$$

$$l = \frac{RT_1}{k-1} \left[1 - \frac{T_2}{T_1} \right] \quad (2.51d)$$

$$l = \frac{RT_1}{k-1} \left[1 - \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{k-1} \right] \quad (2.51e)$$

$$l = \frac{RT_1}{k-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] \quad (2.51g)$$

Từ công thức (3.42) ta có:

$$k = - \frac{v dp}{p dv} = \frac{dl_{kt}}{dl} \quad (2.52)$$

Từ đó suy ra quan hệ giữa công thay đổi thể tích và công kỹ thuật trong quá trình đoạn nhiệt là:

$$l_{kt} = k.l \quad (2.53)$$

Độ biến thiên entropi của quá trình:

Độ biến thiên entropi của quá trình đoạn nhiệt:

$$ds = \frac{dq}{T} = 0 \quad \text{hay } s_2 = s_1 \quad (2.54)$$

Nghĩa là trong quá trình đoạn nhiệt entropi không thay đổi.

Hệ số biến đổi năng lượng của quá trình:

$$\text{Vì } q = 0 \text{ nên: } \alpha = \frac{\Delta u}{q} = \infty \quad (2.55)$$

2.4.6. Quá trình đa biến

Định nghĩa:

Quá trình đa biến là quá trình nhiệt động được tiến hành trong điều kiện nhiệt dung riêng của quá trình không đổi.

$$C = \text{const} \quad (2.56)$$

Trong quá trình đa biến, mọi thông số trạng thái đều có thể thay đổi và hệ có thể có trao đổi nhiệt và công với môi trường.

Phương trình của quá trình:

Để xây dựng phương trình quá trình đa biến ta sử dụng các dạng công thức của định luật nhiệt động I và chú ý rằng nhiệt lượng trao đổi trong quá trình đa biến có thể tính theo nhiệt dung riêng đa biến là $dq = CdT$, ta có:

$$dq = C_p dT - v dp = CdT$$

$$dq = C_v dT + p dv = CdT$$

$$\text{Từ đó suy ra: } (C - C_p)dT = -v dp \quad (2.56)$$

$$(C - C_v)dT = p dv \quad (2.57)$$

Chia (2.56) cho (2.57) ta được:

$$\frac{C - C_p}{C - C_v} = -\frac{v dp}{p dv} \quad (2.58)$$

$$\text{Ký hiệu: } n = \frac{C - C_p}{C - C_v} \quad (2.59)$$

Hay $npdv + vdp = 0$, chia hai vế của phương trình này cho pv ta được:

$$\frac{dp}{p} + n \frac{dv}{v} = 0 \quad (2.60)$$

Lấy tích phân hai vế (2.60) ta được:

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

$$\text{Hay } pv^n = \text{const} \quad (2.61)$$

Biểu thức (2.61) là phương trình của quá trình đa biến, n là chỉ số đa biến.

Biểu diễn quá trình trên đồ thị:

Nhận xét

Quá trình đa biến là quá trình tổng quát với chỉ số đa biến $n = -\infty \div +\infty$, các quá trình nhiệt động cơ bản còn lại chỉ là các trường hợp riêng của nó. Thật vậy, từ phương trình $pv^n = \text{const}$ ta thấy:

Khi $n = 0$, phương trình của quá trình là $pv^0 = \text{const}$, hay $p = \text{const}$ với nhiệt dung riêng $C = C_p$, quá trình là đẳng áp.

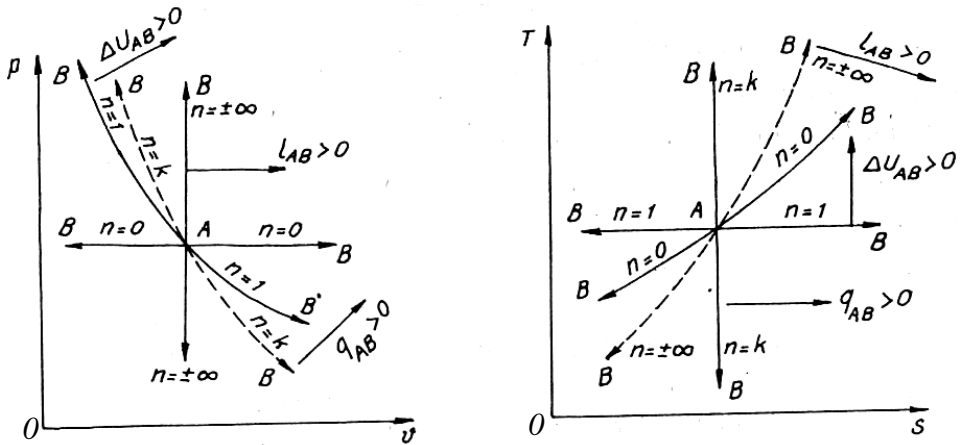
Khi $n = 1$, phương trình của quá trình là $pv^1 = const$, hay $T = const$, quá trình là đẳng nhiệt.

Khi $n = k$, phương trình của quá trình là $pv^k = const$, hay $q = 0$, quá trình là đoạn nhiệt.

Khi $n = \pm\infty$, phương trình của quá trình $pv^{\pm\infty} = const$, hay $v = const$ với nhiệt dung riêng $C = C_v$, quá trình là đẳng tích.

Như vậy các quá trình đoạn nhiệt, đẳng nhiệt, đẳng tích, đẳng áp là các trường hợp riêng của quá trình đa biến.

Quá trình đa biến 1-2 bất kỳ với $n = -\infty \div +\infty$ được biểu diễn trên đồ thị $p-v$ và $T-s$ hình 2.5. Chỉ số thay đổi từ $-\infty$ theo chiều kim đồng hồ tăng dần đến 0, 1 rồi k ($k > 0$) và cuối cùng bằng $+\infty$.



Hình 2.5. Đồ thị $p-v$ và $T-s$ của quá trình đoạn nhiệt

Trên đồ thị $p-v$, đường cong biểu diễn quá trình đoạn nhiệt dốc hơn đường cong của quá trình đẳng nhiệt, vì quá trình đẳng nhiệt có $n = 1$, còn quá trình đoạn nhiệt có $n = k$, ($k > 1$).

So sánh biểu thức (2.41) với biểu thức (2.61) ta thấy phương trình của quá trình đa biến giống hệt phương trình của quá trình đoạn nhiệt. Từ đó bằng các biến đổi tương tự như quá trình đoạn nhiệt và chú ý thay chỉ số đoạn nhiệt k bằng chỉ số đa biến n , ta được biểu thức mối quan hệ giữa các thông số của quá trình đa biến.

Quan hệ giữa các thông số

Từ (2.61) ta có:

$$p_1 v_1^n = p_2 v_2^n \text{ hay } \frac{p_1}{p_2} = \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^n \quad (2.62)$$

Từ phương trình trạng thái ta có: $p = \frac{RT}{v}$, thay vào (2.62) ta được:

$$\frac{RT_1}{v_1} \cdot \frac{v_2}{RT_2} = \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^n \Rightarrow \frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^{n-1} \quad (2.63)$$

Từ (2.62) và (2.63) ta có:

$$\frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{n-1}{n}} \quad (2.64)$$

Công thay đổi thể tích của quá trình:

Có thể tính công thay đổi thể tích theo định luật nhiệt động I, hoặc cũng có thể tính công thay đổi thể tích theo định nghĩa $l = p dv$, tương tự như quá trình đoạn nhiệt:

$$l = \int_1^2 p dv \text{ hay } l = \frac{1}{n-1} [p_1 v_1 - p_2 v_2] \quad (2.65)$$

$$l = \frac{R}{n-1} [T_1 - T_2] \text{ hay } l = \frac{RT_1}{n-1} \left[1 - \frac{T_2}{T_1} \right] \quad (2.66)$$

$$l = \frac{RT_1}{n-1} \left[1 - \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{n-1} \right] \quad (2.67)$$

$$l = \frac{RT_1}{n-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad (2.68)$$

Công kỹ thuật của quá trình

$$\text{Từ biểu thức: } n = - \frac{v dp}{p dv} = \frac{dl_{kt}}{dl} \quad (2.69)$$

Ta suy ra quan hệ giữa công thay đổi thể tích và công kỹ thuật trong quá trình đoạn nhiệt là: $l_{kt} = n.l$ (2.70)

Nhiệt lượng trao đổi với môi trường:

Nhiệt lượng trao đổi với môi trường của quá trình được xác định theo nhiệt dung riêng của quá trình đa biến:

$$dq = CdT \text{ hoặc } q = C(T_2 - T_1) \quad (2.71)$$

Từ (2.59) ta có: $(C - C_p) = n(C - C_v)$

Hay $C(n-1) = C_v(n-k)$, từ đó rút ra nhiệt dung riêng đa biến bằng:

$$C = C_v \frac{n-k}{n-1} \quad (2.72)$$

Thay vào (2.71) ta được nhiệt lượng trao đổi trong quá trình đa biến:

$$q = C_v \frac{n-k}{n-1} (T_2 - T_1) \quad (2.73)$$

Độ biến thiên entropi của quá trình:

Độ biến thiên entropi của quá trình đa biến:

Từ biểu thức $ds = \frac{dq}{T}$, thay giá trị $dq = CdT$ vào ta có $ds = \frac{CdT}{T}$ và lấy

tích phân ta được: $\Delta s = C \ln \frac{T_2}{T_1}$

(2.74)

Hoặc thay giá trị $dq = C_v dT + pdv$ vào ta được:

$$ds = C_v \frac{dT}{T} + \frac{pdv}{T} = C_v \frac{dT}{T} + R \frac{dv}{v} \quad (2.75)$$

$$\Delta s = C_v \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (2.76)$$

Hoặc thay giá trị $dq = C_p dT - vdp$ vào ta được:

$$ds = C_p \frac{dT}{T} - \frac{vdp}{T} = C_p \frac{dT}{T} - R \frac{dp}{p} \quad (2.77)$$

$$\Delta s = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (2.78)$$

Hoặc có thể tính cách khác:

Từ phương trình trạng thái $p\nu = RT$, lấy tích phân ta được:

$$p d\nu + \nu dp = R dT \quad (2.79)$$

Chia hai vế cho $p\nu = RT$ ta có:

$$\frac{d\nu}{\nu} + \frac{dp}{p} = \frac{dT}{T} \text{ thay vào (2.77) ta được:}$$

$$ds = C_p \left(\frac{d\nu}{\nu} + \frac{dp}{p} \right) - R \frac{dp}{p} = C_p \frac{d\nu}{\nu} + C_v \frac{dp}{p} \quad (2.80)$$

$$\Delta s = C_p \ln \frac{\nu_2}{\nu_1} + C_v \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (2.81)$$

Tính chỉ số đa biến n :

$$n = - \frac{\nu dp}{p d\nu} \text{ suy ra: } n = - \frac{\frac{dp}{p}}{\frac{d\nu}{\nu}}$$

Lấy tích phân ta được:

$$n = - \frac{\ln \frac{p_2}{p_1}}{\ln \frac{\nu_2}{\nu_1}} \quad (2.82)$$

Hoặc có thể tính theo q , l , k . Từ quan hệ công thức (2.66) và (2.73), mặt khác ta lại có: $R = C_p - C_v = C_v(k - 1)$, thay giá trị của R vào công thức (2.66) và công thức (2.73) ta có:

$$l = C_v \frac{k-1}{n-1} [T_1 - T_2] = C_v \frac{k-1}{n-1} \cdot \frac{1-k}{n-k} [T_2 - T_1] = q \cdot \frac{1-k}{n-k};$$

Hay $\frac{q}{l} \cdot (1-k) = n - k$

Từ đó suy ra: $n = \frac{q}{l} \cdot (1-k) + k \quad (2.83)$

Hệ số biến đổi năng lượng của quá trình:

$$\alpha = \frac{\Delta u}{q} = \frac{C_c(T_2 - T_1)}{C_v \frac{n-k}{n-1} \cdot (T_2 - T_1)} = \frac{n-1}{n-k} \quad (2.84)$$

2.5. CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG THỰC TẾ

2.5.1. Quá trình nén khí và hơi

Máy nén khí là máy để nén khí hoặc hơi đến áp suất cao theo yêu cầu. Máy nén tiêu tốn công để nâng áp suất của môi chất lên.

Theo nguyên lí làm việc, có thể chia máy nén thành hai nhóm:

Nhóm thứ nhất gồm máy nén piston, máy nén bánh răng, máy nén cánh gạt. Ở máy nén piston, khí được hút vào xilanh và được nén đến áp suất cần thiết rồi được đẩy vào bình chứa (máy nén rôto thuộc loại này), quá trình nén xảy ra theo từng chu kỳ. Máy nén loại này còn được gọi là máy nén thể tích. Máy nén piston đạt được áp suất lớn nhưng năng suất nhỏ.

Nhóm thứ hai gồm máy nén li tâm, máy nén hướng trục và máy nén EJECTOR. Đối với các máy nén nhóm này, để tăng áp suất của môi chất, đầu tiên phải tăng tốc độ của dòng khí nhờ lực li tâm, sau đó thực hiện quá trình biến đổi năng lượng từ động năng của dòng thành áp năng. Loại này có thể đạt được năng suất lớn nhưng áp suất thấp.

Tuy khác nhau về cấu tạo và đặc tính kĩ thuật, nhưng về quan điểm nhiệt động thì các quá trình tiến hành trong máy nén hoàn toàn như nhau. Sau đây ta nghiên cứu máy nén piston.

1. Máy nén khí piston một cấp

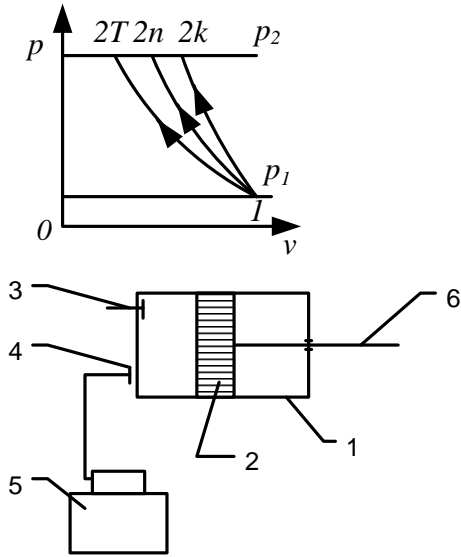
a. Những quá trình trong máy nén piston một cấp lí tưởng

Để đơn giản, khi phân tích quá trình nhiệt động trong máy nén, ta giả thiết:

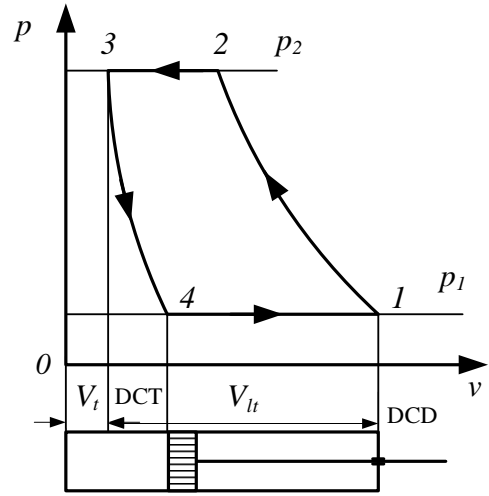
- Toàn bộ thể tích xilanh là thể tích có ích, nghĩa là đỉnh piston có thể áp sát được vào nắp xilanh.

- Dòng khí chuyển động không có ma sát, nghĩa là áp suất hút khí vào xilanh luôn bằng áp suất môi trường p_1 và áp suất đẩy khí vào bình chứa luôn bằng áp suất khí trong bình chứa p_2 .

Nguyên lí cấu tạo của máy nén piston một cấp được biểu diễn trên hình 2.6, gồm các bộ phận chính: Xilanh 1, piston 2, van hút 3, van xả 4, bình chứa 5.



Hình 2.6. Máy nén piston



Hình 2.7. Đồ thị p-v của máy nén piston

Quá trình làm việc của một máy nén một cấp như sau: Khi piston chuyển động từ trái sang phải, van 3 mở ra hút khí vào bình ở áp suất p_1 , nhiệt độ T_1 , thể tích riêng v_1 . Các thông số này không thay đổi trong quá trình hút, do đó đây không phải là quá trình nhiệt động và được biểu diễn bằng đoạn $a-1$ trên đồ thị $p-v$ hình 2.6. Khi piston ở điểm cận phải, piston bắt đầu chuyển động từ phải sang trái, van hút 3 đóng lại, khí trong xilanh bị nén lại và áp suất bắt đầu tăng từ p_1 đến p_2 . Quá trình nén là quá trình nhiệt động, có thể thực hiện đẳng nhiệt, đoạn nhiệt hoặc đa biến được biểu diễn trên đồ thị bằng các quá trình tương ứng là $1-2_T$, $1-2_k$, $1-2_n$. Khi khí trong xilanh đạt được áp suất p_2 thì van xả 4 sẽ mở ra, khí được đẩy ra khỏi xilanh vào bình chứa 5. Tương tự như quá trình hút, quá trình đẩy cũng không phải là quá trình nhiệt động, trạng thái của khí không thay đổi và có áp suất p_2 nhiệt độ T_2 , thể tích riêng v_2 . Quá trình đẩy được biểu diễn trên đồ thị bằng quá trình $2-b$.

b. Công tiêu thụ của máy nén một cấp lí tưởng

Như đã phân tích ở trên quá trình hút $a-1$ và quá trình nạp $2-b$ không phải là quá trình nhiệt động, các thông số không thay đổi, do đó không sinh công. Như vậy công của máy nén chính là công tiêu thụ cho quá trình nén khí $1-2$.

Nếu ta coi quá trình nén là lí tưởng, thuận nghịch thì công của quá trình nén được tính theo công thức: $l_{kt} = -\int_{p_1}^{p_2} v dp$.

+ Nếu quá trình nén là đẳng nhiệt $l-2_T$, nghĩa là $n = 1$ và $v = \frac{RT}{p}$, công của máy nén sẽ là:

$$l = -\int_1^2 RT \frac{dp}{p} = -RT \ln \frac{p_2}{p_1} = RT \ln \frac{p_1}{p_2}, [J/kg] \quad (2.85)$$

+ Nếu quá trình nén là đoạn nhiệt $l-2_k$, nghĩa là $n = k$ và $pv^k = p_1v_1^k$, công của máy nén sẽ là:

$$l = -\int_1^2 v_1 p_1^{1/k} \frac{dp}{p^{1/k}} = -\frac{k}{k-1} (p_2 v_2 - p_1 v_1), [J/kg] \quad (2.86)$$

Hoặc:
$$l = -\frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k}{k-1}} - 1 \right], [J/kg] \quad (2.87)$$

Hoặc:
$$l = -\frac{k}{k-1} RT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k}{k-1}} - 1 \right], [J/kg] \quad (2.88)$$

Có thể tính cách khác, từ $dq = di + dl_{kt} = 0$, ta có $dl_{kt} = -di$ nên:

$$dq = di + dl_{kt} = 0.$$

Hay: $l_{kt} = i_1 - i_2 \quad (2.89)$

+ Nếu quá trình nén là đa biến, với chỉ số đa biến n thì $pv^n = p_1v_1^n$, khi đó công của máy nén sẽ là:

$$l = -\int_1^2 v_1 p_1^{1/n} \frac{dp}{p^{1/n}} = -\frac{n}{n-1} (p_2 v_2 - p_1 v_1), [J/kg] \quad (2.90)$$

Hoặc:
$$l = -\frac{n}{n-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n}{n-1}} - 1 \right], [J/kg] \quad (2.91)$$

$$\text{Hoặc: } l = -\frac{n}{n-1} RT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n}{n-1}} - 1 \right], [J/kg] \quad (2.92)$$

Công của máy nén được biểu diễn bằng diện tích $a12b$ trên đồ thị $p-v$, phụ thuộc vào quá trình nén. Từ đồ thị ta thấy: nếu quá trình nén là đẳng nhiệt thì công máy nén tiêu tốn là nhỏ nhất. Trong thực tế, để máy nén tiêu tốn công ít nhất thì người ta làm mát cho máy nén để cho quá trình nén gần với quá trình đẳng nhiệt nhất.

c. Nhược điểm của máy nén một cấp

Trong thực tế để tránh va đập giữa đỉnh piston và nắp xilanh, giữa đỉnh piston và nắp xilanh phải có một khe hở nhất định. Không gian khoảng hở này được gọi là thể tích thừa V_t (hình 2.7). Do có thể tích thừa nên sau khi đẩy khí vào bình chứa, vẫn còn lại một lượng khí có áp suất là p_2 chứa trong thể tích thừa. Khi piston chuyển động từ trái sang phải, trước hết lượng khí này giãn nở đến áp suất p_1 theo quá trình 3-4, khi đó van hút bắt đầu mở ra để hút khí vào, do đó lượng khí thực tế hút vào xilanh là $V = V_1 - V_4$. Như vậy năng suất của máy nén thực tế nhỏ hơn năng suất của máy nén lí tưởng do có thể tích thừa. Nói cách khác, thể tích thừa làm giảm năng suất của máy nén.

Để đánh giá ảnh hưởng của thể tích thừa đến lượng khí hút vào máy nén người ta dùng đại lượng hiệu suất thể tích máy nén, kí hiệu là λ :

$$\lambda = \frac{V_1 - V_4}{V_1 - V_3} \leq 1 \quad (2.93)$$

$$\text{Có thể viết lại (2.93): } \lambda = \frac{V_1 - V_4}{V_1 - V_3} = 1 - \frac{V_4 - V_3}{V_1 - V_3} \quad (2.94)$$

Từ (2.94) ta thấy: khi thể tích thừa V_3 càng tăng thì hiệu suất thể tích λ của máy nén càng giảm.

- Khi áp suất nén p_2 càng cao thì lượng khí hút vào $V = (V_1 - V_4)$ càng giảm, tức là λ càng giảm và khi $p_2 = p_{gh}$ thì $(V_1 - V_4) = 0$, áp suất p_{gh} gọi là áp suất tối hạn. Đối với máy nén một cấp tỉ số nén $\beta = p_2/p_1$ không vượt quá 12.

- Khi nén đến áp suất cao thì nhiệt độ khí cao sẽ làm giảm độ nhớt của dầu bôi trơn, có thể phá hủy dầu bôi trơn khi nhiệt độ của khí nén quá cao.

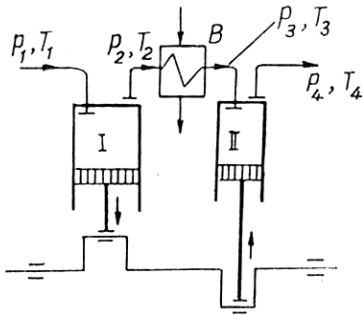
Các máy nén thực tế có : $\lambda = 0,7 \div 0,9$.

2. Máy nén khí piston nhiều cấp

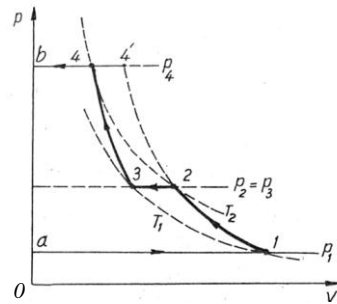
Do những hạn chế của máy nén một cấp như đã nêu ở trên, trong thực tế chỉ chế tạo máy nén một cấp để nén khí với tỉ số nén $\beta = p_2/p_1 = 6 \div 8$. Muốn nén khí đến áp suất cao hơn ta dùng máy nén nhiều cấp, giữa các cấp có làm mát trung gian khí trước khi vào cấp nén tiếp theo.

a. Quá trình nén trong máy nén nhiều cấp

Máy nén nhiều cấp thực chất là gồm nhiều máy nén một cấp nối với nhau qua bình làm mát khí. Sơ đồ cấu tạo và đồ thị $p-v$ của máy nén hai cấp được biểu diễn trên hình 2.8. I, II là xilanh cấp 1 và 2, B là bình làm mát trung gian.



Hình 2.8. Sơ đồ máy nén khí piston hai cấp



Hình 2.9. Đồ thị $p-V$ của máy nén khí piston hai cấp

Khí được hút vào cấp I ở áp suất p_1 , được nén trong xilanh I đến áp suất p_2 , nhiệt độ của khí tăng từ T_1 đến T_2 . Khi ra khỏi cấp I khí được làm mát trong bầu làm mát trung gian B, nhiệt độ khí giảm từ T_2 xuống đến T_1 (bằng nhiệt độ khí vào xilanh cấp I). Sau khi được làm mát ở bầu làm mát B, khí được hút vào xilanh II và được nén từ áp suất $p_3 = p_2$ đến áp suất p_4 .

Các quá trình của máy nén hai cấp được thể hiện trên hình 2.9, bao gồm:

- (a-1) - Quá trình hút khí vào xilanh I (cấp 1) ở áp suất p_1 ;
- (1-2) - Quá trình nén khí trong xilanh I từ áp suất p_1 đến p_2 ;
- (2-3') - Quá trình đẩy khí vào bầu làm mát trung gian B, nhiệt độ khí giảm từ T_2 xuống đến T_1 ;
- (3'-3) - Quá trình hút khí từ bình làm mát trung gian vào xilanh II (cấp 2);
- (3-4) - Quá trình nén khí trong xilanh II từ áp suất p_3 đến p_4 ;
- (4-b) - Quá trình đẩy khí vào bình chứa.

Vì được làm mát trung gian nên thể tích khí vào cấp 2 giảm đi một lượng $\Delta V = V_2 - V_3$, do đó công tiêu hao giảm đi một lượng bằng diện tích 2344' so với khi nén trong máy nén một cấp có cùng áp suất đầu p_1 và áp suất cuối p_4 .

Nếu máy nén rất nhiều cấp và có làm mát trung gian sau mỗi cấp thì quá trình nén sẽ tiến dần tới quá trình nén đẳng nhiệt.

b. Chọn áp suất trung gian

Tỉ số nén trong mỗi cấp được chọn sao cho công tiêu hao của máy nén là nhỏ nhất, nghĩa là quá trình nén tiến tới quá trình đẳng nhiệt.

Nhiệt độ khí vào các cấp đều bằng nhau và bằng T_1 , nhiệt độ khí ra khỏi các cấp đều bằng nhau và bằng T_2 , nghĩa là: $T_1 = T_3$ và $T_2 = T_4$.

Áp suất của khí ra khỏi cấp nén trước bằng áp suất khí vào cấp nén sau, nghĩa là: $p_2 = p_3$ và $p_4 = p_5$.

Trong trường hợp tổng quát, ta coi quá trình nén là đa biến và số mũ đa biến ở các cấp đều như nhau, ta có:

$$\text{Ở cấp I: } \frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{\frac{n}{n-1}} \quad (2.95)$$

$$\text{Ở cấp II: } \frac{p_4}{p_3} = \left(\frac{T_4}{T_3} \right)^{\frac{n}{n-1}} \quad (2.96)$$

mà: $T_1 = T_3$ và $T_2 = T_4$, do đó ta suy ra tỷ số nén của mỗi cấp là:

$$\beta = \frac{p_2}{p_1} = \frac{p_4}{p_3} \quad (2.97)$$

$$\text{Hay: } \beta^2 = \frac{p_2}{p_1} \cdot \frac{p_4}{p_3} = \frac{p_4}{p_1} \quad (2.98)$$

Tổng quát, nếu máy nén có m cấp thì:

$$\beta = \sqrt[m]{\frac{p_c}{p_d}} \quad (2.99)$$

c. Công tiêu hao của máy nén

Công của máy nén nhiều cấp bằng tổng công của các cấp. Với hai cấp:

$$l_{mn} = l_1 + l_2$$

Trong đó:

$$l = -\frac{n}{n-1} RT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n}{n-1}} - 1 \right], [\text{J/kg}]$$

$$l = -\frac{n}{n-1} RT_3 \left[\left(\frac{p_4}{p_3} \right)^{\frac{n}{n-1}} - 1 \right], [\text{J/kg}]$$

Mà: $T_1 = T_3$ và $\beta = \frac{p_2}{p_1} = \frac{p_4}{p_3}$ nên $l_1 = l_2$ và $l_{mn} = 2l_1 = 2l_2$;

Tương tự, nếu máy nén có m cấp thì công tiêu tốn của nó sẽ là:

$$l = ml_1 = -\frac{m.n}{n-1} RT_1 \left[(\beta)^{\frac{n}{n-1}} - 1 \right] \quad (2.100)$$

2.5.2. Quá trình của không khí ẩm

1. Không khí ẩm

a. Định nghĩa và tính chất của không khí ẩm

Không khí ẩm (khí quyển) là một hỗn hợp gồm không khí khô và hơi nước.

Không khí khô là hỗn hợp các khí có thành phần thể tích: Nitơ khoảng 78%; Oxy: 20,93%; Carbonic và các khí trơ khác chiếm khoảng 1%.

Hơi nước trong không khí ẩm có phân áp suất rất nhỏ (khoảng $15 \div 20 \text{ mmHg}$), do đó ở nhiệt độ bình thường thì hơi nước trong khí quyển là hơi quá nhiệt, ta coi nó là khí lý tưởng. Như vậy, có thể coi không khí ẩm là một hỗn hợp khí lý tưởng, có thể sử dụng các công thức của hỗn hợp khí lý tưởng để tính toán không khí ẩm, nghĩa là:

$$\text{Nhiệt độ không khí ẩm: } T = T_{kk} = T_h; \quad (2.101)$$

$$\text{Áp suất không khí ẩm: } p = p_{kk} = p_h; \quad (2.102)$$

$$\text{Thể tích } V: \quad V = V_{kk} + V_h; \quad (2.103)$$

$$\text{Khối lượng } G: \quad G = G_{kk} + G_h; \quad (2.104)$$

b. Phân loại không khí ẩm

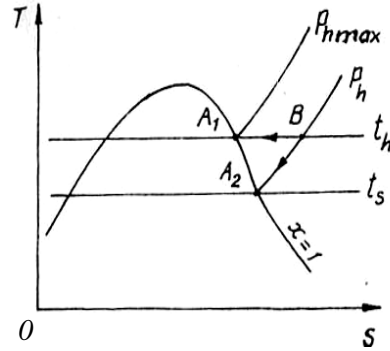
Tùy theo lượng hơi nước chứa trong không khí ẩm, ta chia chúng ra thành 3 loại sau:

* không khí ẩm bão hòa:

Không khí ẩm bão hòa là không khí ẩm mà trong đó lượng hơi nước đạt tới giá trị lớn nhất $G = G_{max}$. Hơi nước ở đây là hơi bão hòa khô, được biểu diễn bằng điểm A trên đồ thị T-s hình 2.10.

* Không khí ẩm chưa bão hòa:

Không khí ẩm chưa bão hòa là không khí ẩm mà trong đó lượng hơi nước chưa đạt tới giá trị lớn nhất $G < G_{max}$, nghĩa là còn có thể nhận thêm một lượng hơi nước nữa mới trở thành không khí ẩm bão hòa. Hơi nước ở đây là hơi quá nhiệt, được biểu diễn bằng điểm B trên đồ thị T-s hình 2.10.



Hình 2.10. Đồ thị T-s của hơi nước

* Không khí ẩm quá bão hòa:

Không khí ẩm quá bão hòa là không khí ẩm mà trong đó ngoài lượng hơi nước lớn nhất G_{max} , còn có thêm một lượng nước ngưng nữa chứa trong nó. Hơi nước ở đây là hơi bão hòa ẩm.

Nếu cho thêm một lượng hơi nước nữa vào không khí ẩm bão hòa thì sẽ có một lượng chừng đó hơi nước ngưng tụ lại thành nước, khi đó không khí ẩm bão hòa trở thành không khí quá bão hòa. Ví dụ sương mù là không khí ẩm quá bão hòa vì trong đó có các giọt nước ngưng tụ.

Từ đồ thị hình 2.10 ta thấy, có thể biến không khí ẩm chưa bão hòa thành không khí ẩm bão hòa bằng hai cách:

+ Giữ nguyên nhiệt độ không khí ẩm $t_h = const$, tăng phân áp suất của hơi nước từ $p_h \div p_{hmax}$ (quá trình BA_1). áp suất p_{hmax} là áp suất lớn nhất hay còn gọi là áp suất bão hòa. Nghĩa là tăng lượng nước trong không khí ẩm chưa bão hòa để nó trở thành không khí ẩm bão hòa.

+ Giữ nguyên áp suất hơi $p_h = const$, giảm nhiệt độ không khí ẩm từ t_h đến nhiệt độ đọng sương t_s (quá trình BA_2). Nhiệt độ đọng sương t_s là nhiệt độ tại đó hơi ngưng tụ lại thành nước.

c. Các đại lượng đặc trưng cho không khí ẩm

* Độ ẩm tuyệt đối:

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

$$\rho_h = \frac{G_h}{V}, [kg/m^3]; \quad (2.105)$$

* Độ ẩm tương đối:

Độ ẩm tương đối φ 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.

$$\varphi = \frac{\rho_h}{\rho_{hmax}}; \quad (2.106)$$

Từ phương trình trạng thái của không khí ẩm chưa bão hòa: $p_h V = G_h R_h T$ và bão hòa: $p_{hmax} V = G_{hmax} R_h T$, suy ra:

$$\rho_h = \frac{G_h}{V} = \frac{p_h}{R_h T}, [kg/m^3]; \quad (207a)$$

Và:
$$\rho_{hmax} = \frac{G_{hmax}}{V} = \frac{p_{hmax}}{R_h T}, [kg/m^3] \quad (207b)$$

Chia (207a) cho (207b) ta được:

$$\varphi = \frac{\rho_h}{\rho_{hmax}} = \frac{p_h}{p_{hmax}}; \quad (2.107c)$$

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

Độ ẩm thích hợp nhất cho sức khỏe con người là $\varphi = (40 \div 75)\%$, cho bảo quản lạnh thực phẩm là 90%.

* Độ chứa hơi d :

Độ chứa hơi d là lượng hơi chứa trong $1kg$ không khí khô hoặc trong $(1+d)$ kg không khí ẩm.

$$d = G_h / G_k; [kgh/kgkk] \quad (2.108)$$

Từ phương trình trạng thái khí lí tưởng viết cho hơi nước và không khí khô

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

Thay thế các giá trị G vào (2.108) ta được:

$$d = \frac{p_h R_k}{p_k R_h} = \frac{8314.18 p_h}{29.8314 p_k} = 0,622 \frac{p_h}{p - p_h} [kgh / kgkk] \quad (2.109)$$

* *Entalpi của không khí ẩm*

Entalpi của không khí ẩm bằng tổng entalpi của không khí khô và entalpi của hơi nước chứa trong đó. Trong kĩ thuật thường tính entalpi của $1kg$ không khí khô và $d kg$ hơi nước chứa trong $(1+d) kg$ không khí ẩm, kí hiệu là i :

$$i = i_k + d.i_h; [kJ/kgkk] \quad (2.110)$$

Trong đó:

i_k - entalpi của $1kg$ không khí khô, $i_k = C_{pk}t$, mà $C_{pk} = 1kJ/kgkk$ vậy $i_k = t$;

i_h - entalpi của hơi nước, nếu không khí ẩm chưa bão hòa thì hơi nước là hơi quá nhiệt có $i_h = 2500 + C_{ph}t = 2500 + 1,9t$;

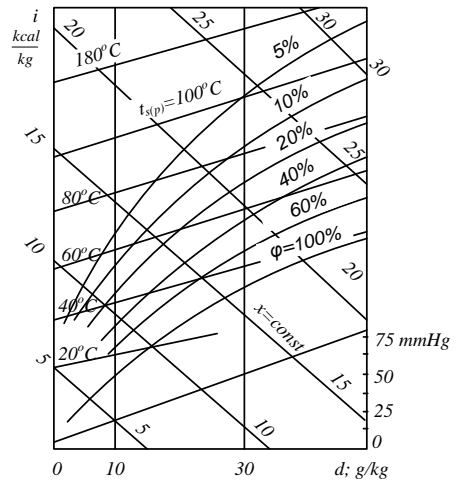
Cuối cùng ta có: $I = t + d(2500 + 1,9t); (kJ/kgkk)$.

d. *Đồ thị i-d*

Để giải các bài toán về không khí ẩm, ngoài việc tính toán theo các công thức, chúng ta có thể giải bằng đồ thị $i-d$.

Đồ thị $i-d$ được biểu diễn trên hình 2.11, có trục tung là entalpi của không khí ẩm $[kJ/kg.K]$, trục hoành là độ chứa hơi $d [g/kg.K]$.

Trục i và d không vuông góc với nhau mà tạo với nhau một góc 135° , đồ thị gồm các đường sau:



Hình 2.11. Đồ thị $I-d$ của không khí ẩm

Đường $i = const$ là đường thẳng nghiêng đi xuống với góc nghiêng 135^0 ;

Đường $d = const$ là đường thẳng đứng;

Đường $t = const$ trong vùng không khí ẩm chưa bão hòa là các đường thẳng nghiêng đi lên.

Đường $\varphi = const$ trong vùng không khí ẩm chưa bão hòa ở nhiệt độ $t < t_s(p)$ là các đường cong lồi, trong vùng nhiệt độ $t > t_s(p)$ là đường thẳng đi lên.

Đường $\varphi = 100\%$ chia đồ thị thành hai 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 $p_h = const$ là đường thẳng nghiêng đi lên được dựng theo quan hệ công thức (2.109), đơn vị đo p_h là $mmHg$.

Trạng thái không khí ẩm được xác định khi biết hai trong các thông số i, d, t, φ . 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.

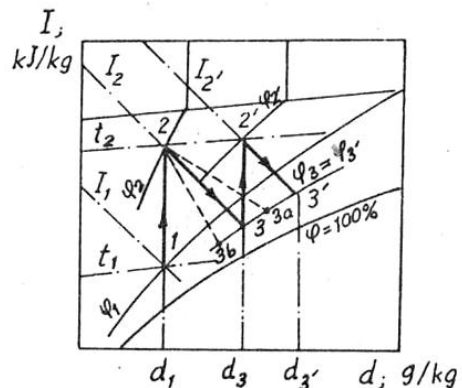
2. Các quá trình của không khí ẩm

a. Quá trình sấy

Quá trình sấy là quá trình làm giảm độ ẩm của vật muốn sấy. Môi chất dùng để sấy thường là không khí ẩm chưa bão hòa hoặc sản phẩm cháy của nhiên liệu, về nguyên tắc hoàn toàn giống nhau, ở đây ta khảo sát quá trình sấy dùng không khí làm môi chất sấy.

Quá trình sấy được chia làm hai giai đoạn: Giai đoạn cấp nhiệt cho không khí và giai đoạn không khí sấy nóng vật sấy và hút ẩm từ vật sấy.

Quá trình sấy được biểu diễn trên (hình 2.12). Không khí từ trạng thái 1 được cấp nhiệt theo quá trình 1-2 làm cho nhiệt độ tăng từ $t_1 \div t_2$, entalpi tăng từ $i_1 \div i_2$, độ ẩm tương đối giảm từ $\varphi_1 \div \varphi_2$ nhưng độ chứa hơi không thay đổi $d_1 = const$.



Hình 2.12. Quá trình sấy

Không khí sau khi được sấy nóng đi vào buồng sấy, tiếp xúc với vật sấy, sấy nóng vật sấy và làm cho nước trong vật sấy bay hơi. Quá trình sấy 2-3 có

entalpi không đổi ($i_2 = i_3$), độ ẩm tương đối của không khí tăng từ $\varphi_2 \div \varphi_3$ và độ chứa hơi tăng từ $d_1 \div d_3$, nghĩa là độ chứa hơi trong vật sấy giảm.

- Không khí nhận một lượng hơi nước từ vật sấy là G_n :

$$G_n = d_3 - d_1; [kgh/kgkk] \quad (2.111)$$

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

$$G_k = 1/(d_3 - d_1); [kgkk/kgk] \quad (2.112)$$

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

$$G = (1 + d_1) G_k \quad (2.113)$$

- Lượng nhiệt cần để đốt nóng 1kg không khí khô chứa trong $(1+d)$ kg không khí ẩm là:

$$q = i_2 - i_1; [kJ/kgkk] \quad (2.114)$$

- Lượng nhiệt cần thiết để làm bay hơi 1kg nước trong vật sấy:

$$Q = g_k \cdot q = (i_2 - i_1)/(d_3 - d_2); [kJ/kgk] \quad (2.115)$$

b. Quá trình điều hòa không khí

Thực chất của quá trình điều hòa không khí là sấy nóng, làm lạnh không khí, đồng thời điều chỉnh độ ẩm của nó đến một giá trị nào đó trước khi đưa không khí vào phòng.

Điều hòa không khí gồm các quá trình lọc bụi, hỗn hợp không khí mới với không khí trong phòng, tăng hoặc giảm độ ẩm, nhiệt độ cho phù hợp với yêu cầu của môi trường sống hoặc để bảo quản vật tư, thiết bị.

2.6. CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT ĐỘNG CƠ BẢN CỦA HƠI NƯỚC

2.6.1. Khái niệm về hơi nước và các thông số cơ bản của hơi nước

1. Khái niệm cơ bản

Hơi nước có rất nhiều ưu điểm so với các môi chất khác như có nhiều trong thiên nhiên, rẻ tiền, đặc biệt là không độc hại đối với môi trường và không ăn mòn thiết bị, do đó nó được sử dụng rất nhiều trong các ngành công nghiệp.

Hơi nước thường được sử dụng trong thực tế ở trạng thái gần trạng thái bão hòa nên không thể bỏ qua thể tích bản thân phân tử và lực hút giữa chúng. Vì vậy không thể dùng phương trình trạng thái lí tưởng cho hơi nước được.

Phương trình trạng thái cho hơi nước được dùng nhiều nhất hiện nay là phương trình Vukalovich - Novikov:

$$\left(p + \frac{a}{v^2}\right)(v - b) = RT \left(1 - \frac{c}{T^{2+m}}\right) \quad (2.116)$$

Ở đây : a, b, m là các hệ số được xác định bằng thực nghiệm.

Từ công thức này người ta đã xây dựng bảng và đồ thị hơi nước.

2. Quá trình hóa hơi của nước

Nước có thể chuyển từ thể lỏng sang thể hơi nhờ quá trình hóa hơi. Quá trình hóa hơi có thể là bay hơi hoặc sôi.

** Quá trình bay hơi:*

Quá trình bay hơi là quá trình hóa hơi chỉ xảy ra trên bề mặt thoáng chất lỏng ở nhiệt độ bất kì.

- Điều kiện để xảy ra quá trình bay hơi: Muốn xảy ra quá trình bay hơi thì cần phải có mặt thoáng.

- Đặc điểm của quá trình bay hơi: Quá trình bay hơi xảy ra do các phân tử nước trên bề mặt thoáng có động năng lớn hơn sức căng bề mặt và thoát ra ngoài, bởi vậy quá trình bay hơi xảy ra ở bất kì nhiệt độ nào.

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

** Quá trình sôi:*

Quá trình sôi là quá trình hoá hơi xảy ra cả trong lòng thể tích chất lỏng.

- Điều kiện để xảy ra quá trình sôi: Khi cung cấp nhiệt cho chất lỏng thì nhiệt độ của nó tăng lên và cường độ bay hơi cũng tăng lên, đến một nhiệt độ xác định nào đó, hiện tượng bay hơi xảy ra cả trong toàn bộ thể tích chất lỏng, khi đó các bọt hơi xuất hiện cả trên bề mặt nhận nhiệt lẫn trong lòng chất lỏng, ta nói chất lỏng sôi. Nhiệt độ đó được gọi là nhiệt độ sôi hay nhiệt độ bão hòa.

- Đặc điểm của quá trình sôi: Nhiệt độ sôi phụ thuộc vào bản chất và áp suất của chất lỏng. Ở một áp suất không đổi thì nhiệt độ sôi của chất lỏng không đổi, áp suất chất lỏng càng cao thì nhiệt độ sôi càng lớn và ngược lại.

3. Quá trình ngưng tụ

Quá trình ngược lại với quá trình sôi là quá trình ngưng tụ, trong đó hơi nhỏ nhiệt và biến thành chất lỏng. Nhiệt độ của chất lỏng không thay đổi suốt trong quá trình ngưng tụ.

4. Hơi bão hòa

Khi chất lỏng bay hơi trong không gian giới hạn thì đồng thời với quá trình bay hơi là quá trình ngưng tụ. Nếu tốc độ quá trình bay hơi bằng tốc độ quá trình ngưng tụ thì hệ thống hai pha (nước và hơi) ở trạng thái cân bằng động. Hơi nước ở trạng thái đó gọi là hơi bão hòa. Đặc tính lớn nhất của hơi bão hòa là $T = f(p)$.

Nhiệt độ tương ứng trạng thái này gọi là nhiệt độ bão hòa $T_s(t_s)$. Áp suất của hơi nước ở trạng thái này gọi là áp suất hơi bão hòa. Hơi bão hòa có hai trạng thái: hơi bão hòa khô và hơi bão hòa ẩm.

a. Hơi bão hòa khô

Hơi bão hòa khô là hơi bão hòa nhưng trong hơi không có lẫn các hạt nước chưa kịp bay hơi hết (hơi tồn tại ở trạng thái 1 pha - pha hơi). Hơi bão hòa khô chỉ cần biểu diễn một thông số p_s hoặc T_s .

b. Hơi bão hòa ẩm

Hơi bão hòa ẩm là hơi bão hòa trong đó có lẫn các hạt nước nhỏ lơ lửng chưa kịp bay hơi. Hơi bão hòa ẩm là hỗn hợp của hơi khô và nước sôi (Trạng thái 2 pha).

5. Hơi quá nhiệt

Nếu tiếp tục cấp nhiệt cho hơi bão hòa khô ở điều kiện $p = const$ thì nhiệt độ của hơi tăng lên gọi là hơi quá nhiệt. Hơi quá nhiệt là hơi có nhiệt độ cao hơn hơi bão hòa khô ở cùng áp suất.

6. Độ khô và độ ẩm của hơi

a. Độ khô hơi

Độ khô hơi được ký hiệu là x , là tỷ số giữa khối lượng của hơi khô trong hơi bão hòa ẩm.

$$x = \frac{G_K}{G_a} \quad (2.117)$$

Trong đó: G_K - Lượng hơi bão hòa khô (kg);

G_a - Lượng hơi bão hòa ẩm (kg);

Hơi bão hòa khô : $x = 1$;

Hơi bão hòa ẩm : $x < 1$;

Nước bắt đầu sôi: $x = 0$.

b. Độ ẩm

Ngược với độ khô là độ ẩm của hơi, ký hiệu là ($y = 1 - x$) là tỷ số giữa lượng nước trong hơi bão hòa ẩm;

$$y = \frac{G_n}{G_a} \quad (2.118)$$

7. Xác định các thông số trạng thái của nước và hơi

Cũng như hơi của các chất lỏng khác, hơi nước là một khí thực, do đó không thể tính toán theo phương trình trạng thái của khí lí tưởng được. Muốn tính toán chúng cần phải sử dụng các đồ thị hoặc bảng số đã được lập sẵn cho từng loại hơi.

a. Các bảng và xác định thông số trạng thái của nước

** Bảng nước chưa sôi và hơi qua nhiệt*

Để xác định trạng thái môi chất ta cần biết hai thông số trạng thái độc lập. Trong vùng nước chưa sôi và vùng hơi quá nhiệt, nhiệt độ và áp suất là hai thông số độc lập, do đó bảng nước chưa sôi và hơi quá nhiệt được xây dựng theo hai thông số này. Bảng nước chưa sôi và hơi quá nhiệt được trình bày ở phần phụ lục, bảng này cho phép xác định các thông số trạng thái v , i , s của nước chưa sôi và hơi quá nhiệt ứng với một áp suất và nhiệt độ xác định.

Từ đó xác định được:

$$u = i - pv \quad (2.119)$$

** Bảng nước sôi và hơi bão hòa khô:*

Khi môi chất có trạng thái trong vùng giữa đường giới hạn dưới (đường nước sôi) và đường giới hạn trên (đường hơi bão hòa khô) thì nhiệt độ và áp suất không còn là hai thông số độc lập nữa, vì vậy muốn xác định trạng thái của môi chất thì cần biết thêm một thông số khác nữa.

Độ khô cũng là một thông số trạng thái. Nước sôi có độ khô $x = 0$, hơi bão hòa khô có độ khô $x = 1$, như vậy trạng thái của môi chất trên các đường giới hạn này sẽ được xác định khi biết thêm một thông số trạng thái nữa là áp suất p hoặc nhiệt độ t . Chính vì vậy các thông số trạng thái khác của nước sôi và hơi bão hòa khô có thể được xác định bằng bảng nước sôi và hơi bão hòa khô theo áp suất hoặc nhiệt độ.

Bảng “nước sôi và hơi bão hòa khô” có thể cho theo p hoặc t , được trình bày trong phần phụ lục, cho biết các thông số trạng thái của nước sôi (v', i', s'), hơi bão hòa khô (v'', i'', s'') và nhiệt ẩn hóa hơi r theo áp suất hoặc nhiệt độ.

Khi môi chất ở trong vùng hơi ẩm, các thông số trạng thái của nó có thể được tính theo các thông số trạng thái tương ứng trên các đường giới hạn và độ khô x ở cùng áp suất.

Vì dụ: Trong 1kg hơi ẩm có độ khô x , sẽ 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 ẩm sẽ là:

$$v_x = xv'' + (1-x)v' = v' + x(v'' - v') \quad (2.120)$$

Như vậy, muốn xác định các thông số trạng thái của hơi ẩm có độ khô x ở áp suất p , trước hết dựa vào bảng “nước sôi và hơi bão hòa khô” ta xác định các thông số v', i', s' của nước sôi và v'', i'', s'' của hơi bão hòa khô theo áp suất p , sau đó tính các thông số tương ứng của hơi ẩm theo công thức:

$$\Phi_x = \Phi' + x(\Phi'' - \Phi') \quad (2.121)$$

Trong đó:

Φ_x là thông số trạng thái của hơi bão hòa ẩm có độ khô x (ví dụ v_x, i_x, s_x);

Φ' là thông số trạng thái v', i', s' của nước sôi tương ứng trên đường $x=0$;

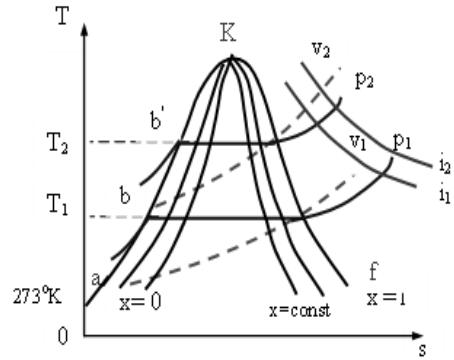
Φ'' là thông số trạng thái v'', i'', s'' của hơi bão hòa khô tương ứng trên đường $x=1$ ở cùng áp suất.

b. Đồ thị $T-s$ và $i-s$ của hơi nước

Các bảng hơi nước cho phép tính toán các thông số trạng thái với độ chính xác cao, tuy nhiên việc tính toán phức tạp và mất nhiều thời gian. Để đơn giản việc tính toán, ta có thể dùng đồ thị của hơi nước. Dựa vào đồ thị có thể xác định các thông số còn lại khi biết 2 thông số độc lập với nhau. Đối với hơi nước, thường dùng các đồ thị $T-s, i-s$.

**Đồ thị T-s của hơi nước:*

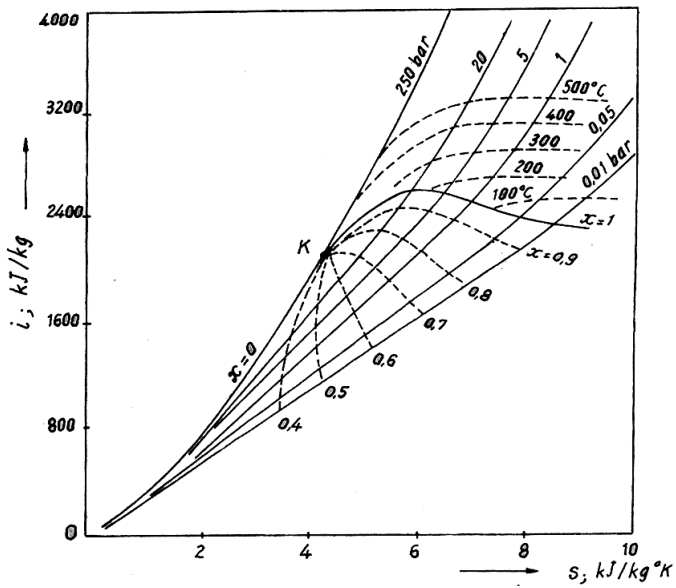
Đồ thị T-s của hơi nước được biểu diễn trên hình 2.13, trục tung của đồ thị biểu diễn nhiệt độ, trục hoành biểu diễn entropi. Ở đây các đường đẳng áp trong vùng nước chưa sôi gần như trùng với đường giới hạn giới $x = 0$ (thực tế nằm trên đường $x = 0$), trong vùng hơi bão hòa ẩm là các đường thẳng song song với trục hoành và trùng với đường đẳng nhiệt, trong vùng hơi quá nhiệt là các đường cong lõm đi lên. Các đường độ khô không đổi xuất phát từ điểm K đi tỏa xuống phía dưới.



Hình 2.13. Đồ thị T-s của hơi nước

Đồ thị T-s được xây dựng cho vùng hơi bão hòa và vùng hơi quá nhiệt.

** Đồ thị i-s của hơi nước:*



Hình 2.14. Đồ thị i-s của hơi nước

Theo định luật nhiệt động thứ nhất ta có $q = \Delta i - l$, mà trong quá trình đẳng áp $dp = 0$ do đó $l = 0$, vậy $q = \Delta i = i_2 - i_1$. Nghĩa là trong quá trình đẳng áp, nhiệt lượng q trao đổi bằng hiệu entalpi, vì vậy đồ thị i-s sử dụng rất thuận tiện khi tính nhiệt lượng trong quá trình đẳng áp. Đồ thị i-s của hơi nước được biểu

diễn trên hình 2.14, trục tung biểu diễn entalpi, trục hoành biểu diễn Entropi, được xây dựng trên cơ sở các số liệu thực nghiệm.

Đồ thị gồm các đường: Đường đẳng áp ($p = const$) trong vùng hơi ẩm là các đường thẳng nghiêng đi lên, trùng với đường đẳng nhiệt tương ứng; trong vùng hơi quá nhiệt là các đường cong lõm đi lên.

Đường đẳng nhiệt trong vùng hơi ẩm trùng với đường đẳng áp, là những đường thẳng nghiêng đi lên, trong vùng hơi quá nhiệt là những đường cong lõm đi lên và càng xa đường $x = 1$ thì càng gần như song song với trục hoành.

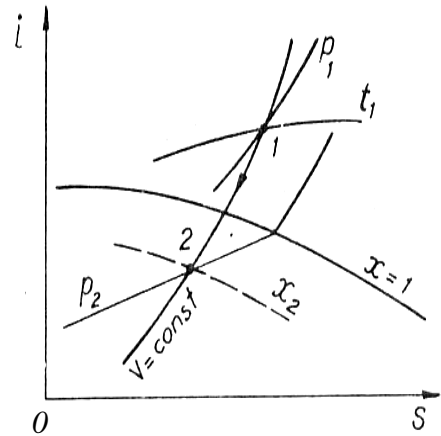
Đường đẳng tích dốc hơn đường đẳng áp một ít. Đường độ khô $x = const$ là chùm đường cong xuất phát từ điểm K đi xuống phía dưới.

2.6.2. Các quá trình nhiệt động cơ bản của hơi nước

1. Quá trình đẳng tích $v = const$

Quá trình đẳng tích của hơi nước được biểu diễn bằng đường 1-2 trên đồ thị $i-s$ hình 2.15. Trạng thái đầu được biểu diễn bằng điểm 1, là giao điểm của đường $p_1 = const$ với đường $t_1 = const$. Các thông số còn lại i_1, s_1, v_1 được xác định bằng cách đọc các đường i, s và v đi qua điểm 1.

Trạng thái cuối được biểu diễn bằng điểm 2, được xác định bằng giao điểm của đường $v_2 = v_1 = const$ và đường $p_2 = const$, từ đó xác định các thông số khác như đối với điểm 1.



Hình 2.15. Biểu diễn trên đồ thị $i-s$ quá trình đẳng tích của hơi nước

- Công của quá trình: $dl = pdv = 0$ vì $dv = 0$,

Hay: $l = 0$ (2.122)

- Biến thiên nội năng: $\Delta u = (i_2 - p_2 v_2) - (i_1 - p_1 v_1)$

$$\Delta u = i_2 - i_1 - v(p_2 - p_1) \quad (2.123)$$

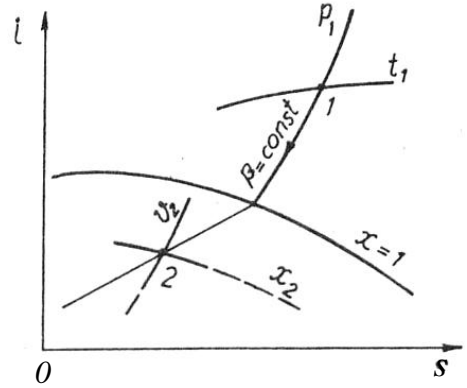
- Nhiệt lượng trao đổi trong quá trình:

$$q = \Delta u + l = \Delta u \quad (2.124)$$

2. Quá trình đẳng áp

Quá trình đẳng áp của hơi nước được biểu diễn bằng đường 1-2 trên đồ thị $i-s$ hình 2.16. Trạng thái đầu được biểu diễn bằng điểm 1, là giao điểm của đường $p_1 = \text{const}$ với đường $t_1 = \text{const}$. Các thông số còn lại i_1, s_1, v_1 được xác định bằng cách đọc các đường i, s và v đi qua điểm 1.

Trạng thái cuối được biểu diễn bằng điểm 2, được xác định bằng giao điểm của đường $p_2 = p_1 = \text{const}$ với đường $x_2 = \text{const}$, từ đó xác định các thông số khác như đối với điểm 1.



Hình 2.16. Biểu diễn trên đồ thị $i-s$ quá trình đẳng áp của hơi nước

$$\text{- Công của quá trình: } l = \int_{v_1}^{v_2} p dv = p(v_2 - v_1) \quad (2.125)$$

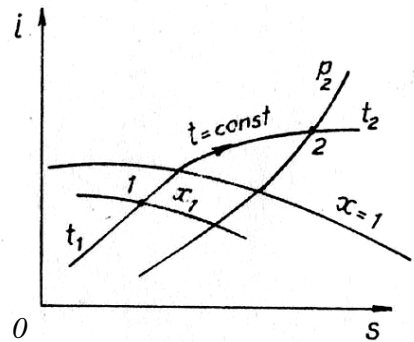
$$\text{- Biến thiên nội năng: } \Delta u = i_2 - i_1 - p(v_2 - v_1) \quad (2.126)$$

$$\text{- Nhiệt lượng trao đổi: } q = \Delta u + l = i_2 - i_1 \quad (2.127)$$

3. Quá trình đẳng nhiệt

Quá trình đẳng nhiệt của hơi nước được biểu diễn bằng đường 1-2 trên đồ thị $i-s$ hình 2.17. Trạng thái đầu được biểu diễn bằng điểm 1, là giao điểm của đường t_1 và x_1 . Các thông số còn lại v_1, i_1, s_1 được xác định bằng cách đọc các đường v, i, s đi qua điểm 1.

Trạng thái cuối được biểu diễn bằng điểm 2, là giao điểm của đường p_2 với đường $t_2 = t_1 = \text{const}$, từ đó xác định các thông số khác như đối với điểm 1.



Hình 2.17. Biểu diễn trên đồ thị $i-s$ quá trình đẳng nhiệt của hơi nước

- Biến thiên nội năng: $\Delta u = i_2 - i_1 - (p_2 v_2 - p_1 v_1)$ (2.128)

- Nhiệt lượng trao đổi trong quá trình:

$$q = \int_{s_1}^{s_2} T ds = T(s_2 - s_1) \quad (2.129)$$

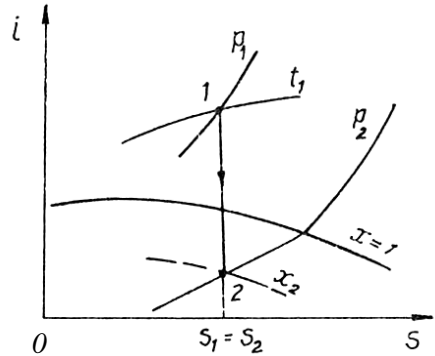
- Công của quá trình: $l = q - \Delta u$ (2.130)

4. Quá trình đoạn nhiệt

Quá trình đoạn nhiệt của hơi nước được biểu diễn bằng đường 1-2 trên đồ thị $i-s$ hình 2.18. Trong quá trình này, $dq = 0$ nếu $ds = 0$. Trên đồ thị $T-s$ và $i-s$ quá trình đoạn nhiệt là một đoạn thẳng song song với trục tung có $s = const$.

Nhiệt lượng trao đổi: $dq = 0$ hay $q = 0$, do đó:

$$ds = \frac{dq}{T} = 0 \quad (2.131)$$



Hình 2.18. Biểu diễn trên đồ thị $i-s$ quá trình đoạn nhiệt của hơi nước

Công quá trình bằng biến thiên nội năng:

$$l = \Delta u = i_2 - i_1 - (p_2 v_2 - p_1 v_1) \quad (2.132)$$

Chương 3: CHU TRÌNH NHIỆT ĐỘNG

3.1. MỘT SỐ KHÁI NIỆM

3.1.1. Quá trình và chu trình nhiệt động

1. Quá trình nhiệt động

Bất kỳ sự thay đổi trạng thái nào của vật hoặc hệ gắn liền với những hiện tượng nhiệt gọi là quá trình nhiệt động. Nói cách khác, trong quá trình nhiệt động phải có ít nhất một thông số trạng thái thay đổi kèm theo sự trao đổi nhiệt hoặc công.

Khi môi chất hoặc hệ thực hiện một quá trình, nghĩa là chuyển từ trạng thái cân bằng này sang trạng thái cân bằng khác thì trạng thái cân bằng trước bị phá hủy. Nếu quá trình tiến hành vô cùng chậm để có đủ thời gian xác lập trạng thái cân bằng mới thì thực tế vẫn coi hệ đã thực hiện quá trình cân bằng. Do đó, muốn thực hiện một quá trình cân bằng thì phải tiến hành vô cùng chậm, nghĩa là các điều kiện bên ngoài phải thay đổi vô cùng chậm.

Trên đồ thị, đường biểu diễn sự thay đổi trạng thái của môi chất hay của hệ trong quá trình nào đó gọi là đường của quá trình. Lượng thay đổi các thông số trạng thái chỉ được xác định bằng trạng thái đầu và trạng thái cuối của quá trình nên chúng không phụ thuộc vào đường đi của quá trình.

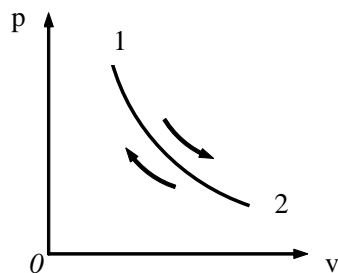
2. Chu trình nhiệt động

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

Trong một chu trình nhiệt động bất kỳ luôn có quá trình nhận nhiệt từ nguồn này, nhả nhiệt cho nguồn kia kèm theo quá trình nhận hoặc sinh công. Do đó, trong một chu trình nhiệt động ít nhất phải có: 1 nguồn nóng, 1 nguồn lạnh và chất môi giới.

3.1.2. Quá trình thuận chiều và ngược chiều

Khi môi chất thực hiện một quá trình, chuyển từ trạng thái cân bằng này sang trạng thái cân bằng khác, nếu quá trình thực hiện theo chiều tự nhiên thì quá trình đó là quá trình thuận chiều. Trên hình 3.1, quá trình từ 1 – 2 là quá trình thuận chiều.



Hình 3.1. biểu diễn quá trình nhiệt động

Khi môi chất thực hiện một quá trình nhiệt động mà quá trình thực hiện đó phải có sự tác động từ bên ngoài thì đó là quá trình ngược chiều. Trên hình 3.1, quá trình từ 2 – 1 là quá trình ngược chiều.

3.1.3. Chu trình thuận nghịch và không thuận nghịch

1. Chu trình thuận nghịch

Chu trình thuận nghịch là chu trình gồm các quá trình thuận nghịch liên tục khép kín.

2. Chu trình không thuận nghịch

Chu trình không thuận nghịch là chu trình có ít nhất một quá trình trong chu trình là quá trình không thuận nghịch.

3.1.4. Chu trình thuận chiều và ngược chiều

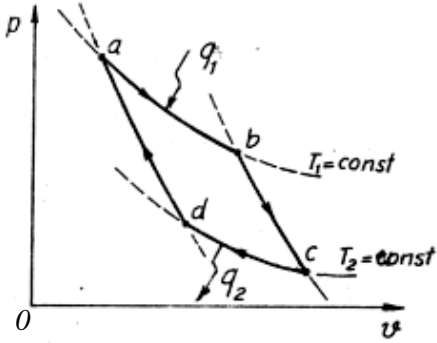
1. Chu trình thuận chiều

* Định nghĩa:

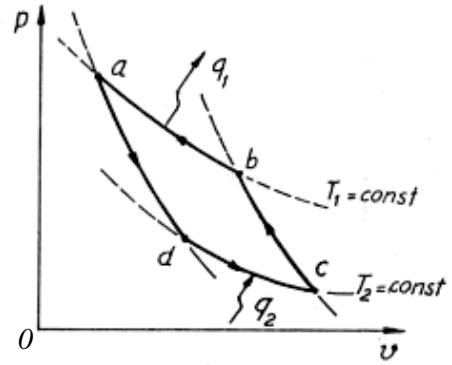
Chu trình thuận chiều là chu trình mà môi chất nhận nhiệt từ nguồn nóng nhả cho nguồn lạnh và biến một phần nhiệt thành công, còn được gọi là chu trình sinh công. Qui ước: công của chu trình thuận chiều $l > 0$. Đây là các chu trình được áp dụng để chế tạo các động cơ nhiệt.

* Đồ thị:

Trên đồ thị hình 3.2, chu trình thuận chiều có chiều theo chiều thuận kim đồng hồ.



Hình 3.2. Đồ thị $p - v$ của chu trình Carnot thuận chiều



Hình 3.3. Đồ thị $p - v$ của chu trình Carnot ngược chiều

* Hiệu quả chu trình:

Để đánh giá hiệu quả biến đổi nhiệt thành công của chu trình thuận chiều, người ta dùng hệ số η_{ct} , gọi là hiệu suất nhiệt của chu trình.

Hiệu suất nhiệt của chu trình bằng tỷ số giữa công chu trình sinh ra với nhiệt lượng mà môi chất nhận được từ nguồn nóng.

$$\eta_{ct} = \frac{l}{q_1} = \frac{q_1 - q_2}{q_1} \quad (3.1)$$

Trong đó: q_1 - nhiệt lượng mà môi chất nhận được từ nguồn nóng;

q_2 - nhiệt lượng mà môi chất nhả ra cho nguồn lạnh;

l - công nhận được của chu trình, $l = |q_1| - q_2$, vì $\Delta u = 0$.

2. Chu trình ngược chiều

* Định nghĩa:

Chu trình ngược chiều là chu trình mà môi chất nhận công từ bên ngoài để lấy nhiệt từ nguồn lạnh và sau đó môi chất lại nhả nhiệt cho nguồn nóng, công tiêu tốn được qui ước là công âm, $l < 0$.

* Đồ thị:

Trên đồ thị hình 3.3, chu trình ngược chiều có chiều theo chiều ngược kim đồng hồ.

* Hệ số làm lạnh:

Để đánh giá hiệu quả biến đổi năng lượng của chu trình ngược chiều, người ta dùng hệ số ε_{ct} , gọi là hệ số làm lạnh của chu trình.

Hệ số làm lạnh của chu trình là tỷ số giữa nhiệt lượng mà môi chất nhận được từ nguồn lạnh với công tiêu tốn cho chu trình.

$$\varepsilon_{ct} = \frac{q_2}{l} = \frac{q_2}{q_1 - q_2} \quad (3.2)$$

Trong đó: q_1 - nhiệt lượng mà môi chất nhận cho nguồn nóng [kJ/kg];

q_2 - nhiệt lượng mà môi chất nhận được từ nguồn lạnh [kJ/kg];

l - công chu trình tiêu tốn [kJ/kg], $l = |q_1| - q_2$, vì $\Delta u = 0$.

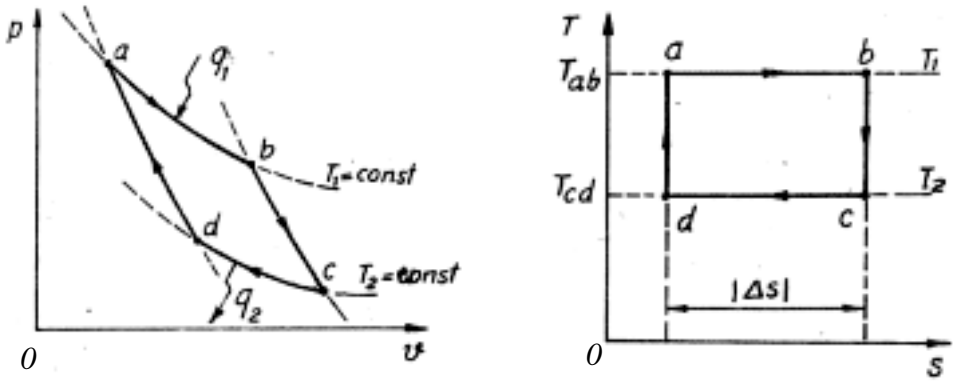
3.2. CHU TRÌNH CARNOT THUẬN NGHỊCH

Chu trình Carnot thuận nghịch là chu trình lý tưởng, có khả năng biến đổi nhiệt lượng với hiệu quả cao nhất. Tuy nhiên, nếu áp dụng vào thực tế thì rất khó thực hiện được hai quá trình nhận nhiệt và nhả nhiệt đẳng nhiệt, nó có những nhược điểm khác về giá thành và hiệu suất thiết bị. Chính vì vậy nó không được áp dụng trong thực tế mà nó chỉ làm mục tiêu để hoàn thiện các chu trình khác về mặt hiệu quả nhiệt, nghĩa là người ta phấn đấu thực hiện các chu trình càng gần với chu trình Carnot thì hiệu quả chuyển hoá năng lượng càng cao.

Chu trình Carnot thuận nghịch làm việc với hai nguồn nhiệt có nhiệt độ khác nhau T_1 và T_2 , nhiệt độ các nguồn nhiệt không thay đổi trong suốt quá trình trao đổi nhiệt. Môi chất thực hiện 4 quá trình thuận nghịch liên tiếp nhau: hai quá trình đẳng nhiệt và hai quá trình đoạn nhiệt tiến hành xen kẽ nhau. Sau đây ta xét hai chu trình Carnot thuận nghịch gọi tắt là chu trình Carnot thuận chiều và chu trình Carnot ngược chiều.

3.2.1. Chu trình Carnot thuận nghịch thuận chiều

Đồ thị p - v và T - s của chu trình Carnot thuận chiều được biểu diễn trên hình 3.4. ab là quá trình nén đoạn nhiệt, nhiệt độ môi chất tăng từ T_2 đến T_1 ; bc là quá trình nhận nhiệt đẳng nhiệt, môi chất tiếp xúc với nguồn nóng có nhiệt độ T_1 không đổi và nhận từ nguồn nóng một nhiệt lượng là $q_1 = T_1(s_c - s_b)$; cd là quá trình giãn nở đoạn nhiệt, sinh công l , nhiệt độ môi chất giảm từ T_1 đến T_2 ; da là quá trình nhả nhiệt đẳng nhiệt, môi chất tiếp xúc với nguồn lạnh có nhiệt độ T_2 không đổi và nhả cho nguồn lạnh một nhiệt lượng là $q_2 = T_2(s_a - s_d)$.



Hình 3.4. Đồ thị $p-v$ và $T-s$ của chu trình Carnot thuận chiều

Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận chiều được tính theo công thức (3.1). Khi thay các giá trị q_1 và $|q_2|$ vào ta có hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận nghịch thuận chiều là:

$$\eta_{ct} = \frac{l}{q_1} = \frac{q_1 - q_2}{q_1} = \frac{T_1(s_c - s_d) - T_2(s_b - s_a)}{T_1(s_c - s_d)} = 1 - \frac{T_2}{T_1} \quad (3.3)$$

Vì: $(s_c - s_d) = (s_b - s_a)$.

* Nhận xét:

Từ biểu thức (3.3) ta thấy:

- Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận chiều chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ nguồn nóng T_1 và nhiệt độ nguồn lạnh T_2 mà không phụ thuộc vào bản chất của môi chất.

- Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot càng lớn khi nhiệt độ nguồn nóng càng cao và nhiệt độ nguồn lạnh càng thấp.

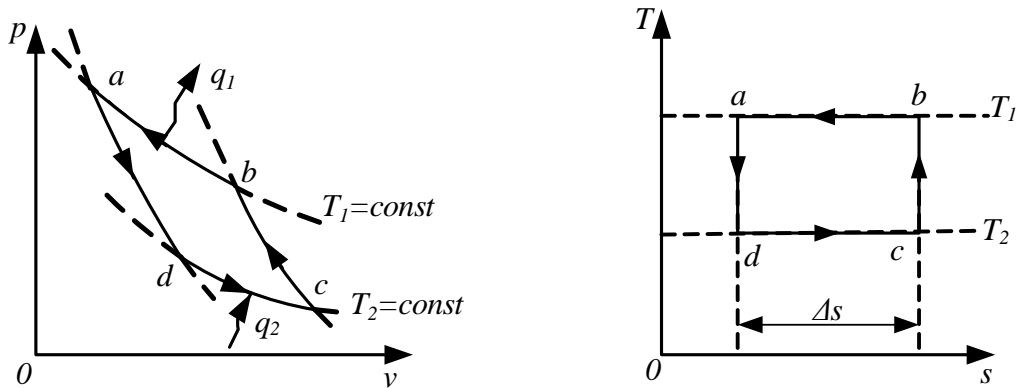
- Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot luôn nhỏ hơn một vì nhiệt độ nguồn nóng không thể đạt vô cùng và nhiệt độ nguồn lạnh không thể đạt đến không.

- Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận nghịch lớn hơn hiệu suất nhiệt của chu trình khác khi có cùng nhiệt độ nguồn nóng và nhiệt độ nguồn lạnh.

3.2.2. Chu trình Carnot thuận nghịch ngược chiều

Đồ thị $p-v$ và $T-s$ của chu trình Carnot ngược chiều được biểu diễn trên hình 3.5. ab là quá trình nhận nhiệt đẳng nhiệt, môi chất tiếp xúc với nguồn lạnh có nhiệt độ T_2 không đổi và nhận từ nguồn lạnh một nhiệt lượng là $q_2 =$

$T_2 (s_b - s_a)$; (bc) là quá trình nén đoạn nhiệt, tiêu tốn công nén là l , nhiệt độ môi chất tăng từ T_2 đến T_1 ; (cd) là quá trình nhả nhiệt đẳng nhiệt, môi chất tiếp xúc với nguồn nóng có nhiệt độ T_1 không đổi và nhả cho nguồn nóng một nhiệt lượng là $q_1 = T_1(s_d - s_c)$; (da) là quá trình giãn nở đoạn nhiệt, nhiệt độ môi chất giảm từ T_1 đến T_2 .



Hình 3.5. Đồ thị $p-v$ và $T-s$ của chu trình Carnot ngược chiều

Hệ số làm lạnh của chu trình Carnot ngược chiều được tính theo công thức (3.4). Khi thay các giá trị $|q_1|$ và q_2 vào ta có hệ số làm lạnh của chu trình Carnot thuận nghịch ngược chiều là:

$$\varepsilon_{ct} = \frac{q_2}{l} = \frac{q_2}{q_1 - q_2} = \frac{T_2(s_b - s_a)}{T_1(s_d - s_c) - T_2(s_b - s_a)}$$

$$\varepsilon_{ct} = \frac{T_2}{T_1 - T_2} \quad (3.4)$$

* Nhận xét:

Từ biểu thức (4-7) ta thấy:

- Hệ số làm lạnh của chu trình Carnot ngược chiều chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ nguồn nóng T_1 và nhiệt độ nguồn lạnh T_2 mà không phụ thuộc vào bản chất của môi chất.

- Hệ số làm lạnh của chu trình Carnot càng lớn khi nhiệt độ nguồn nóng càng thấp và nhiệt độ nguồn lạnh càng cao.

- Hệ số làm lạnh của chu trình Carnot có thể lớn hơn một.

3.3. CHU TRÌNH ĐỘNG CƠ ĐỐT TRONG

Động cơ đốt trong là động cơ nhiệt mà quá trình cháy được tiến hành bên trong xilanh và sản phẩm cháy được thải ra môi trường. Đây là chu trình biến đổi nhiệt thành công. Hiện nay động cơ đốt trong được sử dụng nhiều trong sản xuất và sinh hoạt như dùng làm động cơ cho ô tô, máy kéo, xe lửa, máy phát điện, động cơ lai chân vịt tàu thủy.

Môi chất làm việc trong động cơ đốt trong lúc đầu là không khí và nhiên liệu, sau đó là sản phẩm cháy của hỗn hợp không khí và nhiên liệu.

Có nhiều cách phân loại động cơ đốt trong, có thể phân loại theo nhiên liệu sử dụng, theo hành trình piston, theo quá trình cấp nhiệt . . . Ở đây, theo quan điểm nhiệt động, dựa vào chu trình cấp nhiệt ta phân động cơ đốt trong thành 3 loại: chu trình cấp nhiệt đẳng áp, chu trình cấp nhiệt đẳng tích, chu trình cấp nhiệt hỗn hợp.

Để nghiên cứu các quá trình của động cơ đốt trong, ta giả thiết:

- Môi chất là khí lý tưởng và đồng nhất;
- Các quá trình xảy ra đều là thuận nghịch;
- Quá trình cháy là quá trình cấp nhiệt, quá trình thải sản phẩm cháy là quá trình nhả nhiệt đẳng tích;
- Công trong quá trình nạp môi chất và quá trình thải sản phẩm cháy triệt tiêu lẫn nhau và biến hệ ở đây thành hệ kín.

3.3.1. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp

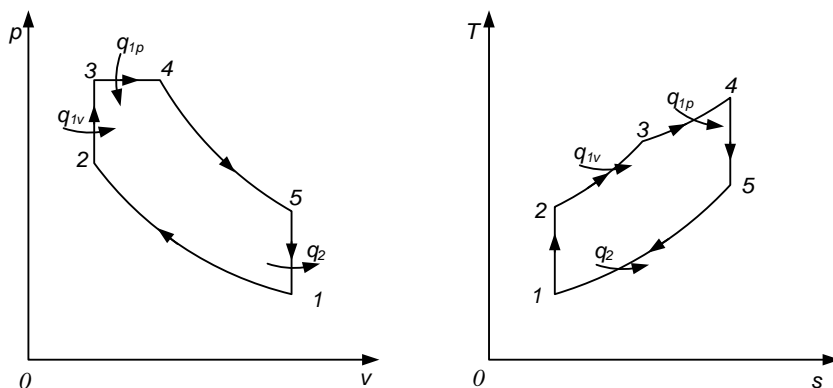
1. Mô tả chu trình

Trong chu trình cấp nhiệt hỗn hợp, nhiên liệu sẽ được bơm cao áp nén đến áp suất cao, phun vào trong xilanh dưới dạng sương. Trong xilanh không khí đã được nén đến áp suất và nhiệt độ cao, nhiên liệu được phun vào trong xilanh hòa trộn với không khí ở nhiệt độ cao, nhiên liệu sẽ tự bốc cháy. Quá trình cháy gồm hai giai đoạn: giai đoạn đầu cháy đẳng tích, giai đoạn sau cháy đẳng áp. Chu trình cháy lý tưởng của động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp được trình bày trên hình 3.6, chu trình gồm:

- (1-2) - quá trình nén đoạn nhiệt;
- (2-3) - quá trình cấp nhiệt đẳng tích, môi chất nhận nhiệt lượng q_{1v} ;
- (3-4) - quá trình cấp nhiệt đẳng áp, môi chất nhận nhiệt lượng q_{1p} ;

(4-5) - quá trình giãn nở đoạn nhiệt;

(5-1) - quá trình nhả nhiệt đẳng tích, nhả nhiệt lượng q_2 .



Hình 3.6 Chu trình cấp nhiệt hỗn hợp

2. Hiệu suất nhiệt chu trình cấp nhiệt hỗn hợp

* Các đại lượng đặc trưng cho chu trình:

- Thông số trạng thái đầu: p_1, T_1 ;

- Tỷ số nén:
$$\varepsilon = \frac{v_1}{v_2} \quad (3.5)$$

- Tỷ số tăng áp:
$$\lambda = \frac{p_3}{p_2} \quad (3.6)$$

- Hệ số giãn nở sớm:
$$\rho = \frac{v_4}{v_3} \quad (3.7)$$

* Hiệu suất của chu trình:
$$\eta_{ct} = \frac{q_1 - q_2}{q_1} \quad (3.8)$$

Trong đó:

q_1 - nhiệt lượng chu trình nhận được từ quá trình cháy nhiên liệu, bao gồm nhiệt lượng của các quá trình sau:

q_{1v} - nhiệt lượng nhận được từ quá trình cháy đẳng tích 2-3, [kJ/kg];

q_{1p} - nhiệt lượng nhận được từ quá trình cháy đẳng áp 3-4, [kJ/kg];

Vậy:
$$q_1 = q_{1v} + q_{1p};$$

q_2 - nhiệt lượng nhả ra cho nguồn lạnh trong quá trình nhả nhiệt đẳng tích 5-1 [kJ/kg], Từ đó ta có hiệu suất của chu trình là:

$$\eta_{ct} = 1 - \frac{q_2}{q_{1v} + q_{1p}} \quad (3.9)$$

Vì 2-3 là quá trình cấp nhiệt đẳng tích, nên $q_{1v} = C_v(T_3 - T_2)$ [kJ/kg];

Vì 2'-3 là quá trình cấp nhiệt đẳng áp, $q_{1p} = C_p(T_4 - T_3)$ [kJ/kg];

Vì 4-1 là quá trình nhả nhiệt đẳng tích, nên $q_2 = C_v(T_5 - T_1)$ [kJ/kg];

Thay các giá trị của q_{1v} , q_{1p} và q_2 vào (3.9) ta được:

$$\eta_{ct} = 1 - \frac{C_v(T_5 - T_1)}{C_v(T_3 - T_2) + C_p(T_4 - T_3)}$$

$$\eta_{ct} = 1 - \frac{(T_5 - T_1)}{(T_3 - T_2) + k \cdot (T_4 - T_3)} \quad (3.10)$$

Dựa vào đặc điểm quá trình của các chu trình, ta tiếp tục biến đổi để có thể tính hiệu suất của chu trình theo nhiệt độ đầu T_1 và các đại lượng đặc trưng cho chu trình như sau:

Vì 1-2 là quá trình nén đoạn nhiệt nên ta có:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{(k-1)} = \varepsilon^{(k-1)}, \text{ suy ra } T_2 = T_1 \varepsilon^{(k-1)};$$

2-3 là quá trình cấp nhiệt đẳng tích nên:

$$\frac{T_3}{T_2} = \frac{p_3}{p_2} = \lambda, \text{ suy ra } T_3 = \lambda T_2 = \lambda T_1 \varepsilon^{(k-1)};$$

3-4 là quá trình cấp nhiệt đẳng áp nên:

$$\frac{T_4}{T_3} = \frac{v_4}{v_3} = \rho, \text{ suy ra } T_4 = \rho T_3 = \rho \lambda T_1 \varepsilon^{(k-1)};$$

4-5 là quá trình giãn nở đoạn nhiệt nên:

$$\frac{T_5}{T_4} = \left(\frac{v_4}{v_5} \right)^{(k-1)} = \left(\frac{v_4}{v_1} \right)^{(k-1)} = \left(\frac{v_4}{v_3} \cdot \frac{v_3}{v_1} \right)^{(k-1)} = \left(\frac{\rho}{\varepsilon} \right)^{(k-1)}, \text{ suy ra:}$$

$$T_5 = T_4 \left(\frac{\rho}{\varepsilon} \right)^{(k-1)} = T_1 \cdot \rho \lambda \varepsilon^{(k-1)} \cdot \left(\frac{\rho}{\varepsilon} \right)^{(k-1)} = \lambda T_1 \rho^k$$

Thay các giá trị T_2 , T_3 , T_4 và T_5 vào (3.10) ta có:

$$\eta_{ct} = 1 - \frac{T_1 \lambda \rho^k - T_1}{(T_1 \lambda \varepsilon^{k-1} - T_1 \varepsilon^{k-1}) + k(T_1 \rho \lambda \varepsilon^{k-1} - T_1 \lambda \varepsilon^{k-1})}$$

Rút gọn lại ta có hiệu suất chu trình:

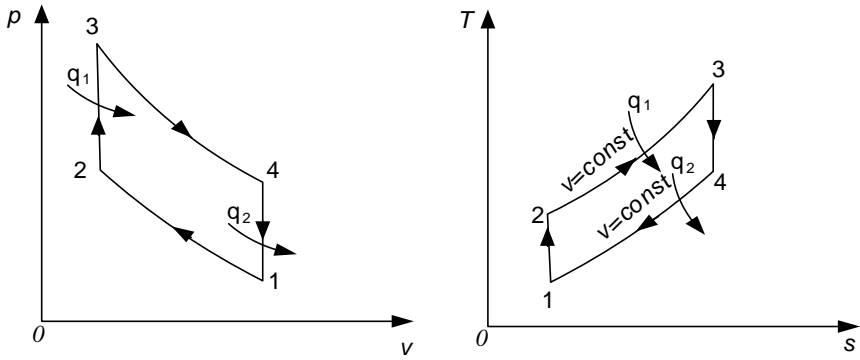
$$\eta_{ct} = 1 - \frac{\lambda \rho^k - 1}{\varepsilon^{k-1} [(\lambda - 1) + k\lambda(\rho - 1)]} \quad (3.11)$$

3.3.2. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích

Ở chu trình cấp nhiệt đẳng tích, nhiên liệu (xăng) và không khí được hỗn hợp trước ở ngoài xilanh. Sau đó hỗn nhiên liệu và không khí được nạp vào xilanh và nén đoạn nhiệt đến áp suất và nhiệt độ cao (được biểu diễn bằng đoạn 1- 2) nhưng vẫn thấp hơn nhiệt độ tự bốc cháy của xăng nên nó không tự bốc cháy được. Quá trình cháy xảy ra nhờ bugi bật tia lửa điện, quá trình cháy (được biểu diễn bằng đoạn 2-3) xảy ra rất nhanh làm cho áp suất trong xilanh tăng vọt lên, piston trong khi xilanh chưa kịp dịch chuyển, thể tích hỗn hợp khí trong xilanh không đổi, vì vậy quá trình này có thể coi là quá trình cháy đẳng tích. Sau đó sản phẩm cháy giãn nở, đẩy piston dịch chuyển và sinh công. Quá trình giãn nở này được coi là đoạn nhiệt, (được biểu diễn bằng đoạn 3-4). Cuối cùng là quá trình thải sản phẩm cháy ra ngoài (được biểu diễn bằng đoạn 4-1), đây cũng là quá trình đẳng tích. Các quá trình lặp lại như cũ, thực hiện chu trình mới. Đây chính là chu trình động cơ ô tô chạy xăng hay còn gọi là động cơ cháy cưỡng bức nhờ bugi đánh lửa. Đồ thị thay đổi trạng thái của môi chất được biểu diễn trên hình 3.7.

Từ công thức (3.11) ta thấy:

Nếu chu trình cấp nhiệt hỗn hợp có $\rho = 1$, tức là $v_3 = v_2 = v_4$, như vậy quá trình cấp nhiệt chỉ còn giai đoạn cháy đẳng tích 2-3, khi đó chu trình cấp nhiệt hỗn hợp trở thành chu trình cấp nhiệt đẳng tích.



Hình 3.7. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích

Khi đó thay $\rho = 1$ vào công thức (3.11) ta được hiệu suất chu trình cấp nhiệt đẳng tích:

$$\eta_{ct} = 1 - \frac{\lambda - 1}{\varepsilon^{k-1}(\lambda - 1)} = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \quad (3.12)$$

Như vậy hiệu suất nhiệt chu trình cấp nhiệt đẳng tích chỉ phụ thuộc vào tỉ số nén ε .

3.3.3. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp

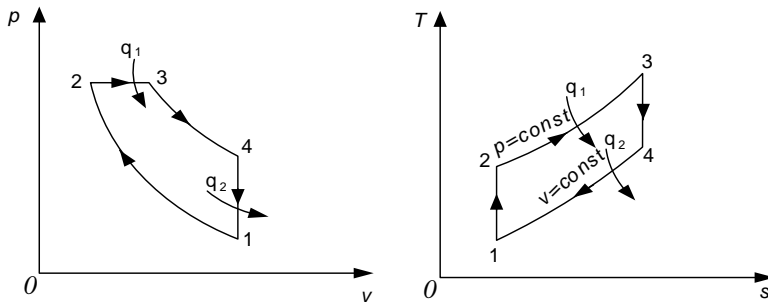
Nếu chu trình cấp nhiệt hỗn hợp có $\lambda = 1$, tức là $p_3 = p_2 = p_4$, nghĩa là quá trình cấp nhiệt chỉ còn giai đoạn cháy đẳng áp 3-4, khi đó chu trình cấp nhiệt hỗn hợp trở thành chu trình cấp nhiệt đẳng áp. Ở chu trình này, không khí được nén đoạn nhiệt đến áp suất và nhiệt độ cao, đến cuối quá trình nén nhiên liệu được phun vào xilanh dưới dạng sương, hòa trộn với không khí tạo nên hỗn hợp cháy và do nhiệt độ hỗn hợp cao hơn nhiệt độ tự cháy của nhiên liệu nên sẽ tự bốc cháy.

Khi đó thay $\lambda = 1$ vào công thức (3.11) ta được hiệu suất chu trình cấp nhiệt đẳng áp:

$$\eta_{ct} = 1 - \frac{\rho^k - 1}{\varepsilon^{k-1}k(\rho - 1)} \quad (3.13)$$

Như vậy hiệu suất nhiệt chu trình cấp nhiệt đẳng tích chỉ phụ thuộc vào tỉ số nén ε và hệ số giãn nở sớm ρ .

Quá trình thay đổi trạng thái của môi chất trong chu trình được biểu diễn trên đồ thị $p-v$ và $T-s$ hình 3.8.



Hình 3.8 Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp

Nhận xét:

- Hiệu suất nhiệt của chu trình động cơ cấp nhiệt hỗn hợp phụ thuộc vào k ;

- Động cơ cấp nhiệt đẳng áp và cấp nhiệt hỗn hợp có thể làm việc với tỷ số nén rất cao. Tuy nhiên khi đó chiều dài xilanh cũng sẽ phải tăng lên và gặp khó khăn trong vấn đề chế tạo, đồng thời tổn thất ma sát của động cơ sẽ tăng và làm giảm hiệu suất của nó.

- Trong động cơ cấp nhiệt đẳng tích quá trình cháy là cưỡng bức (nhờ bugi), nếu ε tăng cao quá trị số giới hạn thì hỗn hợp cháy sẽ tự bốc cháy khi bugi chưa đánh lửa, sẽ ảnh hưởng xấu đến chế độ làm việc bình thường của động cơ. Ngoài ra khi tỷ số nén lớn thì tốc độ cháy có thể tăng lên một cách đột ngột gây ra hiện tượng kích nổ (vì hỗn hợp nén là hỗn hợp cháy) phá hỏng các chi tiết động cơ. Vì vậy tỉ số nén cần được lựa chọn phù hợp với từng loại nhiên liệu.

3.3.4. So sánh hiệu suất nhiệt của các chu trình

Để đánh giá hiệu suất nhiệt của động cơ đốt trong làm việc theo các chu trình khác nhau, ta so sánh các chu trình với các điều kiện sau:

1. Khi có cùng tỉ số nén ε và nhiệt lượng q_1 cấp vào cho chu trình

Trên đồ thị $T-s$ hình 3.9 biểu diễn 3 chu trình: 123_v4_v1 là chu trình cấp nhiệt đẳng tích, $122'341$ là chu trình cấp nhiệt hỗn hợp và 123_p4_p1 chu trình cấp nhiệt đẳng áp. 3 chu trình này có cùng tỷ số nén ε và nhiệt lượng q_1 , nghĩa là cùng v_1, v_2 và các diện tích $a23_vd, a22'3c$ và $a23_p b$ bằng nhau. Từ (3.8) ta thấy: Các chu trình có cùng nhiệt lượng cấp vào q_1 , chu trình nào có q_2 nhỏ hơn sẽ có hiệu suất nhiệt cao hơn.

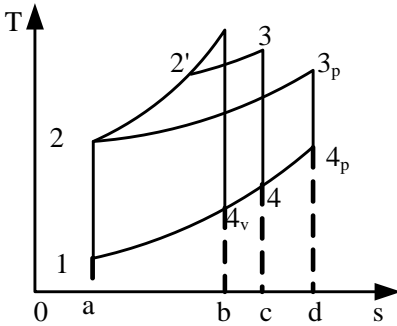
q_2 của chu trình cấp nhiệt đẳng tích bằng diện tích $a14_v b$ là nhỏ nhất;

q_2 của chu trình cấp nhiệt đẳng áp bằng diện tích $a14_p d$ là lớn nhất;

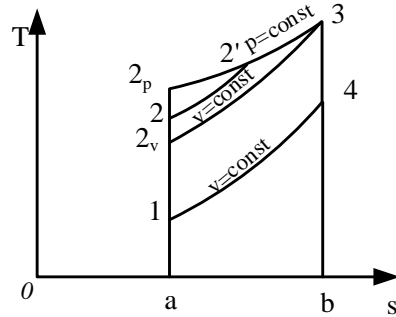
q_2 của chu trình cấp nhiệt hỗn hợp bằng diện tích $a14c$ có giá trị trung gian so với hai chu trình kia.

Vậy hiệu suất của chu trình cấp nhiệt đẳng tích là lớn nhất và hiệu suất của chu trình cấp nhiệt đẳng áp là nhỏ nhất:

$$\eta_{ctv} > \eta_{ct} > \eta_{ctp} \quad (3.14)$$



Hình 3.9. So sánh các chu trình



Hình 3.10. So sánh các chu trình

2. Khi có cùng áp suất, nhiệt độ lớn nhất và nhỏ nhất

Ở đây ta so sánh hiệu suất nhiệt của chu trình cùng nhiệt lượng nhả ra q_2 , cùng làm việc với cùng điều kiện tải trọng nhiệt và cơ (cùng T_{max} và p_{max}).

Với cùng điều kiện đó, các chu trình được biểu diễn trên đồ thị $T-s$ hình 3.10. 12_p34 là chu trình cấp nhiệt đẳng áp, $122'341$ là chu trình cấp nhiệt hỗn hợp và 12_v34 chu trình cấp nhiệt đẳng tích. Trên đồ thị, 3 chu trình này có cùng p_1 , T_1 và cùng p_3 , T_3 nghĩa là cùng nhả ra một lượng nhiệt q_2 (diện tích $14ab$) trong đó: Nhiệt lượng q_1 cấp vào cho chu trình cấp nhiệt đẳng áp bằng diện tích $a2_p3b$ là lớn nhất, nhiệt lượng q_1 cấp vào cho chu trình cấp nhiệt đẳng tích bằng diện tích $a2_v3b$ là nhỏ nhất.

Vậy theo (3.10) ta thấy hiệu suất của chu trình cấp nhiệt đẳng áp là lớn nhất và hiệu suất của chu trình cấp nhiệt đẳng tích là nhỏ nhất:

$$\eta_{ctv} < \eta_{ct} < \eta_{ctp} \quad (3.15)$$

Giới hạn trên của p_3 , T_3 phụ thuộc vào sức bền các chi tiết của động cơ.

3.4. CHU TRÌNH ĐỘNG LỰC HƠI NƯỚC

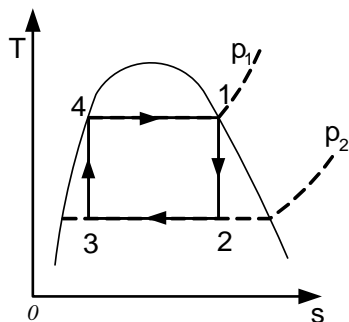
3.4.1. Chu trình Carnot hơi nước

Trong mục 3.2 đã giới thiệu về chu trình Carnot thuận chiều là chu trình có hiệu suất nhiệt cao nhất. Về mặt kỹ thuật, dùng khí thực trong phạm vi bão hòa có thể thực hiện được chu trình Carnot và vẫn đạt được hiệu suất nhiệt lớn nhất khi ở cùng phạm vi nhiệt độ. Chu trình Carnot áp dụng cho khí thực trong vùng hơi bão hòa được biểu diễn trên hình 3.11. Tuy nhiên, đối với khí thực và hơi nước thì việc thực hiện chu trình Carnot rất khó khăn, vì những lý do sau đây:

- Quá trình hơi nở nhiệt đẳng áp, ngưng tụ thành nước (quá trình 2-3) sẽ thực hiện không hoàn toàn. Muốn nén đoạn nhiệt hơi ẩm theo quá trình 3-4, cần phải có máy nén kích thước rất lớn và tiêu hao công rất lớn.

- Nhiệt độ tới hạn của nước thấp ($374,15^{\circ}\text{C}$) nên độ chênh nhiệt độ giữa nguồn nóng và nguồn lạnh của chu trình không lớn lắm, do đó công của chu trình nhỏ.

- Các giọt ẩm của hơi sẽ va đập vào cánh tuốc bin gây tổn thất năng lượng, ăn mòn và mài mòn nhanh cánh tuốc bin.

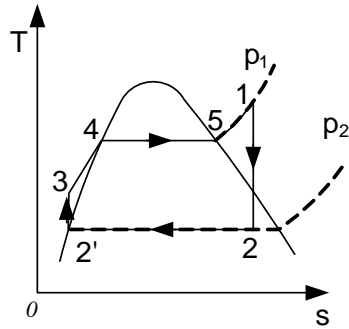
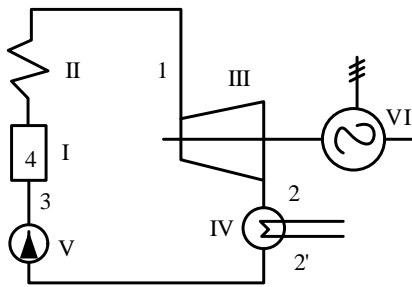


Hình 3.11. chu trình Carnot hơi nước

3.4.4. Chu trình Rankin (chu trình cơ bản của hệ động lực hơi nước)

Như đã phân tích ở trên, tuy có hiệu suất nhiệt cao nhưng chu trình Carnot có một số nhược điểm khi áp dụng cho khí thực, nên trong thực tế người ta không áp dụng chu trình này mà áp dụng một chu trình cải tiến gần với chu trình này gọi là chu trình Rankin. Chu trình Rankin là chu trình thuận chiều, biến nhiệt thành công.

Chu trình Rankin là chu trình nhiệt được áp dụng trong chu trình cơ bản của thiết bị động lực hơi nước trên tàu thủy với môi chất là nước. Sơ đồ thiết bị của chu trình Rankin được trình bày trên hình 3.12. Đồ thị $T-s$ của chu trình được biểu diễn trên hình 3.13.



Hình 3.12. Chu trình Renkin Hình 3.13. Đồ thị T-s của chu trình Renkin

Nước ngưng trong bình ngưng IV (ở trạng thái 2' trên đồ thị) có thông số p_2, t_2, i_2 , được bơm V bơm vào thiết bị sinh hơi I với áp suất p_1 (quá trình 2'-3). Trong thiết bị sinh hơi, nước trong các ống sinh hơi nhận nhiệt đẳng áp đến sôi (quá trình 3-4), hoá hơi (quá trình 4-5) và thành hơi quá nhiệt trong bộ quá nhiệt II (quá trình 5-1). Quá trình 3-4-5-1 là quá trình hóa hơi đẳng áp ở áp suất $p_1 = const$. Hơi ra khỏi bộ quá nhiệt II (ở trạng thái 1) có thông số p_1, t_1 đi vào tua bin III, ở đây hơi giãn nở đoạn nhiệt đến trạng thái 2 (quá trình 1-2) và sinh công trong tua bin. Hơi ra khỏi tua bin có thông số p_2, t_2 , đi vào bình ngưng IV, ngưng tụ thành nước (quá trình 2-2'), rồi lại được bơm V bơm trở về nồi hơi. Quá trình trong bơm có thể xem là quá trình nén đẳng tích vì nước không chịu nén (thể tích ít thay đổi).

Hiệu suất nhiệt của chu trình η_{ct} được xác định theo công thức:

$$\eta_{ct} = \frac{q_1 - q_2}{q_1} = \frac{l}{q_1} \quad (3.16)$$

Nhiệt lượng nhận được trong lò hơi theo quá trình đẳng áp 3-1 là:

$$q_1 = i_1 - i_3$$

Nhiệt lượng môi chất nhả ra cho nước làm mát ở bình ngưng trong quá trình đẳng áp 2-2' là:

$$q_2 = i_2 - i_2'$$

Thông thường, ở áp suất không cao lắm, công tiêu tốn cho bơm nước cấp rất bé so với công tua bin sinh ra nên ta có thể bỏ qua công bơm, nghĩa là coi $i_2' \approx i_3$. Khi đó công của chu trình sẽ bằng:

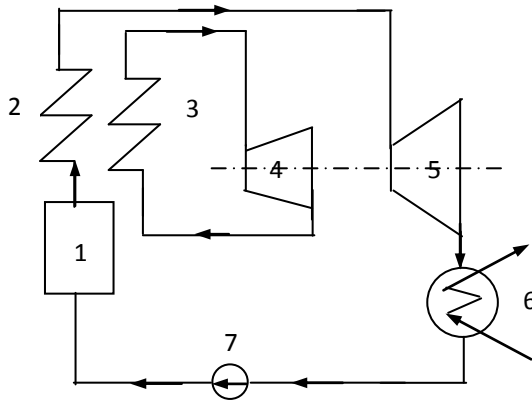
$$l = q_1 - |q_2| = i_1 - i_3 - i_2 - i_2' \approx i_1 - i_2 \quad (3.17)$$

Hiệu suất nhiệt chu trình sẽ bằng:

$$\eta_{ct} = \frac{l}{q_1} = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_3} \quad (3.18)$$

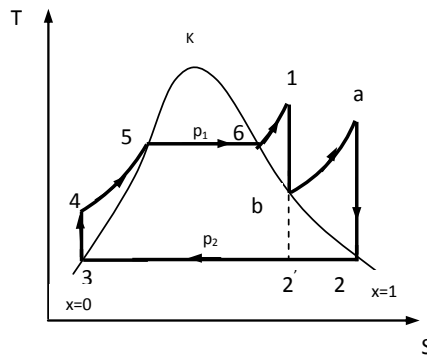
3.4.5. Chu trình động lực hơi nước có quá nhiệt trung gian

Muốn tăng hiệu suất nhiệt của chu trình η_{ct} thì tăng áp suất đầu p_1 , nhiệt độ đầu t_1 , giảm áp suất cuối p_2 và nhiệt độ cuối t_2 . Nhưng những biện pháp đó đều làm cho độ khô cuối x_2 giảm, độ ẩm cuối y_2 tăng. Để đảm bảo độ ẩm cuối không giảm, người ta gia nhiệt cho hơi ở phần trung gian của tua bin hơi. Sơ đồ chu trình thiết bị động lực hơi nước có quá nhiệt trung gian được thể hiện trên hình 3.13. Đồ thị $T-s$ của chu trình được biểu diễn trên hình 3.14.



Hình 3.13. Chu trình động lực hơi nước có quá nhiệt trung gian

1. Nồi hơi; 2. Bộ sấy hơi; 3. Bộ gia nhiệt kiểu khí lò; 4. Tua bin hơi cấp 1; 5. Tua bin hơi cấp 2. 6. Bình ngưng; 7. Bơm cấp nước nồi.



Hình 3.14. Đồ thị $T-s$ của chu trình

Nước ngưng trong bình ngưng 6 (ở trạng thái 3 trên đồ thị) có thông số p_3, t_3, i_3 , được bơm 7 bơm vào thiết bị sinh hơi 1 với áp suất p_1 (quá trình 3-4). Trong thiết bị sinh hơi, nước trong các ống sinh hơi nhận nhiệt đẳng áp đến sôi (quá trình 4-5), hoá hơi (quá trình 5-6) và thành hơi quá nhiệt trong bộ quá nhiệt 2 (quá trình 6-1). Quá trình 4-5-6-1 là quá trình hóa hơi đẳng áp ở áp suất $p_1 = \text{const}$. Hơi ra khỏi bộ quá nhiệt 2 (ở trạng thái 1) có thông số p_1, t_1 đi vào tua bin 4, ở đây hơi giãn nở đoạn nhiệt đến trạng thái b (quá trình 1- b) và sinh công trong tua bin. Hơi ra khỏi tua bin có thông số p_b, t_b , đi vào bộ quá nhiệt trung gian 3 để quá nhiệt cho hơi lần hai (quá trình $b-a$). Hơi ra khỏi bộ quá nhiệt trung gian 3 (ở trạng thái a) có thông số p_a, t_a đi vào tua bin 5, ở đây hơi giãn nở đoạn nhiệt đến trạng thái 2 (quá trình $a-2$) và sinh công trong tua bin. Hơi ra khỏi tua bin có thông số p_2, t_2 đi vào bình ngưng 6, ngưng tụ thành nước (quá trình 2-3), rồi lại được bơm 7 bơm trở về nồi hơi. Quá trình trong bơm có thể xem là quá trình nén đẳng tích vì nước không chịu nén (thể tích ít thay đổi).

Hiệu suất nhiệt của chu trình η_{ct} được xác định theo công thức:

$$\eta_t = \frac{(i_1 - i_b) + (i_a - i_2)}{(i_1 - i_4) + (i_a - i_b)} \quad (3.19a)$$

Trong đó: $i_1 - i_b = h_1$ là nhiệt giáng lý thuyết phân tua bin 4; $i_a - i_2 = h_2$ là nhiệt giáng lý thuyết phân tua bin 5; $i_1 - i_4 = q_1$ là nhiệt lượng cấp vào để đun nước sôi, hoá hơi và sấy hơi; $i_a - i_b$ là nhiệt lượng cấp cho quá nhiệt trung gian.

Nếu bỏ qua công bơm ta có hiệu suất nhiệt của chu trình là:

$$\eta_t = \frac{h_1 + h_2}{(i_1 - i_4) + (i_a - i_b)} \quad (3.19b)$$

Phần 2

TRUYỀN NHIỆT

Truyền nhiệt là môn khoa học nghiên cứu các quy luật phân bố nhiệt độ và trao đổi nhiệt trong không gian và theo thời gian giữa các vật có nhiệt độ khác nhau. Nó là phần lí thuyết cơ sở để tính toán các quá trình và các thiết bị trao đổi nhiệt trong tự nhiên và kĩ thuật.

Truyền nhiệt nghiên cứu các định luật cơ bản của các phương thức trao đổi nhiệt và ứng dụng nó để khảo sát các quá trình trao đổi nhiệt phức tạp trong các thiết bị năng lượng nhiệt.

Để nghiên cứu truyền nhiệt, người ta thường dùng hai phương pháp chủ yếu: phương pháp giải tích và phương pháp thực nghiệm. Phương pháp giải tích dựa vào các định luật cơ bản của vật lý, sử dụng các phép tính giải tích để dẫn ra luật phân bố nhiệt độ và công thức tính nhiệt. Phương pháp thực nghiệm dựa trên lí thuyết đồng dạng hoặc phân tích thứ nguyên, lập mô hình thí nghiệm đo giá trị các thông số, xử lí số liệu để đưa ra công thức thực nghiệm.

Nhiệt lượng là năng lượng trao đổi giữa các phần tử thuộc hai vật có nhiệt độ khác nhau, tức có động năng trung bình phân tử khác nhau. Hiện tượng trao đổi nhiệt chỉ xảy ra giữa hai điểm, hai hệ vật có nhiệt độ khác nhau, tức có độ chênh nhiệt độ Δt khác không. Giữa hai vật cân bằng nhiệt, có $\Delta t = 0$, nhiệt lượng trao đổi luôn bằng không.

Trong tự nhiên, nhiệt lượng chỉ truyền từ vật có nhiệt độ cao đến vật có nhiệt độ thấp. Do đó, trao đổi nhiệt là một quá trình không thuận nghịch.

Các phương thức trao đổi nhiệt:

Dẫn nhiệt là hiện tượng các phân tử vật 1 va chạm (trực tiếp hoặc thông qua các điện tử tự do trong vật) vào các phân tử vật 2 để truyền một phần động năng. Dẫn nhiệt xảy ra khi có sự chênh lệch nhiệt độ giữa các phần của một vật hoặc giữa hai vật tiếp xúc nhau. Dẫn nhiệt thuần túy xảy ra trong hệ gồm các vật rắn có sự tiếp xúc trực tiếp.

Tỏa nhiệt là hiện tượng các phân tử vĩ mô trên bề mặt vật rắn va chạm vào các phân tử chuyển động có hướng của một chất lỏng tiếp xúc với nó để trao

đổi động năng. Tỏa nhiệt xảy ra tại vùng chất lỏng hoặc khí tiếp xúc với mặt vật rắn, là sự kết hợp giữa dẫn nhiệt và đối lưu trong lớp chất lỏng gần bề mặt tiếp xúc. Chuyển động có hướng (đối lưu) của chất lỏng có thể được sinh ra một cách tự nhiên, khi nó chịu tác động của trọng lực và độ chênh nhiệt độ, hoặc do các lực cưỡng bức khác, khi ta dùng bơm, quạt...

Cường độ tỏa nhiệt q [W/m^2], sẽ được khảo sát trong chương 5, tỷ lệ thuận với hệ số tỏa nhiệt α [$\text{W}/\text{m}^2\text{K}$], và được tính theo công thức Newton:

$$q = \alpha(t_w - t_f) = \alpha \cdot \Delta t$$

Trong đó Δt là hiệu số nhiệt độ bề mặt vật và chất lỏng.

Trao đổi nhiệt bức xạ là hiện tượng các phân tử vật 1 bức xạ ra các hạt, truyền đi trong không gian dưới dạng sóng điện từ, mang năng lượng đến truyền cho các phân tử vật 2.

Khác với hai phương thức trên, trao đổi nhiệt bức xạ có thể xảy ra giữa hai vật ở cách nhau rất xa, không cần sự tiếp xúc trực tiếp hoặc thông qua môi trường chất lỏng hoặc khí, luôn xảy ra với sự chuyển hóa giữa năng lượng nhiệt và năng lượng điện từ. Đây là phương thức trao đổi nhiệt giữa các thiên thể trong vũ trụ, chẳng hạn giữa mặt trời và các hành tinh.

Quá trình trao đổi nhiệt thực tế có thể bao gồm 2 hoặc cả 3 phương thức trao đổi nhiệt nói trên, được gọi là quá trình trao đổi nhiệt phức hợp. Ví dụ, bề mặt vật rắn có thể trao đổi nhiệt với chất khí tiếp xúc nó theo phương thức tỏa nhiệt và trao đổi nhiệt bức xạ.

Chương 4: DẪN NHIỆT

4.1. NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN

4.1.1. Khái niệm dẫn nhiệt

- Dẫn nhiệt là quá trình truyền nhiệt năng khi các vật hoặc các phần của vật có nhiệt độ khác nhau tiếp xúc trực tiếp với nhau.

* Hiện tượng dẫn nhiệt luôn liên quan tới sự chuyển động vi mô của vật chất. Dẫn nhiệt trong chất khí là do khuếch tán của các phân tử và nguyên tử. Dẫn nhiệt trong chất lỏng và chất cách điện là do tác dụng của sóng đàn hồi. Dẫn nhiệt trong kim loại là do sự khuếch tán của các điện tử tự do là chủ yếu.

- Trong kỹ thuật chỉ tính toán dẫn nhiệt trong điều kiện vật đồng chất và đẳng hướng. Quá trình dẫn nhiệt quan hệ chặt chẽ với sự phân bố nhiệt độ.

4.1.2. Trường nhiệt độ

Để mô tả phân bố nhiệt độ trong không gian theo thời gian, ta dùng khái niệm trường nhiệt độ.

Trường nhiệt độ là tập hợp tất cả các giá trị nhiệt độ tại thời điểm đang xét của mọi điểm trong hệ vật khảo sát.

Giá trị nhiệt độ tức thời tại mỗi điểm trong không gian được xác định duy nhất như một đại lượng vô hướng, do đó trường nhiệt độ là trường vô hướng.

Biểu thức trường nhiệt độ mô tả luật phân bố nhiệt độ, cho phép xác định giá trị nhiệt độ tức thời tại thời điểm τ theo tọa độ (x, y, z) của một điểm bất kỳ trong hệ:

$$t = t(x, y, z, \tau).$$

Theo thời gian, trường nhiệt độ được phân ra hai loại: Không ổn định và ổn định. Nếu giá trị nhiệt độ tức thời tại mọi điểm trong hệ không thay đổi theo thời gian, tức $\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$ với mọi (x, y, z) và mọi τ , thì trường nhiệt độ được gọi là ổn định ba chiều:

$$t = f(x,y,z);$$

Trường hợp $t = f(x)$ là trường nhiệt độ ổn định một chiều; $t = f(x,y)$ là trường nhiệt độ ổn định hai chiều.

Nếu có một điểm (x,y,z) tại thời điểm τ khiến cho $\frac{\partial t}{\partial \tau} \neq 0$, thì trường nhiệt độ được gọi là trường nhiệt độ không ổn định ba chiều $t = f(x,y,z,\tau)$.

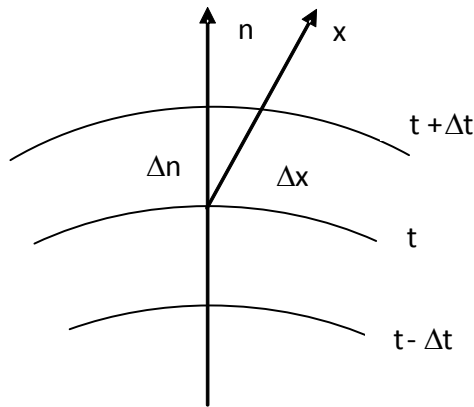
Quá trình dẫn nhiệt trong đó trường nhiệt độ ổn định gọi là dẫn nhiệt ổn định và quá trình dẫn nhiệt trong đó trường nhiệt độ không ổn định gọi là dẫn nhiệt không ổn định.

4.1.3. 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 hoặc kết thúc trên biên của vật.

4.1.4. Gradient nhiệt độ

Xét hai mặt đẳng nhiệt hình 4.1, một mặt đẳng nhiệt có nhiệt độ t còn mặt kia có nhiệt độ $(t + \Delta t)$.



Hình 4.1. Các mặt đẳng nhiệt

Nhiệt độ của một điểm nào đó trên mặt đẳng nhiệt 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 phương pháp tuyến với mặt đẳng nhiệt $\frac{\Delta t}{\Delta n}$ là lớn nhất.

Gradient nhiệt độ được định nghĩa như sau:

$$Gradt = \lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{\partial t}{\partial n}, [\text{K/m}] \quad (4.1)$$

Gradient nhiệt độ là một đại lượng véc tơ có phương vuông góc với các mặt đẳng nhiệt, chiều dương là chiều tăng nhiệt độ.

4.1.5. 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 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 đẳng nhiệt thì:

$$Q = \int_F qdF ;$$

Khi $q = \text{const}$, ta có: $Q = q.F$.

4.1.6. Định luật Fourier về dẫn nhiệt

Theo Fourier, mật độ dòng nhiệt tỷ lệ với gradient nhiệt độ :

$$q = -\lambda \cdot gradt = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n}, [\text{W/m}^2] \quad (4.2)$$

Mật độ dòng nhiệt là đại lượng véc tơ có phương trùng với phương của $gradt$, có chiều trùng với chiều giảm nhiệt độ (dấu âm trong công thức Fourier chứng tỏ chiều của mật độ dòng nhiệt ngược với chiều của gradient nhiệt độ), trị số bằng $-\lambda \frac{\partial t}{\partial n}$; [W/m^2].

4.1.7. Hệ số dẫn nhiệt

Hệ số tỷ lệ λ trong công thức Fourier có giá trị:

$$\lambda = -\frac{q}{\frac{\partial t}{\partial n}}; [\text{W/mK}] \quad (4.3)$$

Đây chính là lượng nhiệt truyền qua một đơn vị diện tích bề mặt đẳng nhiệt trong một đơn vị thời gian khi $gradt = 1$. λ đặc trưng cho khả năng dẫn nhiệt của vật thể và được gọi là hệ số dẫn nhiệt.

Hệ số dẫn nhiệt λ phụ thuộc vào bản chất các vật: $\lambda_{\text{rắn}} > \lambda_{\text{lỏng}} > \lambda_{\text{khí}}$.

Hệ số dẫn nhiệt còn phụ thuộc vào nhiệt độ. Thông thường sự phụ thuộc của hệ số dẫn nhiệt λ vào nhiệt độ có thể lấy theo quan hệ sau:

$$\lambda = \lambda_0(1 + bt); \quad (4.4)$$

λ_0 là hệ số dẫn nhiệt ở $0^\circ C$;

Hệ số b được xác định bằng thực nghiệm 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 glycerin). 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 $\lambda < 0,2 W/m \cdot ^\circ K$ có thể được dùng làm các chất cách nhiệt.

4.1.8. Phương trình vi phân dẫn nhiệt

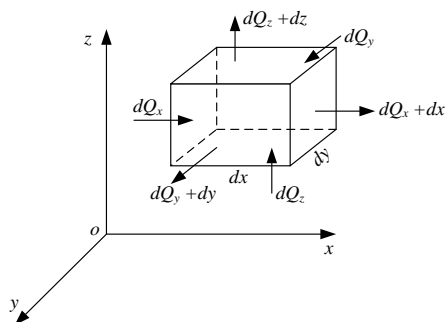
Phương trình vi phân dẫn nhiệt là phương trình cân bằng nhiệt cho một phân tử bất kỳ nằm hoàn toàn bên trong vật dẫn nhiệt. Khi thiết lập phương trình vi phân dẫn nhiệt ta đưa ra các giả thiết sau:

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 là dx , dy , dz hình 4.2. Dòng nhiệt truyền qua bề mặt $dxdy$ 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



Hình 4.2. Sơ đồ nghiên cứu phương

khoảng dz , được xác định bằng:

trình vi phân dẫn nhiệt

$$dQ_{z2} = -\lambda dx dy \frac{\partial}{\partial z} \left(t + \frac{\partial t}{\partial z} dz \right)$$

Lượng nhiệt còn tích lại trong phân tử thể tích theo phương z là:

$$dQ_z = \lambda dx dy dz \frac{\partial^2 t}{\partial z^2}$$

Tương tự, lượng nhiệt tích tụ lại trong phân tử thể tích theo phương x và phương y 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 phương là:

$$dQ = dQ_x + dQ_y + dQ_z$$

Hay:

$$dQ = \lambda dx dy dz \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$$

Theo định luật bảo toàn năng lượng, nhiệt lượng này đúng bằng sự thay đổi nội năng của phân tử thể tích trong một đơn vị thời gian là:

$$dQ = C \rho dx dy dz \frac{\partial t}{\partial \tau};$$

Ta có phương trình cân bằng năng lượng như sau:

$$C \rho dx dy dz \frac{\partial t}{\partial \tau} = \lambda dx dy dz \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$$

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:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (4.5)$$

Đây là phương trình vi phân dẫn nhiệt trong tọa độ Decart với trường nhiệt độ không ổn định và không có nguồn nhiệt bên trong, 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 vi phân như sau:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial t}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 t}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (4.6)$$

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 phương trình vi phân trên có dạng:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \frac{q_v}{C\rho} \quad (4.7)$$

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial t}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 t}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \frac{q_v}{C\rho} \quad (4.8)$$

4.1.9. Điều kiện đơn trị

Điều kiện đơn trị để giới hạn phạm vi giải các bài toán nghiên cứu bằng phương trình vi phân. Điều kiện đơn trị gồm:

1. Điều kiện hình học: Là đặc trưng hình dáng kích thước của vật tham gia quá trình.

2. Điều kiện vật lý: Cho biết các thông số vật lý của vật như: nhiệt dung riêng C , khối lượng riêng ρ , hệ số dẫn nhiệt λ ... và quy luật phân bố nguồn nhiệt bên trong vật.

3. Điều kiện thời gian: Điều kiện này cần thiết khi khảo sát quá trình không ổn định, nó cho biết quy luật phân bố nhiệt độ trong vật ở một thời điểm nào đó.

Nếu thời gian đầu gọi là điều kiện đầu, được biểu diễn dưới dạng :

- Khi $\tau = 0$; $t = f(x, y, z)$, sự phân bố nhiệt độ là không đồng nhất;

- Khi $\tau = 0$; $t = t_0 = \text{const}$, sự phân bố nhiệt độ là đồng nhất .

4. Điều kiện biên: Cho biết đặc điểm tiến hành quá trình trên bề mặt vật.

Các dạng điều kiện biên:

a. *Điều kiện biên loại 1*: Điều kiện này cho biết nhiệt độ bề mặt t_w , Phải tìm nhiệt lượng dQ truyền qua diện tích dF .

b. *Điều kiện biên loại 2*: Điều kiện này cho biết nhiệt lượng dQ truyền qua diện tích dF , phải tìm nhiệt độ bề mặt t_w .

c. *Điều kiện biên loại 3*: Điều kiện này cho biết nhiệt độ môi trường t_f và quy luật biến đổi nhiệt giữa bề mặt vật với môi trường xung quanh, phải tìm nhiệt lượng trao đổi giữa vật và môi trường. Định luật này được mô tả bằng phương trình :

$$\alpha(t_w - t_f) = -\lambda \left(\frac{dt}{dx} \right)_x = 0 \quad (4.9)$$

Trong đó : α : hệ số tỏa nhiệt đối lưu [W/m^2K];

t_w : nhiệt độ của bề mặt vách [$^{\circ}C$];

t_f : nhiệt độ môi trường [$^{\circ}C$];

4.2. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHÔNG CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG

4.2.1. Dẫn nhiệt qua vách phẳng

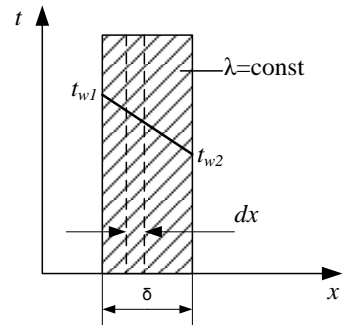
Vách phẳng là vách có chiều dài, chiều rộng lớn hơn chiều dày của vách rất nhiều. Ví dụ một tấm thép, hay một bức tường.

Ta tìm quy luật phân bố nhiệt độ và nhiệt lượng 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 một lớp có bề 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, giả thiết $t_{w1} > t_{w2}$ hình 4.3.

Như vậy, trong trường hợp này nhiệt độ chỉ thay đổi theo phương x và $t = f(x)$. Các mặt đẳng nhiệt là các mặt phẳng song song và vuông góc với trục x .



Hình 4.3. Nghiên cứu dẫn nhiệt qua vách phẳng một lớp

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 $\lambda = const$, tích phân hai vế ta có:

$$t = -\frac{q}{\lambda} x + C \quad (4.10)$$

Đây là phương trình biểu diễn sự phụ thuộc $t = f(x)$. Từ phương trình ta thấy: khi $\lambda = const$, nhiệt độ trong vách 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 đó rút ra được :

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}), [W/m^2] \quad (4.11)$$

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, $[m^2K/W]$.

Khi đó mật độ dòng nhiệt có thể xác định theo phương trình:

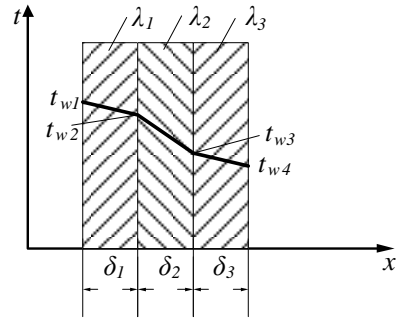
$$q = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta}{\lambda}} = \frac{\Delta t}{R}, [W/m^2] \quad (4.12)$$

2. Dẫn nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

Vách phẳng nhiều lớp là vách phẳng gồm nhiều lớp ghép chặt với nhau. Ví dụ bầu làm mát dạng tấm có bề mặt trao đổi nhiệt gồm có ba lớp là lớp cấu cặn

bám trên bề mặt, lớp thép làm vách trao nhiệt bầu làm mát và lớp cấu cặn bám trên bề mặt thứ hai của vách.

Giả sử có một vách phẳng 3 lớp hình 4.4, các lớp làm bằng vật liệu đồng chất và đẳng hướng có hệ số dẫn nhiệt tương ứng là $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$ và chiều dày tương ứng là $\delta_1, \delta_2, \delta_3$. Nhiệt độ các bề mặt ngoài của vách là t_{w1} và t_{w4} không đổi. Nhiệt độ bề mặt tiếp xúc giữa các lớp là t_{w2} và t_{w3} , các nhiệt độ này chưa biết.



Hình 4.4. Nghiên cứu dẫn nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

Ta cần xác định mật độ dòng nhiệt q truyền qua vách và sự phân bố nhiệt độ trong các 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 :

$$q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} (t_{w1} - t_{w2}) \Rightarrow t_{w1} - t_{w2} = q \frac{\delta_1}{\lambda_1} \quad (4.13)$$

$$q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} (t_{w2} - t_{w3}) \Rightarrow t_{w2} - t_{w3} = q \frac{\delta_2}{\lambda_2} \quad (4.14)$$

$$q = \frac{\lambda_3}{\delta_3} (t_{w3} - t_{w4}) \Rightarrow t_{w3} - t_{w4} = q \frac{\delta_3}{\lambda_3} \quad (4.15)$$

Cộng hai vế của các hệ phương trình (4.13, 4.14, 4.15) ta được :

$$t_{w1} - t_{w4} = q \left(\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} \right) \quad (4.16)$$

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w4}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3}} \quad (4.17)$$

Từ phương trình (4.13, 4.14, 4.15) ta có:

$$t_{w2} = t_{w1} - q \frac{\delta_1}{\lambda_1} \quad (4.18)$$

$$t_{w3} = t_{w2} - q \frac{\delta_2}{\lambda_2} = t_{w4} + q \frac{\delta_3}{\lambda_3} \quad (4.19)$$

Đối với vách phẳng gồm n lớp thì công thức tổng quát có dạng:

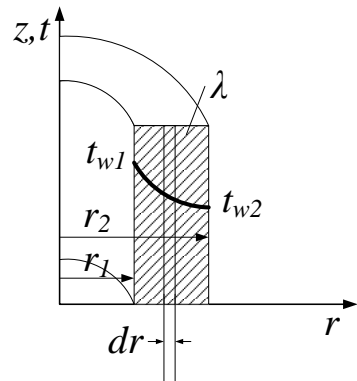
$$q = \frac{t_{w1} - t_{w(n+1)}}{\sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}} = \frac{t_{w1} - t_{w(n+1)}}{\sum_1^n R_i} \quad (4.20)$$

Nếu hệ số dẫn nhiệt của các vách là không đổi thì quy luật thay đổi nhiệt độ trong từng vách giống vách phẳng một lớp, đường biểu diễn sự thay đổi nhiệt độ trong các vách sẽ là đường thẳng gãy khúc.

4.2.2. 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 $\lambda = const$ hình 4.5, chiều dài vách lớn hơn rất nhiều so với 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 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 chỉ cần biết sự phụ thuộc của $t = f(r)$ và dòng nhiệt truyền qua vách trụ.



Hình 4.5. Nghiên cứu 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 được xác định như sau :

$$Q = -\lambda 2\pi r l \frac{dt}{dr} \quad (4.21)$$

$$\text{Tách biến ta có : } dt = -\frac{Q}{\lambda 2\pi l} \frac{dr}{r} \quad (4.22)$$

Tích phân hai vế ta được :

$$t = -\frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln r + C \quad (4.23)$$

Hằng số tích phân C được xác định từ điều kiện biên như sau:

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 C vào phương trình (4.23) ta được :

$$t = t_{w1} - \frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln \frac{r}{r_1} \quad (4.24)$$

Từ phương trình (4.24) chứng tỏ sự thay đổi nhiệt độ trong vách trụ theo quy luật hàm logarit.

Dòng nhiệt Q được xác định như sau :

Khi $r = r_2, t = t_{w2} = t_{w1} - \frac{Q}{2\pi\lambda l} \ln \frac{r_2}{r_1}$

Do đó : $Q = 2\pi\lambda l \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\ln \frac{r_2}{r_1}} = 2\pi\lambda l \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\ln \frac{d_2}{d_1}}, [\text{W}] \quad (4.25)$

Dòng nhiệt qua bề mặt ứng với một đơn vị chiều dài vách trụ sẽ bằng :

$$q_l = \frac{Q}{l} = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}}, [\text{W/m}] \quad (4.26)$$

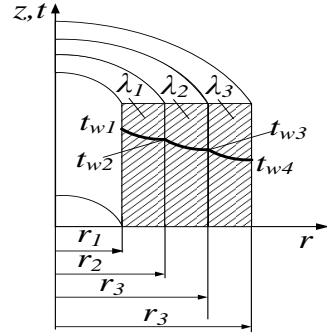
Ký hiệu : $R_l = \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}, [\text{m.K/W}] \quad (4.27)$

R_l là nhiệt trở của một đơn vị chiều dài vách trụ một lớp.

Khi đó : $q_l = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{R_l}, [\text{W/m}] \quad (4.28)$

2. Dẫn nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

Giả sử có một vách trụ gồm 3 lớp, các lớp làm bằng vật liệu đồng chất và đẳng hướng có hệ số dẫn nhiệt là $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$ hình 4.6, bán kính của các vách trụ tương ứng là r_1, r_2, r_3 và r_4 . Bề mặt trong và bề mặt ngoài cùng của vách có nhiệt độ không đổi là t_{w1} và t_{w4} ($t_{w1} > t_{w4}$). Nhiệt độ bề mặt tiếp xúc giữa các lớp là t_{w2}, t_{w3} chưa biết.



Hình 4.6. Nghiên cứu dẫn nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

Vì quá trình dẫn nhiệt là ổn định và một chiều nên ta có :

$$q_l = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}} \Rightarrow (t_{w1} - t_{w2}) = q_l \frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} \quad (4.29)$$

$$q_l = \frac{(t_{w2} - t_{w3})}{\frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2}} \Rightarrow (t_{w2} - t_{w3}) = q_l \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} \quad (4.30)$$

$$q_l = \frac{(t_{w3} - t_{w4})}{\frac{1}{2\pi\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}} \Rightarrow (t_{w3} - t_{w4}) = q_l \frac{1}{2\pi\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3} \quad (4.31)$$

Cộng hai vế của hệ phương trình (4.29, 4.30, 4.31) ta tìm được giá trị q_l :

$$q_l = \frac{(t_{w1} - t_{w4})}{\frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{2\pi\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}}, [\text{W/m}] \quad (4.32)$$

Từ công thức (4.29, 4.30, 4.31) ta rút ra được nhiệt độ các bề mặt tiếp xúc t_{w2}, t_{w3} là :

$$t_{w2} = t_{w1} - q_l \frac{1}{2\pi\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}, ^\circ\text{C} \quad (4.33)$$

$$t_{w3} = t_{w2} - q_l \frac{1}{2\pi\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} = t_{w4} + q_l \frac{1}{2\pi\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}, [^\circ\text{C}] \quad (4.34)$$

Sự thay đổi nhiệt độ trong vách trụ nhiều lớp được biểu diễn bằng các đường cong lôgarit.

Nếu vách trụ có n lớp, ta có thể viết công thức tổng quát về mật độ dòng nhiệt dẫn qua một đơn vị chiều dài vách trụ nhiều lớp như sau :

$$q_l = \frac{(t_{w1} - t_{w(n+1)})}{\sum_1^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i}} = \frac{(t_{w1} - t_{w(n+1)})}{\sum_1^n R_i}, \text{ [W/m]} \quad (4.35)$$

3. Đơn giản công thức tính

Thay cho tính Lôgarit

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} \cdot \frac{F_m}{\varphi} \cdot (t_{w1} - t_{w2}) = \frac{\lambda}{\delta} \cdot \frac{2\pi d_m l}{\varphi} (t_{w1} - t_{w2})$$

$$q_l = \frac{\lambda}{\delta} \cdot \frac{\pi d_m}{\varphi} \cdot (t_{w1} - t_{w2})$$

$$d_m = \frac{d_1 + d_2}{2} : \text{ Đường kính trung bình;}$$

$$\delta = \frac{d_2 - d_1}{2} : \text{ Chiều dài vách trụ.}$$

φ - Hệ số hiệu chỉnh xét đến ảnh hưởng độ cong của vách còn gọi là hệ số hình dáng, được xác định như sau:

$$\varphi = \frac{d_m}{2\delta} \ln \frac{d_2}{d_1} = \frac{d_2 + d_1}{2(d_2 - d_1)} - \ln \frac{d_2}{d_1} \quad (4.36)$$

* Vách trụ nhiều lớp:

$$q_1 = \frac{\pi(t_{w1} - t_{wn+1})}{\sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} \frac{\varphi_i}{d_{m_i}}} \quad (4.47)$$

Chương 5: TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

5.1. KHÁI NIỆM CƠ BẢN VỀ TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

5.1.1. 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 hoặc 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 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 đối lưu giữa bề mặt vật rắn với chất lỏng hoặc chất khí trong quá trình chuyển động, quá trình này gọi là tỏa nhiệt đối lưu.

5.1.2. Những nhân tố ảnh hưởng tới trao đổi nhiệt đối lưu

Vì trao đổi nhiệt đối lưu luôn gắn liền với chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí, do đó những nhân tố ảnh hưởng tới chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí đều ảnh hưởng tới quá trình trao đổi nhiệt đối lưu.

1. 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 chuyển động cưỡng bức.

Chuyển động tự nhiên là chuyển động gây ra do sự chênh lệch 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 theo công thức:

$$P = g \cdot \Delta\rho \quad (5.1)$$

Ở đây: g - gia tốc trọng trường, m/s^2 ;

$\Delta\rho$ - 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 chênh lệch

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 bơm để đẩy chất lỏng chuyển động hay dùng quạt để làm chất khí 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 chuyển động 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 vật rắn cũng tồn tại lớp màng mỏng chảy tầng, 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:

$$Re = \frac{\omega l}{\nu} \quad (5.2)$$

Trong đó: ω - tốc độ chuyển động của chất lỏng (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. Đối với chất lỏng hoặc chất khí Re tới hạn bằng 2300. Khi $Re < 2300$ là chế độ chảy tầng, khi $Re > 2300$ 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 vào tính chất vật lý của chất lỏng hay chất khí. Các chất lỏng hay chất khí khác nhau, tính chất vật lý của chúng 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_p , hệ số dẫn nhiệt λ , hệ số dẫn nhiệt độ a , độ nhớt động học ν hay độ nhớt động lực học μ và hệ số giãn nở thể tích β .

4. Hình dáng, kích thước vị trí bề mặt trao đổi nhiệt

Bề mặt trao đổi nhiệt có thể có hình dáng 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 như đặt đứng hay đặt nằm. Tất cả những nhân tố đó đều ảnh hưởng đến quá trình trao đổi nhiệt.

5.2. CÔNG THỨC NEWTON VÀ CÁC PHƯƠNG PHÁP XÁC ĐỊNH HỆ SỐ TỎA NHIỆT

5.2.1. 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:

$$q = \alpha(t_w - t_f), [\text{W}/\text{m}^2] \quad (5.3)$$

$$Q = q.F = \alpha F(t_w - t_f), [\text{W}] \quad (5.4)$$

Trong đó: Q, q - dòng nhiệt và mật độ dòng nhiệt;

F - diện tích bề mặt trao đổi nhiệt [m^2];

t_w - nhiệt độ của bề mặt vách [$^{\circ}\text{C}$];

t_f - nhiệt độ chất lỏng ở xa bề mặt vách [$^{\circ}\text{C}$];

α - hệ số tỏa nhiệt [$\text{W}/\text{m}^2\text{K}$]

Hệ số tỏa nhiệt đặc trưng cho cường độ trao đổi nhiệt đối lưu. Từ (5.4) ta có thể xác định được hệ số tỏa nhiệt như sau:

$$\alpha = \frac{Q}{F(t_w - t_f)}, [\text{W}/\text{m}^2\text{K}] \quad (5.5)$$

Như vậy α chính là lượng nhiệt truyền qua một đơn vị diện tích bề mặt trao đổi nhiệt trong một đơn vị thời gian khi độ chênh lệch nhiệt độ giữa bề mặt vách và chất lỏng hay chất khí là 1 độ.

Công thức Newton về hình thức rất 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 ta có thể viết:

$$\alpha = f(\lambda, C, \rho, v, \beta, t_w, t_f, \omega, l, \dots)$$

5.2.2. 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 α . Để xác định hệ số tỏa nhiệt α có thể dùng phương pháp giải tích (hay còn gọi là phương pháp vật lý), phương pháp toán học 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 kết hợp với các điều kiện đơn trị.

Việc xác định hệ số tỏa nhiệt α bằng phương pháp giải tích cho đến nay còn gặp nhiều hạn chế. Hạn chế ở đây không phải là việc thiết lập các phương trình vi phân mà hạn chế ở chỗ để có được nghiệm chính xác thì các điều kiện đơn trị của bài toán đưa vào đây phải đủ và đúng. Việc đưa đầy đủ các điều kiện đơn trị vào để giải bài toán là vấn đề khó khăn, đặc biệt đối với trường hợp phức tạp. Chính vì vậy mà 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 đạc một số đại lượng cần thiết từ đó có thể xác định được α . Nhưng bằng phương pháp thực nghiệm thì kết quả đo được chỉ đúng với hiện tượng thí nghiệm, như vậy số lần thí nghiệm 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 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 $f(\lambda, \rho, \mu, \tau, l, \dots)$ thì hiện tượng thứ hai đồng dạng với nó khi:

$$\frac{\rho_1}{\rho_2} = C_\rho; \frac{\lambda_1}{\lambda_2} = C_\lambda; \frac{\mu_1}{\mu_2} = C_\mu; \frac{\tau_1}{\tau_2} = C_\tau; \frac{l_1}{l_2} = C_l; \dots \quad (5.6)$$

Ở đây $C_\rho; C_\lambda; C_\mu; C_\tau; C_l$ 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 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 số 1 và số 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:

$$\lambda_1 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_1 = \alpha_1 \Delta t_1 \quad (5.7a)$$

$$\lambda_2 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 = \alpha_2 \Delta t_2 \quad (5.7b)$$

Và:
$$\frac{\lambda_1}{\lambda_2} = C_\lambda; \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{\partial t_1}{\partial t_2} = C_t; \frac{n_1}{n_2} = \frac{l_1}{l_2} = C_l; \frac{\alpha_1}{\alpha_2} = C_\alpha$$

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:

$$\frac{C_\lambda C_t}{C_l} \lambda_2 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 = C_\alpha C_t \alpha_2 \Delta t_2$$

Hay:
$$\lambda_2 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 = \frac{C_\alpha C_l}{C_\lambda} \alpha_2 \Delta t_2 \quad (5.7c)$$

Khi so sánh (5.7b) và (5.7c) ta có:

$$\lambda_2 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 = \frac{C_a C_l}{C_\lambda} = 1 = \frac{\alpha_1 l_1}{\frac{\lambda_1}{\lambda_2}}$$

Do đó:
$$\frac{\alpha_1 l_1}{\lambda_1} = \frac{\alpha_2 l_2}{\lambda_2} = \frac{\alpha l}{\lambda} = \text{const} \quad (5.8)$$

Tập hợp không thứ nguyên $\frac{\alpha l}{\lambda}$ gọi là tiêu chuẩn Nusselt:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} \quad (5.9)$$

Các tiêu chuẩn đồng dạng:

Trong trao đổi nhiệt đối lưu ổn định ta thường gặp các tiêu chuẩn đồng dạng cơ bản sau:

Tiêu chuẩn Nusselt:
$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda};$$

Tiêu chuẩn Reynold:
$$Re = \frac{\omega l}{\nu};$$

Tiêu chuẩn Grashoff:
$$Gr = \frac{g \beta l^3 \Delta t}{\nu};$$

Tiêu chuẩn Prandtl:
$$Pr = \frac{\nu}{a};$$

Ở đây:

α - hệ số tỏa nhiệt [$\text{W}/\text{m}^2\text{K}$];

λ - hệ số dẫn nhiệt [W/mK];

ω - tốc độ [m/s];

ν - độ nhớt động học [m^2/s];

a - hệ số dẫn nhiệt độ [m^2/s];

g - gia tốc trọng trường [m^2/s];

$\Delta t = t_w - t_f$ - độ chênh nhiệt độ;

β - hệ số giãn nở thể tích [1/K];

Đối với chất lỏng β tra bảng. Đối với chất khí $\beta = \frac{1}{T}$;

l - kích thước xác định [m].

Kích thước xác định

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.

Trường hợp trao đổi nhiệt đối lưu của một tấm hoặc ống thì 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 dáng bất kỳ thì kích thước xác định là đường kính tương đương:

$$d_{td} = 4 \frac{F}{U}, \text{ [m]} \quad (5.9)$$

Trong đó: F - diện tích tiết diện ngang, [m²];

U - chu vi ướt, [m];

Nhiệt độ xác định

Khi xác định tiêu chuẩn đồng dạng cần biết các đại lượng vật lý như: $\lambda, C, \rho, \beta, \dots$ các thông số này phụ thuộc vào nhiệt độ.

Nhiệt độ chọn để xác định các thông số vật lý gọi là nhiệt độ xác định. Có thể chọn một trong ba nhiệt độ sau đây 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 thì cần phải ghi ký hiệu vào tiêu chuẩn đồng dạng. Ví dụ, chọn nhiệt độ của chất lỏng làm nhiệt độ xác định, ta có $Nu_f, Re_f \dots$

Phương trình tiêu chuẩn

Trong các tiêu chuẩn trên, tiêu chuẩn Nusselt chứa đại lượng cần tìm là hệ số tỏa nhiệt α nên được gọi là tiêu chuẩn chưa xác định. Các tiêu chuẩn còn

lại là các tiêu chuẩn đã 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 chưa xác định và các tiêu chuẩn xác định gọi là phương trình tiêu chuẩn.

Dạng tổng quát của phương trình tiêu chuẩn là:

$$Nu = f(Re, Pr, Gr...)$$

Trong trao đổi nhiệt đối lưu các phương trình tiêu chuẩn thường được viết dưới dạng:

$$Nu = C Re^m Pr^n Gr^p ...$$

Ở đây $C, m, n, p...$ là các hằng số được xác định từ thực nghiệm.

5.3. 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 hoặc chất khí chuyển động tự nhiên. Nguyên nhân gây ra chuyển động tự nhiên là do sự chênh lệch 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 của các chất, đặc biệt phụ thuộc vào độ chênh lệch nhiệt độ, độ chênh lệch nhiệt độ càng lớn thì chênh lệch 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.

5.3.1. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn

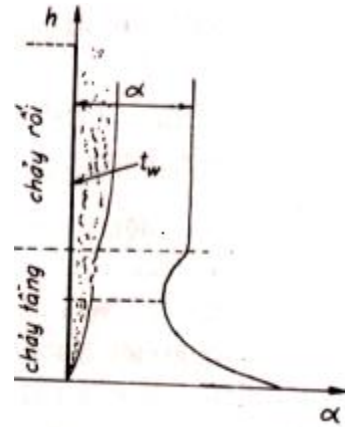
Không gian vô hạn là không gian đủ lớn để trong đó chỉ xảy ra một hiện tượng đốt nóng hoặc làm nguội chất lỏng hay chất khí. Hay nói cách khác là không gian trong đó quá trình đốt nóng hoặc quá trình làm nguội xảy ra một cách độc lập.

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 vách là t_w , không khí xung quanh có nhiệt độ t_f ($t_f < t_w$). Quá trình trao đổi nhiệt sẽ xảy ra giữa bề mặt tấm và không khí. Lớp không khí ngay 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 khí xung quanh được đốt nóng.

Đặc tính chuyển động của lớp không khí ở sát bề mặt vách thể hiện trên hình 5.1. 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 chảy rối.



Hình 5.1. Trao đổi nhiệt đối lưu trong không gian vô hạn

Tương ứng với đặc tính chuyển động và chiều dày lớp biên dọc theo 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, phương trình tiêu chuẩn có dạng:

Đối với ống hoặc tấm đặt đứng:

- Ở chế độ chảy tầng: $10^3 < (Gr_f Pr_f) < 10^9$

$$Nu_f = 0,76(Gr_f Pr_f)^{0,25} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \quad (5.10)$$

- Ở chế độ chảy rối: $(Gr_f Pr_f) > 10^9$

$$Nu_f = 0,15(Gr_f Pr_f)^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \quad (5.11)$$

Đối với ống hoặc tấm đặt nằm ngang:

Khi $10^3 < (Gr_f Pr_f) < 10^8$

$$Nu_f = 0,5(Gr_f Pr_f)^{0,25} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \quad (5.12)$$

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 ống, với tấm đặt nằm ngang là chiều rộng của tấm phẳng.

Đối với tấm đặt nằm ngang, nếu bề mặt đốt nóng quay lên trên thì hệ số tỏa nhiệt tính theo công thức (5.12) được tăng lên 30% và nếu bề mặt đốt nóng quay xuống dưới thì cần giảm 30%.

Trong 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 công thức trên tỷ số $\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)$ sẽ không có.

5.3.2. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên 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.

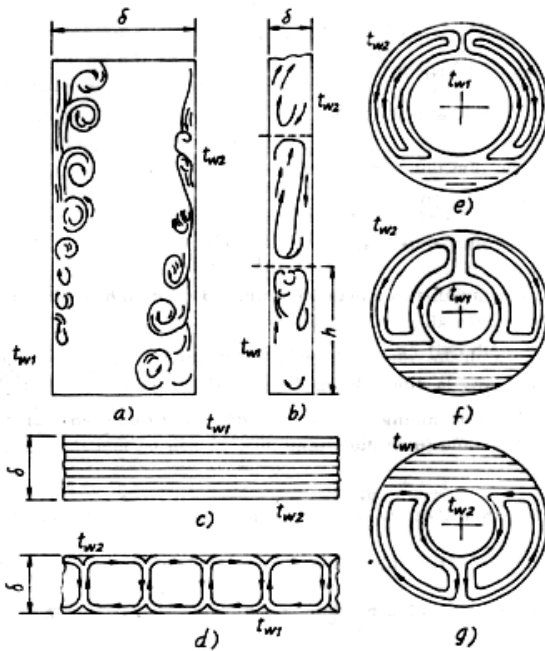
Khảo sát quá trình tỏa nhiệt đối lưu trong khe hẹp tạo bởi hai vách đặt đứng có nhiệt độ là t_{w1} và t_{w2} ($t_{w1} > t_{w2}$) hình 5.2.

Ta thấy, khi khoảng cách giữa hai vách đủ lớn thì dòng chất lỏng đi lên ở vách 1 và dòng chất lỏng đi xuống ở vách 2 sẽ không tác động lẫn nhau, nhưng khi khe hở nhỏ thì các dòng này sẽ có 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 bề mặt lạnh có ảnh hưởng đến tính chất chuyển động của không khí trong khe hẹp này.

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. 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 bề mặt lạnh ảnh hưởng đến chuyển động của môi chất ở giữa khe hẹp hình xuyên có thể thấy trên hình 5.2.



Hình 5.2. Trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong khe hẹp

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:

$$q = \frac{\lambda_{td}}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) \quad (5.13)$$

Ở đây: λ_{td} - hệ số dẫn nhiệt tương đương:

$$\lambda_{td} = \varepsilon_{td} \lambda \quad (5.14)$$

λ - hệ số dẫn nhiệt của lớp chất lỏng hay chất khí;

ε_{td} - hệ số phụ thuộc vào tích số $(Gr.Pr)$.

Khi $10^3 < (Gr.Pr) < 10^6$:

$$\varepsilon_{td} = 0,105 (Gr_f Pr_f)^{0,3} \quad (5.15)$$

Khi $10^6 < (Gr.Pr) < 10^{10}$:

$$\varepsilon_{td} = 0,4(Gr_f Pr_f)^{0,2} \quad (5.16)$$

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 của vách.

5.4. TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC

5.4.1. Khi chất lỏng chuyển động trong ống

Hệ số tỏa nhiệt giữa chất lỏng có nhiệt độ t_f chảy với vận tốc ω bên trong ống tròn hoặc khe hẹp có tiết diện bất kỳ $f = const$, chu vi ướt là U và dài l , nhiệt độ t_w được tính theo công thức sau:

Khi $Re < 2300$ (chảy tầng):

$$Nu_f = 0,15 Re_f^{0,33} Pr_f^{0,43} Gr_f^{0,1} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_1 \varepsilon_R \quad (5.17)$$

Khi $Re > 2300$ (chảy rối):

$$Nu_f = 0,21 Re_f^{0,8} Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_1 \varepsilon_R \quad (5.18)$$

Trong đó: nhiệt độ xác định $t = t_f$,

$$\text{Kích thước xác định } l = d = \frac{4f}{U};$$

ε_1 - hệ số hiệu chỉnh theo chiều dài, khi $\frac{l}{d} \geq 50$ $\varepsilon_1 = 1$, khi

$\frac{l}{d} < 50$ thì ε_1 được xác định từ bảng 5.1.

ε_R - hệ số hiệu chỉnh tính đến độ cong của ống:

$$\varepsilon_R = 1 + 1,77 \frac{d}{R} \quad (5.19)$$

Trong đó: d - đường kính của ống;

R - bán kính cong của ống.

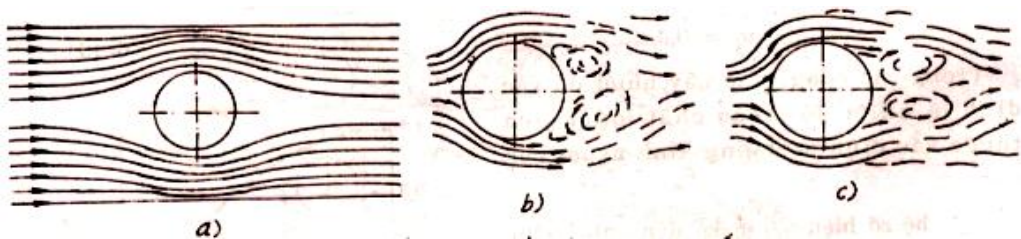
Bảng 5.1. Giá trị của ε_1 phụ thuộc vào $\frac{l}{d}$

$Re \backslash l/d$	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
$1 \cdot 10^4$	1,56	1,5	1,34	1,28	1,17	1,13	1,05	1,02	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

5.4.2. Khi chất lỏng chuyển động ngoài ống

1. Khi chất lỏng chảy ngang qua 1 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 $Re < 5$ thì toàn bộ bề mặt ống được bao trùm bởi chất lỏng. Với $Re > 5$ thì chỉ có một phần bề mặt ống được bao 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 chuyển động của chất lỏng được thể hiện trên hình 5.3.

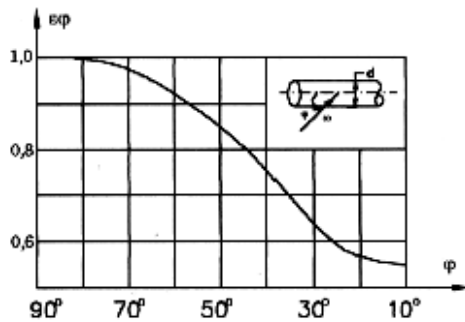


Hình 5.3. chất lỏng chuyển động ngang qua ống

Khi chất lỏng có nhiệt độ t_f chảy cưỡng bức với vận tốc ω , lệch một góc φ so với trục ống có đường kính ngoài d , nhiệt độ bề mặt ống t_w thì công thức thực nghiệm có dạng:

$$Nu_f = C Re_f^n Pr_f^{0,38} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_\varphi \quad (5.20)$$

Trong đó quy định $t = t_f$, $l = d$, C và n cho trong bản sau:



Hình 5.4. Đồ thị xác định ε_φ cho ống đơn

Bảng 5.2. xác định C và n

Re_f	C	n
$10 \div 10^3$	0,5	0,5
$10^3 \div 2 \cdot 10^5$	0,25	0,6

ε_φ - hệ số hiệu chỉnh của góc va đập (tra theo đồ thị hình 5.4)

2. Khi chất lỏng chảy ngang qua chùm ống

Trong thiết bị trao đổi nhiệt, các ống thường được bố trí theo chùm ống song song hoặc so le. Mặt cắt ngang của mỗi chùm ống có dạng như hình 5.5.

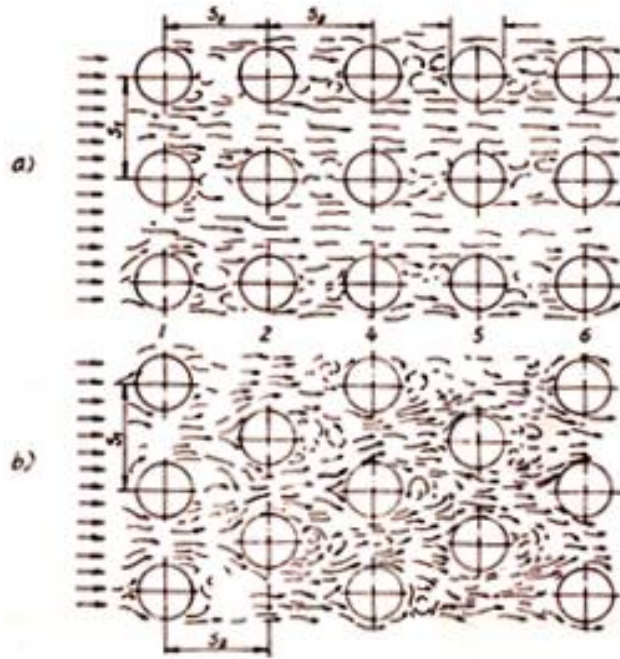
Đặc tính của chùm ống là tỷ số tương đối s_1/d theo chiều rộng và s_2/d theo chiều sâu. Trong đó s_1 - bước ngang; s_2 - bước dọc; d - đường kính ống.

Đặc điểm chuyển động của chất lỏng phụ thuộc rất nhiều vào sự bố trí ống. Sự bao của chất lỏng đối với dãy ống thứ nhất của chùm ống không khác gì với sự bao của một ống. Đối với dãy ống tiếp theo, đặc tính bao của chất lỏng thay đổi ở cả hai chùm ống.

Đối với chùm ống song song, từ dãy ống thứ hai trở đi, phần trực diện của ống nằm trong phần xoáy của dãy ống trước nó, vì vậy hệ số tỏa nhiệt từ dãy ống thứ hai trở đi sẽ lớn hơn dãy ống thứ nhất.

Đối với chùm ống so le, đặc tính bao của các dãy ống sau không khác gì nhiều so với dãy ống thứ nhất nhưng cũng chịu ảnh hưởng một ít sự sáo trộn của dãy ống trước nó.

Nói chung, ở cả hai chùm ống song song và so le, từ hàng ống thứ ba trở đi, hệ số tỏa nhiệt bắt đầu ổn định. Chính vì vậy ta sử dụng các công thức thực nghiệm sau để tính hệ số tỏa nhiệt từ hàng ống thứ ba trở đi.



Hình 4.5. Bố trí ống truyền nhiệt

a. Bố trí song song, b. Bố trí so le

Khi $Re_f = 10^3 \div 10^5$:

Đối với chùm ống song song:

$$Nu_f = 0,26 Re_f^{0,65} Pr_f^{0,35} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_\varphi \varepsilon_s \quad (5.21)$$

Với không khí: $Nu_f = 0,21 Re_f^{0,65} \cdot \varepsilon_\varphi \varepsilon_s \quad (5.22)$

Đối với chùm ống so le:

$$Nu_f = 0,41 Re_f^{0,6} Pr_f^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_\varphi \varepsilon_s \quad (5.23)$$

Với không khí: $Nu_f = 0,37 Re_f^{0,6} \cdot \varepsilon_\varphi \varepsilon_s \quad (5.24)$

Trong các công thức này nhiệt độ xác định là nhiệt độ $t = t_f$ 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 của góc va đập (tra theo đồ thị hình 5.4)

ε_s - hệ số hiệu chỉnh phụ thuộc vào bước ống.

Đối với chùm ống song song:

$$\varepsilon_s = \left(\frac{s_2}{d}\right)^{0,15} \quad (5.25)$$

Đối với ống so le:

$$\varepsilon_s = \left(\frac{s_1}{s_2}\right)^{1/6} \quad \text{khi } \frac{s_1}{s_2} < 2 \quad (5.26)$$

$$\varepsilon_s = 1,12 \quad \text{khi } \frac{s_1}{s_2} \geq 2 \quad (5.27)$$

Hệ số tỏa nhiệt của dãy ống thứ nhất và thứ hai 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 hàng ống với các ống như nhau sẽ bằng:

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + (n-2)\alpha_3}{n} \quad (5.28)$$

Chương 6: TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ

6.1. CÁC KHÁI NIỆM CƠ BẢN

6.1.1. Khái niệm chung

Trao đổi nhiệt bức xạ là quá trình trao đổi nhiệt thực hiện bằng sóng điện từ. Mọi vật có nhiệt độ khác không tuyệt đối, do kết quả của các 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, các sóng điện từ được chia thành tia vũ trụ, tia Ronghen, tia tử ngoại (tia cực tím) 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 được gọi là tia nhiệt. Tia nhiệt bao gồm tia sáng có bước sóng ($\lambda = 0,4 \div 0,8 \mu m$) và tia hồng ngoại có bước sóng ($\lambda = 0,8 \div 400 \mu m$). Quá trình phát sinh và lan truyền 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.

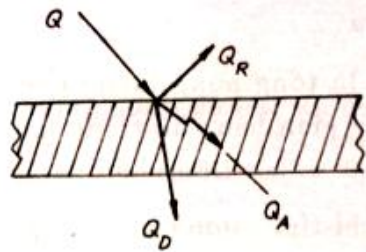
Khác với trao đổi nhiệt bằng dẫn nhiệt và trao đổi nhiệt bằng đối lưu, cường độ trao đổi nhiệt bức xạ không chỉ phụ thuộc vào độ chênh lệch nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào giá trị tuyệt đối nhiệt độ của vật, nghĩa là nếu quá trình được tiến hành ở nhiệt độ càng cao thì vai trò của trao đổi nhiệt bằng bức xạ

càng lớn. Ngoài ra sự trao đổi nhiệt bằng bức xạ giữa các vật còn có thể tiến hành trong chân không.

6.1.2. Tính chất của bức xạ nhiệt

1. Hệ số hấp thụ, hệ số phản xạ và hệ số xuyên qua

Giả sử có năng lượng bức xạ toàn phần Q từ vật thể khác đập tới vật đang xét thì một phần bị phản xạ lại Q_R , một phần được vật hấp thụ Q_A và một phần xuyên qua vật Q_D hình 6.1.



Theo định luật bảo toàn năng lượng ta có:

Hình 6.1. Các thành phần nhiệt bức xạ

$$Q = Q_A + Q_R + Q_D$$

Hay:
$$1 = \frac{Q_A}{Q} + \frac{Q_R}{Q} + \frac{Q_D}{Q}$$

Các tỷ số: $\frac{Q_A}{Q} = A$ gọi là hệ số hấp thụ;

$\frac{Q_R}{Q} = R$ gọi là hệ số phản xạ;

$\frac{Q_D}{Q} = D$ gọi là hệ số xuyên qua.

Ta có:
$$I = A + R + D$$

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.

Người ta thường gọi vật có $A = 1$ là vật đen tuyệt đối, $R = 1$ là vật trắng tuyệt đối, $D = 1$ là vật trong tuyệt đối, vật có $D = 0$ là vật đục. Chân không và các chất khí loãng có số nguyên tử dưới 3 coi là vật có $D = 1$.

Những vật có phổ bức xạ đồng dạng với phổ bức xạ của vật đen tuyệt đối ở mọi bước sóng λ được gọi là vật xám. Thực nghiệm cho thấy, hầu hết các vật liệu kỹ thuật đều có thể coi là vật xám.

2. Năng suất bức xạ và năng suất bức xạ hiệu dụng

a. Năng lượng bức xạ toàn phần

Năng lượng bức xạ toàn phần 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 ($\lambda = 0 \div \infty$). Năng lượng bức xạ toàn phần ký hiệu là Q , đơn vị 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 năng lượng bức xạ đơn sắc Q_λ .

b. Cường độ bức xạ

Cường độ bức xạ là năng lượng bức xạ phát đi từ một đơn vị diện tích bề mặt vật dF theo mọi hướng của không gian bán cầu trong một đơn vị thời gian, ứng với toàn bộ chiều dài bước sóng. Cường độ bức xạ ký hiệu là E :

$$E = \frac{dQ}{dF}; [\text{W}/\text{m}^2].$$

c. Bức xạ hiệu dụng và bức xạ hiệu quả

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 6.2.

Khi đó vật hấp thụ một phần là AE_t , còn một phần phản xạ lại là $(1-A)E_t = E_R$.

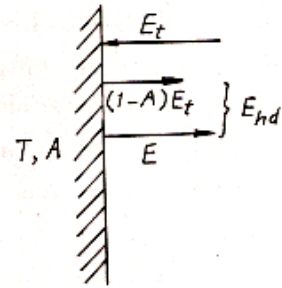
Cường độ bức xạ hiệu dụng là tổng cường độ bức xạ riêng và cường độ bức xạ phản xạ:

$$E_{hd} = E + (1 - A)E_t \quad (6.1)$$

Trị tuyệt đối của hiệu số cường độ bức xạ riêng E và cường độ bức xạ hấp thụ AE_t được gọi là năng lượng bức xạ hiệu quả q :

$$q = |E - AE_t|, [\text{W}/\text{m}^2] \quad (6.2)$$

Năng lượng bức xạ hiệu quả chính là lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa vật với môi trường tính cho một đơn vị diện tích bề mặt vật.



Hình 6.2. Xác định năng suất bức xạ nhiệt

Nếu vật có nhiệt độ cao hơn môi trường, tức là vật trao nhiệt thì $q = E - AE_t$, nếu vật có nhiệt độ nhỏ hơn nhiệt độ môi trường thì vật hấp thụ nhiệt, khi này $q = AE_t - E$.

$$\text{Quan hệ giữa } E_{hd} \text{ và } q \text{ có dạng: } E_{hd} = \frac{E}{A} \pm q \left(\frac{1}{A} - 1 \right), [\text{W/m}^2] \quad (6.3)$$

Dấu (+) khi vật hấp thụ nhiệt q ;

Dấu (-) khi vật trao nhiệt q .

Năng suất bức xạ hiệu dụng của toàn bộ diện tích F sẽ là:

$$Q_{hd} = Q + (1 - A)Q_t, [\text{W}] \quad (6.4)$$

Lượng nhiệt trao đổi giữa vật và môi trường là:

$$Q_F = (Q - AQ_t), [\text{W}] \quad (6.5)$$

Quan hệ giữa Q_{hd} và Q_F là:

$$Q_{hd} = \frac{Q}{A} \pm Q_F \left(\frac{1}{A} - 1 \right), [\text{W}] \quad (6.6)$$

6.2. CÁC ĐỊNH LUẬT CƠ BẢN VỀ BỨC XẠ

6.2.1. 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.

Cường độ bức xạ đơn sắc của vật đen tuyệt đối $E_{0,\lambda}$ phụ thuộc vào bước sóng λ và nhiệt độ theo quan hệ:

$$E_{0,\lambda} = \frac{C_1}{\lambda^5 \left(e^{\frac{C_2}{\lambda T}} - 1 \right)}, [\text{W/m}^2] \quad (6.7)$$

Trong đó: C_1, C_2 - các hằng số tính toán được xác định bằng lý thuyết và chỉ phụ thuộc vào việc chọn đơn vị đo lường, nếu đo $E_{0,\lambda}$ bằng W/m^2 , λ bằng m, T bằng K thì:

$$C_1 = 0,374 \cdot 10^{-15} [\text{Wm}^2];$$

$$C_2 = 1,439 \cdot 10^{-2} [\text{mK}];$$

λ - chiều dài bước sóng, [m];

T - nhiệt độ tuyệt đối, [K];

$E_{o,\lambda}$ - cường độ bức xạ của vật đen tuyệt đối.

6.2.2. Định luật Wien

$$\lambda_{max}T = 2,898.10^{-3} \text{ , [mK]} \quad (6.8)$$

Kết hợp với Định luật Planck ta có,

$$E_{o,\lambda_{max}} = 1,307 T^5 \text{ , [W/m}^2\text{]} \quad (6.9)$$

6.2.3. Định luật Stefan - Boltzmann

Định luật Stefan - Boltzmann thiết lập mối quan hệ giữa năng lượng bức xạ của vật đen tuyệt đối với nhiệt độ. Định luật phát biểu như sau : "*Cường độ bức xạ toàn phần của vật đen tuyệt đối tỷ lệ với nhiệt độ tuyệt đối lũy thừa bốn*".

$$E_o = \sigma_o T^4 \quad (6.10)$$

Trong đó: σ_o - hằng số tính toán lý thuyết, $\sigma_o = 5,672. 10^{-8} \text{ [W/m}^2\text{.K}^4\text{]}$.

Trong kỹ thuật phương trình định luật được viết :

$$E_o = C_o \left(\frac{T}{100} \right)^4 \text{ , [W/m}^2\text{]} \quad (6.11a)$$

Trong đó: C_o là hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối , $C_o = 5,672 \text{ [W/m}^2\text{.K}^4\text{]}$.

Định luật Stefan - Boltzmann cũng đúng với các vật xám (trừ kim loại).

$$E = \varepsilon E_o = \varepsilon C_o \left(\frac{T}{100} \right)^4 = C \left(\frac{T}{100} \right)^4 \text{ , [W/m}^2\text{]} \quad (6.11b)$$

C - Hệ số bức xạ của vật xám;

$$\varepsilon = \frac{C}{C_o} \leq 1 - \text{độ đen của vật xám.}$$

Hệ số bức xạ và độ đen của vật phụ thuộc vào bản chất vật lý, trạng thái bề mặt và nhiệt độ của vật.

6.2.4. Định luật Kirrchoff

Định luật Kirrchoff thiết lập mối quan hệ giữa khả năng bức xạ và hấp thụ của một vật so với vật khác khi vật đó ở trong điều kiện cân bằng nhiệt động.

Ở trạng thái cân bằng nhiệt động ($T = T_0$), ta có :

$$E = AE_0 \text{ hoặc } \frac{E}{A} = E_0$$

Định luật phát biểu "Trong điều kiện cân bằng nhiệt động của các vật bức xạ và hấp thụ của một vật bất kỳ không phụ thuộc vào bản chất của vật và được xác định bằng khả năng bức xạ của vật đen tuyệt đối".

Theo Stefan - Boltzmann: $E = \varepsilon E_0$.

Như vậy: "Trong điều kiện cân bằng nhiệt động thì độ đen của vật có trị số bằng hệ số hấp thụ của nó".

Vật có khả năng hấp thụ lớn thì có khả năng bức xạ lớn và ngược lại, vật trắng không hấp thụ thì cũng không bức xạ.

A, ε - không phụ thuộc nhiều vào chiều dài bước sóng mà chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ.

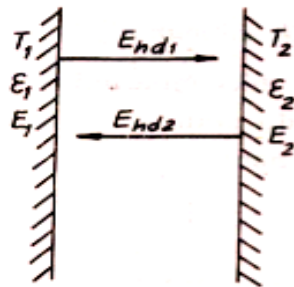
6.3. TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ GIỮA CÁC VẬT RẮN TRONG MÔI TRƯỜNG TRONG SUỐT

Nghiên cứu các đặc tính của quá trình trao đổi nhiệt bức xạ giữa các vật là một vấn đề phức tạp. Năng lượng trao đổi nhiệt bức xạ giữa các vật phụ thuộc rất nhiều vào các yếu tố như: Bản chất vật lý của vật, nhiệt độ, hình dáng kích thước, trạng thái bề mặt và vị trí tương hỗ giữa chúng trong không gian.

6.3.1. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai bản phẳng đặt song song

1. Khi không có màn chắn

Giả thiết có hai bề mặt phẳng có kích thước rất lớn so với khoảng cách của chúng. 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 6.3. Khi này tất cả các tia năng lượng phát đi từ bề mặt 1 đều đập tới bề mặt 2 và ngược lại.



Hình 6.3. trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai bản phẳng song song

Lượng nhiệt trao đổi giữa bề mặt 1 và 2 được xác định bằng công thức sau:

$$q_{12} = E_{hd1} - E_{hd2} \quad (6.12)$$

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 công thức (6.12). Ta có:

$$q_{12} = \frac{A_2 E_1 - A_1 E_2}{A_1 + A_2 - A_1 A_2} \quad (6.13)$$

Mà: $E_1 = \varepsilon_1 C_0 \left(\frac{T_1}{100}\right)^4$; $E_2 = \varepsilon_2 C_0 \left(\frac{T_2}{100}\right)^4$;

Và $\varepsilon = A$ ta có:

$$q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right], [\text{W/m}^2] \quad (6.14)$$

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:

$$q_{12} = \varepsilon_{qd} C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right], [\text{W/m}^2] \quad (6.15)$$

$$q_{12} = C_{qd} \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right], [\text{W/m}^2] \quad (6.16)$$

2. khi có màn chắn

Giả sử giữa hai bề mặt 1 và 2 đặt thêm một màn chắn có độ đen là ε_m , còn nhiệt độ của màn chắn là T_m ta chưa biết. Do quá trình trao đổi nhiệt là ổn định và một chiều, nên:

$$q_{12} = q_{1m} = q_{m2}$$

$$q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{\varepsilon_m} - 1} C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_m}{100} \right)^4 \right] = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_m} - \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} C_0 \left[\left(\frac{T_m}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

Dựa vào tính chất của tỷ lệ thức ta có:

$$q_{12} = \frac{C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_m}{100} \right)^4 \right] + C_0 \left[\left(\frac{T_m}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{\varepsilon_m} - 1 + \frac{1}{\varepsilon_m} - \frac{1}{\varepsilon_2} - 1}$$

Sau khi rút gọn ta được:

$$q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 + \frac{2}{\varepsilon_m} - 1} C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], [\text{W/m}^2] \quad (6.17)$$

Chúng minh tương tự đối với trường hợp đặt n màn chắn có độ đen như nhau, ta có:

$$q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} - \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 + n \left(\frac{2}{\varepsilon_m} - 1 \right)} C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], [\text{W/m}^2] \quad (6.18)$$

So sánh (6.18) với (6.14), ta thấy trong trường hợp có đặt màn chắn thì lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giảm.

Với giả thiết $\varepsilon_1 = \varepsilon_2 = \varepsilon_m$ ta có:

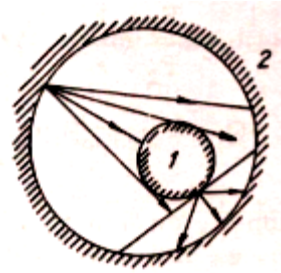
$$q_{(12)m} = \frac{q_{12}}{n+1} \quad (6.19)$$

Như vậy lượng nhiệt trao đổi giữa hai bề mặt 1 và mặt 2 khi đặt n màn chắn nhỏ hơn $(n+1)$ lần nhiệt lượng trao đổi bằng bức xạ giữa hai bản phẳng đặt song song khi không đặt màn chắn.

6.3.2. 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 6.7.

Ta có nhận xét là các tia năng lượng phát đi từ bề mặt vật 1 đều đập vào bề mặt vật 2 nhưng các tia năng lượng phát đi từ bề mặt vật 2 chỉ có một phần đập tới bề mặt vật 1, còn một phần lại đập lên chính bản thân nó.



Hình 6.4. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai vật bọc nhau

Tỷ số giữa dòng nhiệt bức xạ của vật hai phát đi đập tới vật 1 là Q_{21} so với toàn bộ dòng bức xạ của vật 2 phát đi là Q_2 gọi là hệ số góc bức xạ của vật 2 tới vật 1, ký hiệu là φ_{21} :

$$\varphi_{21} = \frac{Q_{21}}{Q_2} \quad (6.20)$$

Lượng nhiệt trao đổi giữa bề mặt 1 và 2 được xác định như sau:

$$Q_{12} = Q_{hd1} - Q_{hd2}; \quad (6.21)$$

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: $Q_1 = E_1 F_1 = \varepsilon_1 C_0 \left(\frac{T_1}{100}\right)^4 \cdot F_1;$

$$Q_2 = E_2 F_2 = \varepsilon_2 C_0 \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \cdot F_2.$$

Kết quả cuối cùng nhận được là:

$$Q_{12} = \frac{C_0}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \varphi_{21}\left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right)} \left[F_1 \left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \varphi_{21} F_2 \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right], [\text{W}] \quad (6.22)$$

Khi $T_1 = T_2$ thì $Q_{12} = 0$, khi đó hệ số góc bức xạ sẽ là: $\varphi_{21} = \frac{F_1}{F_2}$.

Thay giá trị φ_{21} vào (6.22), ta có:

$$Q_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right)} C_0 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right], [\text{W}] \quad (6.23)$$

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:

$$Q_{12} = \varepsilon_{qd} C_0 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right], [\text{W}] \quad (6.24)$$

Trường hợp F_2 lớn hơn F_1 rất nhiều thì $\frac{F_1}{F_2} = 0$ và:

$$Q_{12} = \varepsilon_1 C_0 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right], [\text{W}] \quad (6.25)$$

Chú ý rằng các công thức (6.23) và (6.25) chỉ sử dụng khi bề mặt vật 1 là lồi hoặc phẳng, không được lõm.

6.4. BỨC XẠ CHẤT KHÍ

6.4.1. 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 oxy, 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 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 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, độ đen và hệ số hấp thụ của chất khí không chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào tích số pl .

$$\varepsilon_k = f(T, pl) \quad (6.25)$$

6.4.2. Bức xạ của chất khí

Bằng thực nghiệm có thể xác định được cường độ bức xạ của từng loại chất khí phụ thuộc vào các thông số p , l , T . Ví dụ, đối với CO_2 và hơi nước (hai thành phần chủ yếu trong sản phẩm khí cháy), cường độ bức xạ của hai chất khí này có thể được xác định theo công thức thực nghiệm sau:

$$E_{\text{CO}_2} = 4,07(pl)^{0,33} \left(\frac{T}{100}\right)^{3,5} \quad (6.26)$$

$$E_{\text{H}_2\text{O}} = 4,07 p^{0,8} l^{0,6} \left(\frac{T}{100}\right)^3 \quad (6.27)$$

Các công thức này không thuận lợi trong tính toán kỹ thuật, do đó để thuận tiện, coi chất khí cũng tuân theo định luật Stefan – Boltzmann và cường độ bức xạ của chất khí được xác định bằng công thức sau:

$$E_k = \varepsilon_k C_0 \left(\frac{T_k}{100}\right)^4 \quad (6.28)$$

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 CO_2 và H_2O thì:

$$\varepsilon_k = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} \quad (6.29)$$

Ở đây: $\varepsilon_{\text{CO}_2}$ và $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$ là độ đen của khí CO_2 và H_2O , 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_{H_2O} - phân áp suất của khí CO_2 và H_2O trong hỗn hợp khí;

l - chiều dài quãng đường đi trung bình của tia:

$$l = 3,6 \frac{V}{F}, [m];$$

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 H_2O trong hỗn hợp khí, β cũng được tra từ đồ thị.

Thực tế chất khí luôn bị giới hạn bởi vật rắn bao quanh, giả sử 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 vật bao quanh nó. Đây là bài toán phức tạp, một cách gần đúng ta có thể tính theo công thức sau:

$$q_{k-w} = \varepsilon_{whd} C_0 \left[\varepsilon_k \left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - \varepsilon_k' \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right], [W/m^2] \quad (6.30)$$

Ở đây: $C_0 = 5,67 [W/m^2.K^4]$;

T_k - nhiệt độ của chất khí;

T_w - nhiệt độ bề mặt bao quanh.

ε_{whd} - độ đen hiệu dụng của bề mặt vách.

$$\varepsilon_{whd} = \frac{\varepsilon_w + 1}{2};$$

$$\varepsilon_k = \varepsilon_{CO_2} + \beta \varepsilon_{H_2O};$$

Trong đó ε_k là độ đen của khí tính ở nhiệt độ bề mặt vách.

Với: $\varepsilon_{CO_2} = f(T_w, p_{CO_2}, l)$ và $\varepsilon_{H_2O} = f(T_w, p_{H_2O}, l)$;

Còn $\varepsilon_k' = \varepsilon_{CO_2}' + \beta \varepsilon_{H_2O}'$;

Với: $\varepsilon_{CO_2}' = f(T_k, p_{CO_2}, l)$ và $\varepsilon_{H_2O}' = f(T_k, p_{H_2O}, l)$.

Hoặc có thể tính toán gần đúng theo công thức đơn giản hơn như sau:

$$q_{k-w} = \varepsilon_{kw} C_0 \left[\left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right], [\text{W/m}^2] \quad (6.31)$$

Ở đây:

$$\varepsilon_{kw} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_k} - \frac{1}{\varepsilon_w} - 1} \quad (6.32)$$

Trong đó ε_{kw} là độ đen quy dẫn;

6.4.3. Bức xạ của ngọn lửa

Ngọn lửa sinh ra sự cháy nhiên liệu. Bức xạ của ngọn lửa phụ thuộc vào nhiệt độ, chất lượng cháy, cấu trúc ngọn lửa, hình dáng buồng đốt và ngọn lửa, thành phần nhiên liệu và chế độ làm việc của buồng đốt.

Dòng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa ngọn lửa với 1 m^2 bề mặt vách có thể được xác định theo công thức sau:

$$q_{k-w} = \varepsilon_{whd} C_0 \left[\varepsilon_k \left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - A_k \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right], [\text{W/m}^2] \quad (6.33)$$

Trong đó:

$$\varepsilon_k = \varepsilon_{CO_2} + \beta \varepsilon_{H_2O} - \Delta \varepsilon ;$$

$$A_k = \varepsilon_{CO_2} \left(\frac{T_k}{T_w} \right)^{0,65} + \beta \varepsilon_{H_2O} - \Delta \varepsilon ;$$

ε_{whd} - độ đen hiệu dụng của bề mặt vách.

$$\varepsilon_{whd} = \frac{\varepsilon_w + 1}{2}$$

T_k và T_w - nhiệt độ khô nóng và mặt vật.

Chương 7: TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

7.1. KHÁI NIỆM CHUNG

Ở phần trước ta đã nghiên cứu ba hiện tượng trao đổi nhiệt cơ bản: dẫn nhiệt, đối lưu và bức xạ. Việc tách riêng ra như vậy 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 tổng hợp. Khi nghiên cứu quá trình trao đổi nhiệt tổng 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 trong buồng đốt nồi hơi, trao đổi nhiệt bằng bức xạ là chủ yếu, tỏa nhiệt đối lưu và dẫn nhiệt được thay bằng độ đen bổ sung thay thế.

Giả sử nhiệt độ bề mặt ống là t_w , nhiệt độ môi trường không khí là t_f . Như vậy nhiệt lượng tỏa ra trên một đơn vị diện tích bề mặt ống là :

$$q_o = q_{dl} + q_{bx}$$

Mật độ trao đổi nhiệt đối lưu được xác định bằng công thức:

$$q_{dl} = \alpha_{dl} (T_w - T_f) , [W/m^2];$$

Còn mật độ trao đổi nhiệt bằng bức xạ là:

$$q_{bx} = \varepsilon_{qd} C_0 \left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right] [W/m^2];$$

Như vậy:
$$q = \alpha(T_w - T_f) = \alpha_{dl}(T_w - T_f) + \varepsilon_{qd} C_0 \left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right];$$

Trong đó: $\alpha = \alpha_{bx} + \alpha_{dl}$ - hệ số tỏa nhiệt tổng hợp;

α_{dl} - hệ số tỏa nhiệt đối lưu;

α_{bx} - hệ số tỏa nhiệt bức xạ;

$$\alpha_{bx} = \varepsilon_{qd} C_0 \frac{\left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 \right]}{(T_w - T_f)}; [W/m^2K].$$

Trường hợp chất lỏng bao quanh bề mặt vật rắn, trong trường hợp này trao đổi nhiệt bức xạ có thể bỏ qua $\alpha_{b,x} = 0$. Khi này $\alpha = \alpha_{dl}$.

Quá trình trao đổi nhiệt tổng 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.

Quá trình được thực hiện qua các giai đoạn sau:

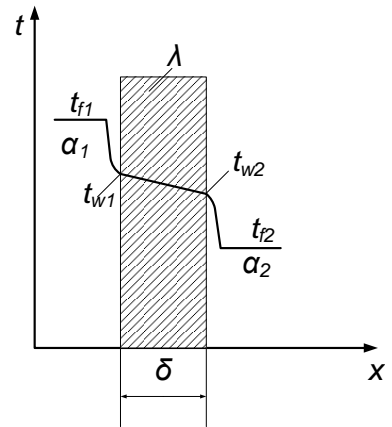
- Trao đổi nhiệt giữa môi trường có nhiệt độ cao với bề mặt vách ngăn cách được thực hiện chủ yếu bằng đối lưu.
- Dẫn nhiệt qua bề mặt vách ngăn cách;
- Trao đổi nhiệt giữa bề mặt vách với môi trường có nhiệt độ thấp được thực hiện chủ yếu bằng đối lưu.

Tùy theo dạng bề mặt ngăn cách, ta có truyền nhiệt qua vách phẳng, vách trụ hoặc vách có cánh.

7.2. TRUYỀN NHIỆT ỔN ĐỊNH QUA VÁCH PHẪNG

7.2.1. Truyền nhiệt qua vách phẳng một lớp

Giả sử có vách phẳng một lớp, hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách λ , vách dày δ , một phía tiếp xúc với môi trường nóng có nhiệt độ t_{f1} , hệ số tỏa nhiệt từ môi trường tới vách là α_1 , một phía tiếp xúc với môi trường lạnh có nhiệt độ t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt từ vách tới môi trường là α_2 hình 7.1.



Hình 7.1 Truyền nhiệt qua vách phẳng một lớp

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 sang 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 vách tiếp xúc với môi trường lạnh.

Mật độ dòng nhiệt truyền từ môi trường nóng sang môi trường lạnh qua vách được xác định 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 của hệ của hệ phương trình lại ta được:

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

$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, [\text{W/m}^2] \quad (7.1)$$

Ký hiệu $k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$ gọi là hệ số truyền nhiệt, $[\text{W/m}^2 \cdot \text{K}]$;

$$\text{Khi đó: } q = k \cdot (t_{f1} - t_{f2}), [\text{W/m}^2] \quad (7.2)$$

Đại lượng nghịch đảo của hệ số truyền nhiệt gọi là nhiệt trở truyền nhiệt:

$$R = \frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}, [\text{m}^2 \text{K/W}];$$

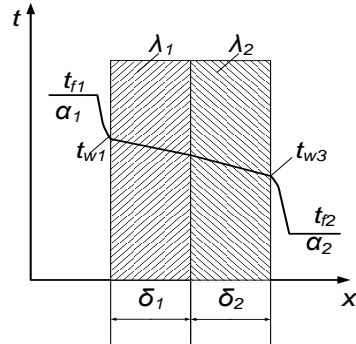
$\frac{1}{\alpha_1}$ là nhiệt trở tỏa nhiệt từ môi trường nóng tới bề mặt vách;

$\frac{\delta}{\lambda}$ là nhiệt trở dẫn nhiệt qua vách;

$\frac{1}{\alpha_2}$ là nhiệt trở tỏa nhiệt giữa vách và môi trường lạnh.

7.2.2. Truyền nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

Giả sử có vách phẳng nhiều lớp, hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách lần lượt là $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3, \dots$, bề dày tương ứng là $\delta_1, \delta_2, \delta_3, \dots$, một phía tiếp xúc với môi trường nóng có nhiệt độ t_{f1} , hệ số tỏa nhiệt từ môi trường tới vách là α_1 , một phía tiếp xúc với môi trường lạnh có nhiệt độ t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt từ vách tới môi trường là α_2 hình 7.2.



Hình 7.2. Truyền nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

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 sang môi trường có nhiệt độ thấp. Gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt vách tiếp xúc với môi trường nóng, $t_{w(n+1)}$ là nhiệt độ vách tiếp xúc với môi trường lạnh.

Bằng cách chứng minh tương tự như vách phẳng một lớp ta có:

$$q = k \cdot (t_{f1} - t_{f2}), [\text{W}/\text{m}^2] \quad (7.3)$$

Ở đây k là hệ số truyền nhiệt của vách phẳng nhiều lớp:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, [\text{W}/\text{m}^2\text{K}]$$

Công thức tổng quát có thể viết như sau:

$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (7.4)$$

Nhiệt độ tại bề mặt vách tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} và nhiệt độ t_{f2} có thể xác định như sau:

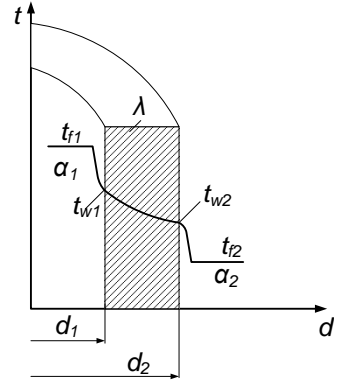
$$t_{w1} = t_{f1} - q \frac{1}{\alpha_1}, ^\circ\text{C} \quad (7.5)$$

$$t_{w2} = t_{f2} + q \frac{1}{\alpha_2}, ^\circ\text{C} \quad (7.6)$$

7.3. TRUYỀN NHIỆT ỔN ĐỊNH QUA VÁCH TRỤ

7.3.1. Truyền nhiệt qua vách trụ một lớp

Giả sử có một vách trụ một lớp có đường kính trong d_1 , đường kính ngoài d_2 , hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách λ , một phía tiếp xúc với môi trường nóng có nhiệt độ t_{f1} , hệ số tỏa nhiệt từ môi trường tới vách là α_1 , một phía tiếp xúc với môi trường lạnh có nhiệt độ t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt từ vách tới môi trường là α_2 hình 7.3. Nếu $t_{f1} > t_{f2}$ dòng nhiệt sẽ hướng từ trong ra ngoài. Gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt vách tiếp xúc với môi trường nóng, t_{w2} là nhiệt độ vách tiếp xúc với môi trường lạnh.



Hình 7.3 Truyền nhiệt qua vách trụ một lớp

Mật độ dòng nhiệt ứng với một đơn vị chiều dài của vách trụ là:

$$q_l = \alpha_1 \pi d_1 (t_{f1} - t_{w1});$$

$$q_l = \frac{(t_{w1} - t_{w2})}{\frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}};$$

$$q = \alpha_2 \pi d_2 (t_{w2} - t_{f2}).$$

Suy ra:

$$t_{f1} - t_{w1} = q_l \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1}$$

$$t_{w1} - t_{w2} = q_l \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}$$

$$t_{w2} - t_{f2} = q_l \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}$$

Cộng hai vế của hệ phương trình ta được:

$$t_{f1} - t_{f2} = q_l \left(\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2} \right)$$

$$q_l = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}}, [\text{W/m}]; \quad (7.7)$$

Hệ số truyền nhiệt của vách trụ là k_l :

$$k_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}}, [\text{W/mK}]; \quad (7.8)$$

Khi đó: $q_l = k_l(t_{f1} - t_{f2}), [\text{W/m}] \quad (7.9)$

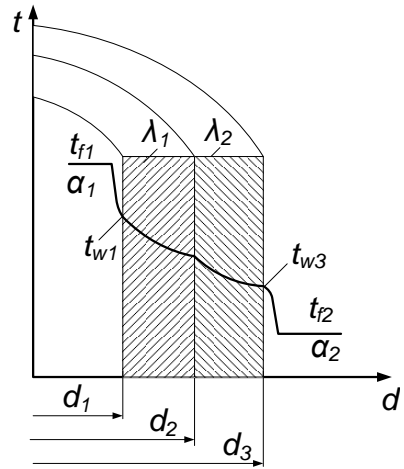
Nhiệt trở truyền nhiệt của vách trụ:

$$R_l = \frac{1}{k_l} = \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2} \quad [\text{mK/W}] \quad (7.10)$$

7.3.2. Truyền nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

Giả sử có một vách trụ nhiều lớp, đường kính tương ứng d_1, d_2, d_3, \dots , hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách tương ứng $\lambda_1, \lambda_2, \dots$, một phía tiếp xúc với môi trường nóng có nhiệt độ t_{f1} , hệ số tỏa nhiệt từ môi trường tới vách là α_1 , một phía tiếp xúc với môi trường lạnh có nhiệt độ t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt từ vách tới môi trường là α_2 hình 7.4.

Nếu $t_{f1} > t_{f2}$ dòng nhiệt sẽ hướng từ trong ra ngoài. Gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt vách tiếp xúc với môi trường nóng, $t_{w(n+1)}$ là nhiệt độ vách tiếp xúc với môi trường lạnh.



Hình 7.4 Truyền nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

Bằng cách chứng minh tương tự ta có:

$$q_l = k_l(t_{f1} - t_{f2}), [\text{W/m}] \quad (7.11)$$

Ở đây:

$$k_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \sum_1^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_{n+1}}}, [\text{W/mK}]; \quad (7.12)$$

Là hệ số truyền nhiệt qua vách trụ nhiều lớp. Nhiệt trở của vách trụ nhiều lớp sẽ là:

$$R_l = \frac{1}{k_l} = \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \sum_1^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_{(n+1)}} \quad [\text{mK/W}] \quad (7.13)$$

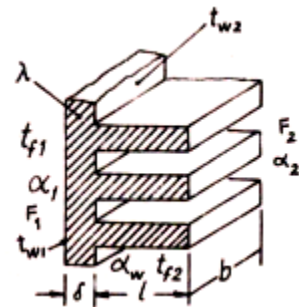
Nhiệt độ tại bề mặt vách tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} và nhiệt độ t_{f2} có thể xác định như sau:

$$t_{w1} = t_{f1} - q_l \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1}, [^{\circ}\text{C}] \quad (7.14)$$

$$t_{w2} = t_{f2} + q_l \frac{1}{\alpha_2 \pi d_{(n+1)}}, [^{\circ}\text{C}] \quad (7.15)$$

7.4. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH CÓ CÁNH

Giả sử có vách có cánh hình 7.5. Vật liệu làm vách có hệ số dẫn nhiệt là λ , chiều dày của vách là 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 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 mặt vách làm cánh đến môi trường là α_2 . Gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt phía không làm cánh và t_{w2} là nhiệt độ bề mặt phía làm cánh.



Hình 7.5. Truyền nhiệt qua vách có cánh

Lượng nhiệt truyền qua vách được xác định bằng các phương trình sau:

$$Q = \alpha_1 F_1 (t_{f1} - t_{w1});$$

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} F_1 (t_{w1} - t_{w2});$$

$$Q = \alpha_2 F_2 (t_{w2} - t_{f2})$$

Do đó:

$$Q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{1}{F_1} \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} \quad (7.16)$$

Gọi k_c là hệ số truyền nhiệt của vách có cánh:

$$k_c = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{1}{F_1} \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} \quad (7.17)$$

Khi đó: $Q = k_c (t_{f1} - t_{f2})$ (7.18)

Biết Q ta sẽ tính được t_{w1} và t_{w2} :

$$t_{w1} = t_{f1} - Q \frac{1}{\alpha_1 F_1}, [^{\circ}\text{C}] \quad (7.19)$$

$$t_{w2} = t_{f2} + Q \frac{1}{\alpha_2 F_2}, [^{\circ}\text{C}] \quad (7.20)$$

Gọi mật độ dòng nhiệt phía không làm cánh là q_1 :

$$q_1 = \frac{Q}{F_1} = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_1}{F_2}} \quad (7.21)$$

Gọi mật độ dòng nhiệt phía làm cánh là q_2 :

$$q_2 = \frac{Q}{F_2} = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} \frac{F_2}{F_1} + \frac{\delta}{\lambda} \frac{F_2}{F_1} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (7.22)$$

$\frac{F_2}{F_1}$ gọi là hệ số làm cánh.

Biết q_1 và q_2 có thể xác định được t_{w1} và t_{w2} :

$$t_{w1} = t_{f1} - q_1 \frac{1}{\alpha_1}, [^{\circ}\text{C}] \quad (7.23)$$

$$t_{w2} = t_{f2} + q_2 \frac{1}{\alpha_2}, [^{\circ}\text{C}] \quad (7.24)$$

7.5. 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 dòng môi chất 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.

Khi đồng thời xảy ra các dạng trao đổi nhiệt cơ bản, việc tăng cường truyền nhiệt một cách hiệu quả là 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 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:

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

Có thể tăng k nếu 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 có thể viết:

$$k_c = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2}$$

Giả sử α_2 lớn hơn α_1 rất nhiều, khi đó $k_c = \alpha_1$.

Như vậy, hệ số truyền nhiệt chỉ có thể nhỏ hơn hay bằng hệ số tỏa nhiệt phía có hệ số tỏa nhiệt nhỏ. Vì vậy, để tăng k ta cần phải tăng hệ số tỏa nhiệt ở phía vách có giá trị nhỏ, hoặc làm cánh ở phía này.

7.6. THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

7.6.1. Các dạng thiết bị trao đổi nhiệt

1. Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ngăn cách

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 bầu làm mát, các bầu hâm hay các bầu ngưng...

2. 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 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 nhận 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 sưởi không khí trong nồi hơi chính tàu thủy.

3. 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. Đặc điểm của loại này là quá trình trao đổi nhiệt xảy ra đồng thời với quá trình trao đổi chất. Ví dụ bình hồi nhiệt trong máy lạnh.

7.6.2. Tính toán nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt

Tuy nhiệm vụ có khác nhau nhưng các tính toán đều dựa vào hai phương trình cơ bản là phương trình truyền nhiệt và phương trình cân bằng nhiệt.

1. Phương trình cân bằng nhiệt

Phương trình cân bằng nhiệt là một dạng của Định luật bảo toàn năng lượng. Nhiệt lượng do chất lỏng nóng tỏa ra bằng nhiệt lượng do chất lỏng lạnh thu được. Như vậy phương trình cân bằng nhiệt như sau:

$$Q = G_1 C_{p1} (t_1 - t_1'') = G_2 C_{p2} (t_2'' - t_2'), [W] \quad (7.25)$$

Trong đó: G - Lưu lượng khối lượng [kg];

C_p - Nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp [KJ/kgK];

t' - Nhiệt độ đầu vào của chất lỏng [°C];

t'' - Nhiệt độ đầu ra của chất lỏng [°C].

Trong tính toán, người ta đưa ra đại lượng $W = G.C_p$ gọi là đương lượng môi chất (hay nhiệt dung toàn phần), [W/K]. khi đó:

$$Q = W_1 (t_1 - t_1'') = W_2 (t_2'' - t_2') \quad (7.26)$$

Suy ra:

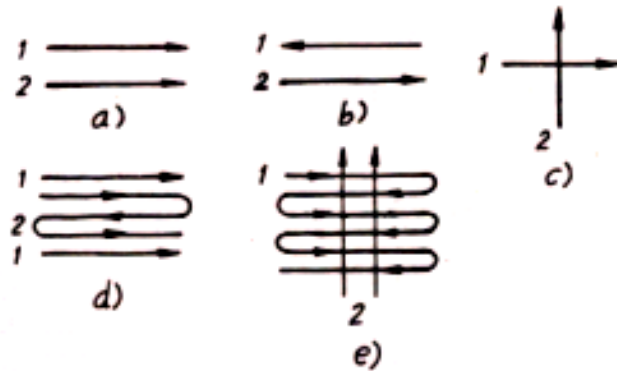
$$\frac{t_1 - t_1''}{t_2'' - t_2'} = \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{W_2}{W_1}$$

Δt_1 - sự thay đổi nhiệt của chất tải nhiệt nóng;

Δt_2 - sự thay đổi nhiệt của chất tải nhiệt lạnh,

Rõ ràng, sự thay đổi nhiệt độ của các chất tải nhiệt tỷ lệ nghịch với nhiệt dung riêng 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) như hình 7.6.



Hình 7.6. Các cách chuyển động của môi chất trong thiết bị trao đổi nhiệt

2. Phương trình truyền nhiệt

$$Q = kF\overline{\Delta t}, [W] \quad (7.27)$$

Trong đó: k - hệ số truyền nhiệt, $[W/m^2K]$;

F - diện tích bề mặt trao đổi nhiệt, $[m^2]$;

$\overline{\Delta t}$ - độ chênh nhiệt độ trung bình giữa các chất lỏng trên bề mặt trao đổi nhiệt $[^\circ C]$. Tùy theo yêu cầu về độ chính xác mà độ chênh nhiệt độ trung bình có thể tính theo phương pháp lôgarít hay phương pháp số học.

7.6.3. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình

Các chất lỏng chuyển động song song cùng chiều có sơ đồ tính toán thể hiện trên hình 7.7.

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 lượng tương ứng với phân tố diện tích dF là:

$$dQ = k.dF.\Delta t$$

Phương trình cân bằng nhiệt là:

$$dQ = -W_1 dt_1 = W_2 dt_2$$

Sự thay đổi nhiệt độ dt_1 và dt_2 có thể xác định như sau:

$$dt_1 = -\frac{1}{W_1} dQ$$

$$dt_2 = \frac{1}{W_2} dQ$$

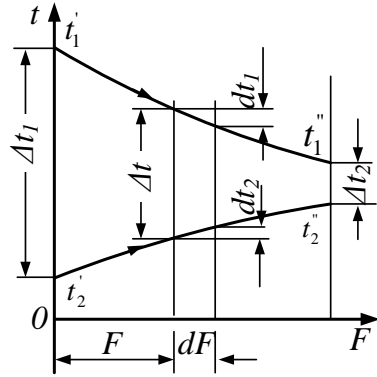
Trừ hai vế của phương trình trên cho nhau ta được:

$$dt_1 - dt_2 = -\left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2}\right) dQ$$

Hay:
$$d(t_1 - t_2) = -\left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2}\right) k dF \Delta t_x$$

Vi
$$(t_1 - t_2) = \Delta t_x$$

Nên:
$$\frac{d\Delta t_x}{\Delta t_x} = -\left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2}\right) k dF$$



Hình 7.7. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình khi môi chất chất chuyển động cùng chiều

Ký hiệu $m = \left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2} \right),$

khi đó: $\frac{d\Delta t_x}{\Delta t_x} = -mkdF$

Lấy tích phân hai vế:

$$\int_{\Delta t_1}^{\Delta t_2} \frac{d\Delta t_x}{\Delta t_x} = \int_0^{F_x} -mkdF$$

$$\ln \frac{\Delta t_x}{\Delta t_1} = -mkdF$$

Hay: $\Delta t_x = \Delta t_1 e^{-mkF_x}$ (7.28)

Tương tự (7.28), độ chênh nhiệt độ của các chất tải nhiệt tại cửa ra:

$$\Delta t_2 = \Delta t_1 e^{-mkF} \quad (7.29)$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình dọc theo toàn bộ diện tích bề mặt trao đổi nhiệt sẽ là:

$$\Delta t = \frac{1}{F} \int_0^F \Delta t_x dF$$

$$\Delta t = \frac{1}{F} \int_0^F \Delta t_1 e^{-mkF} dF$$

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1}{-mkF} (e^{-mkF} - 1)$$

$$\overline{\Delta t} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (7.30)$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình theo (7.30) gọi là độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarít.

Độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarít khi các môi chất chuyển động song song cùng chiều là:

$$\Delta t_{cc} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (7.30)$$

Ở đây: $\Delta t_1 = t_1' - t_2'$ và $\Delta t_2 = t_1'' - t_2''$.

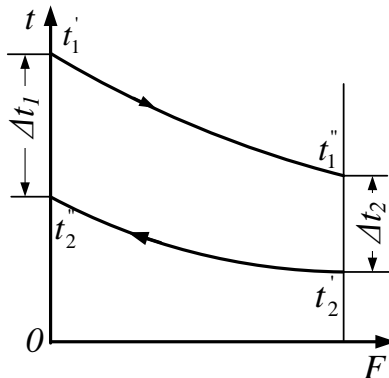
Khi các chất tải nhiệt chuyển động song song ngược chiều có sơ đồ như hình 7.8. Các bước tính toán cũng tương tự như trên nhưng chú ý rằng:

$$m = \left(\frac{1}{W_1} - \frac{1}{W_2} \right)$$

Kết quả cuối cùng có dạng:

$$\Delta t_{nc} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (7.31)$$

Ở đây: $\Delta t_1 = t_1' - t_2''$ và $\Delta t_2 = t_1'' - t_2'$



Hình 7.8. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình khi các chất tải nhiệt chuyển động song song ngược chiều

Trường hợp các chất tải nhiệt chuyển động cắt nhau. Độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarít có thể tính:

$$\Delta t_{cn} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{cn} \quad (7.32)$$

Ở đây: Δt_{cn} - độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarít khi các môi chất chuyển động cắt nhau.

Δt_{nc} - độ chênh nhiệt độ trung bình lôgarít khi các môi chất chuyển động song song ngược nhau.

$\varepsilon_{\Delta t}$ - hệ số hiệu chỉnh:

$$\varepsilon_{\Delta t} = f(P, R)$$

$$P = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_2'} = \frac{\delta t_2}{\Delta t_{\max}} \quad (7.33)$$

$$R = \frac{t_1' - t_1''}{t_2'' - t_2'} = \frac{\delta t_1}{\delta t_2} \quad (7.34)$$

Biết P và R tra đồ thị ta xác định được $\varepsilon_{\Delta t}$. Trong trường hợp yêu cầu cần về độ chính xác không cao lắm, độ chênh lệch nhiệt độ trung bình có thể tính theo phương pháp số học:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_2 + \Delta t_1}{2} = \frac{t_1' + t_1''}{2} - \frac{t_2' + t_2''}{2} \quad (7.35)$$

BÀI TẬP

CHƯƠNG 1

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 mmHg 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 độ chân không trong bình là 420 mmHg trong điều kiện nhiệt độ trong bình xem như không đổi. Biết áp suất khí trời là 768 mmHg quy về 0°C .

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: $C_{ptb} = 1,1125 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$, $C_{vtb} = 1,0196 \text{ kJ/m}^3 \cdot ^\circ\text{K}$

5. Một bình có thể tích $0,5 \text{ m}^3$ chứa không khí có áp suất $p = 2 \text{ bar}$ và nhiệt độ $t = 20^\circ\text{C}$. Hỏi lượng không khí cần thoát ra khỏi bình là bao nhiêu để độ chân không của nó là 420mmHg quy về 0°C trong điều kiện nhiệt độ không đổi? Cho biết áp suất khí trời là 768mm quy về 0°C .

Trả lời: $G = 0,92 \text{ kg}$.

6. Piston chuyển động trong xilanh chứa khí lý tưởng. Trước khi chuyển động áp suất thừa trong xilanh là 0,2 at ; Sau khi chuyển động, độ chân không

trong xilanh bằng 600mmHg ở 0°C . Biết áp suất khí quyển bằng 780 mmHg ở 0°C, hãy:

- Xác định sự thay đổi thể tích, nếu nhiệt độ không khí không thay đổi ?
- Xác định sự thay đổi thể tích, nếu nhiệt độ giảm xuống còn một nửa ?

Trả lời: a. $v_2/v_1 = 5,287$; b. $v_2/v_1 = 2,643$.

7. Khí CO₂ được bơm vào bình chứa có thể tích $V = 3 \text{ m}^3$ bằng máy nén khí chỉ số của Manômet trước và sau khi nén là 0,3 at và 3 at , nhiệt độ tăng từ 45°C đến 75°C. Hãy xác định lượng khí CO₂ đã bơm vào bình chứa, nếu áp suất khí trời đo bằng chiều cao cột thủy ngân quy về 0°C là 700 mmHg,

Trả lời: $G = 11.51 \text{ kg}$.

8. Cho thành phần thể tích hỗn hợp khí là :

$$r_{CO_2} = 0,12; r_{O_2} = 0,05; r_{H_2O} = 0,03; r_{H_2} = 0,8$$

- Tính thành phần khối lượng của từng chất khí trong hỗn hợp.
- Tính khối lượng phân tử và hằng số chất khí của hỗn hợp.

Trả lời: a. $g_{CO_2} = 0,585$, $g_{O_2} = 0,177$, $g_{H_2O} = 0,06$, $g_{H_2} = 0,178$

b. $\mu_{hh} = 9,09 \text{ kg/kmol}$; $R_{hh} = 914,63 \text{ (J/kg}^{\circ}\text{K)}$.

9. Một bình chứa được chia làm hai phần bằng một tấm chắn có thể tích $V_1 = 1,5 \text{ m}^3$; $V_2 = 1 \text{ m}^3$. Trong V_1 chứa CO₂ có áp suất $p_1 = 5 \text{ at}$ và nhiệt độ $t_1 = 30^\circ\text{C}$. Trong V_2 chứa O₂ có $p_2 = 2 \text{ at}$ và $t_2 = 57^\circ\text{C}$.

a. Hãy xác định thành phần khối lượng và thành phần thể tích của CO₂ và O₂ sau khi bỏ tấm chắn.

b. Tính khối lượng phân tử và hằng số hỗn hợp khí sau khi bỏ tấm chắn.

Trả lời: a. $g_{CO_2} = 0,849$, $g_{O_2} = 0,151$, $r_{CO_2} = 0,804$; $r_{O_2} = 0,196$.

b. $\mu_{hh} = 41,67 \text{ kg/Kmol}$, $R_{hh} = 199,52 \text{ J/kg}^{\circ}\text{K}$.

10. Trong bình kín có thể tích 100 lít chứa không khí ở 0°C và áp suất 760mmHg. Hãy tính nhiệt lượng cần thiết để đốt nóng thể tích khí trên lên 200°C. Coi nhiệt dung riêng là hằng số.

Trả lời: $Q_v = 4,413 \text{ kcal}$.

11. Cho 1 kg không khí ở áp suất $p_1 = 1 \text{ at}$; thể tích riêng $v_1 = 0,8 \text{ m}^3/\text{kg}$, nhận nhiệt lượng 100 kcal/kg trong điều kiện áp suất không đổi. Hãy xác định nhiệt độ đầu nhiệt độ cuối và thể tích riêng cuối quá trình.

Trả lời: $t_1 = 0,745^\circ\text{C}$, $t_2 = 415^\circ\text{C}$, $v_2 = 2 \text{ m}^3/\text{kg}$.

12. Không khí trong động cơ đốt trong được nén tới áp suất 5 at và nhiệt độ 227°C . Hỏi áp suất đó sẽ là bao nhiêu nếu ta cấp nhiệt lượng đẳng tích bằng 480 kcal/kg .

Trả lời: $p_2 = 32,84 \text{ at}$.

13. Không khí trong xilanh ở trạng thái đầu $p_1 = 6 \text{ at}$; $t_1 = 25^\circ\text{C}$. Sau khi giãn nở đoạn nhiệt thể tích tăng lên gấp hai lần $V_2 = 2V_1$. Hãy xác định các thông số trạng thái của không khí sau khi giãn nở.

Trả lời: $p_2 = 2,268 \text{ at}$, $t_2 = -47^\circ\text{C}$, $v_2 = 0,296 \text{ m}^3/\text{kg}$.

CHƯƠNG 2

14. Xilanh có đường kính $d = 400 \text{ mm}$ chứa không khí có thể tích $0,08 \text{ m}^3$, áp suất $3,06 \text{ at}$, 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 xilanh là bao nhiêu?

Trả lời: $F = 8,77 \cdot 10^4 \text{ N}$; $G = 0,29 \text{ kg}$.

15. Người ta đốt nóng 1 kg không khí trong điều kiện áp suất không đổi bằng 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 entropi.

Trả lời: $v_2 = 0,549 \text{ m}^3/\text{kg}$; $q = 90,9 \text{ kJ/kg}$; $\Delta u = 64,8 \text{ kJ/kg}$;
 $I_{12} = 26,1 \text{ kJ/kg}$; $\Delta s = 0,27 \text{ kJ/kgK}$.

16. Khi nén đẳng nhiệt 1,3 kmol 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 trạng thái đầu có nhiệt độ 30°C và áp suất 6 bar.

Trả lời: $V_1 = 5,4 \text{ m}^3$; $V_2 = 1,874 \text{ m}^3$; $p_2 = 17,45 \text{ bar}$; $L_{12} = -3,5 \text{ kJ}$.

17. 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: $t_2 = 233^\circ\text{C}$; $\Delta U = 471 \text{ kJ}$; $\Delta I = 659,4 \text{ kJ}$.

18. 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: $t_2 = 141^\circ\text{C}$; $\Delta u = 87,2 \text{ kJ/kg}$; $q = 87,2 \text{ kJ/kg}$;

$l_{12} = -174,4 \text{ kJ/kg}$; $l_{kt} = -209 \text{ kJ/kg}$.

19. 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 chỉ số nén đa biến $n = 1,2$. Xác định công suất của máy nén, lượng nhiệt tỏa ra trong quá trình nén.

Trả lời: $N = 6,76 \text{ kW}$; $Q = -2,82 \text{ kW}$.

20. 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: $d = 25,5 \text{ g/kg}$; $t_s = 29^\circ\text{C}$; $G_k = 109 \text{ kg}$; $G_h = 2,78 \text{ kg}$.

21. 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, entalpi của không khí ẩm.

Trả lời: $\varphi = 0,75$; $d = 8 \text{ g/kg}$; $t_s = 10,5^\circ\text{C}$; $i = 35,1 \text{ kJ/kg}$.

22. Không khí ở trạng thái đầu có nhiệt độ $t_1 = 20^\circ\text{C}$, độ ẩm tương đối $\varphi = 40\%$ 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: $d_3 = 24 \text{ g/kg}$; $\varphi = 0,66$; $q = 3400 \text{ kJ/kg}$.

23. 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 độ khô $x = 0,9$.

Trả lời: $i = 2597 \text{ kJ/kg}$; $v = 0,1186 \text{ m}^3/\text{kg}$; $u = 2419 \text{ kJ/kg}$; $t = 198^\circ\text{C}$.

24. Xác định entalpi, thể tích, entropi, 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: $I = 30480 \text{ kJ}$; $V = 2,578 \text{ m}^3$; $S = 71,16 \text{ kJ}^\circ\text{K}$; $U = 27910 \text{ kJ}$.

25. Một bình kín $V = 2\text{m}^3$ chứa hơi bão hòa khô ở áp suất $p_1 = 10$ 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: $p_2 = 8$ bar; $Q = -3680$ kJ.

26. Một lượng hơi bão hòa ẩm 25 kg/s ở áp suất $p = 0,05$ 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: $Q = -51555$ kW; $G_n = 1233$ kg/s.

27. Bao hơi của lò hơi có thể tích 18 m³ 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: $x = 0,587$; $G_h = 1056,6$ kg; $G_n = 743,4$ kg.

28. 100 kg/s hơi nước ở $p_1 = 20$ bar, $t_1 = 400^\circ\text{C}$ giãn nở đoạn nhiệt trong tua bin đến $x = 0,95$. Xác định áp suất cuối, thể tích cuối và công của tua bin.

Trả lời: $p_2 = 0,8$ bar; $V_2 = 200$ m³/s; $L = 70$ MW.

29. 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 lượng q_p 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: $q_p = 333,7$ kJ/kg; $q_2 = 2257,6$ kJ/kg;
 $q_3 = 200$ kJ/kg; $q = 2791,3$ kJ/kg.

CHƯƠNG 3

30. 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: $\eta_{tc} = 75\%$; $\varepsilon_{ct} = 6,75$.

31. 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: $I_v = 329 \text{ kJ/kg}$; $\eta_{tv} = 40\%$.

32. Một chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích có tỷ số nén bằng 8, trước khi nén không khí có áp suất bằng 0,1 MPa và nhiệt độ là 15°C ; nhiệt lượng cấp vào cho 1 kg không khí trong một chu trình bằng 1800 kJ/kg. Hãy:

a. Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$. Xác định áp suất và nhiệt độ ở các đỉnh của chu trình;

b. Tính nhiệt lượng, công và hiệu suất nhiệt của chu trình;

c. Vẽ chu trình Carnot trong cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt và so sánh hiệu suất nhiệt.

Trả lời: a. $p_1 = 0,1 \text{ MPa}$; $T_1 = 288 \text{ K}$; $p_2 = 1,838 \text{ MPa}$, $T_2 = 662 \text{ K}$; $p_3 = 8,813 \text{ MPa}$, $T_3 = 3174 \text{ K}$; $p_4 = 0,4795 \text{ MPa}$, $T_4 = 1380 \text{ K}$;

b. $q_1 = 1800 \text{ kJ/kg}$, $q_2 = -782 \text{ kJ/kg}$; $l = l_{kt} = 1018 \text{ kJ/kg}$;

c. $\eta_{tc} = 91\%$

33. Một chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng áp, môi chất là không khí có nhiệt dung riêng bằng hằng số, các thông số cơ bản ở trạng thái nạp là $p_a = 1 \text{ bar}$, $t_a = 77^\circ\text{C}$, tỷ số nén bằng 20, hệ số giãn nở sớm bằng 2. Hãy:

a. Biểu diễn chu trình trên đồ thị $p-v$ và $T-s$.

b. Xác định các thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình;

c. Tính nhiệt lượng và công của môi chất trao đổi trong chu trình;

d. Tính hiệu suất nhiệt và so sánh với chu trình Carnot trong cùng phạm vi nhiệt độ.

Trả lời: b. $p_a = 1 \text{ bar}$, $T_a = 350 \text{ K}$, $p_b = p_c = 66,2 \text{ bar}$, $T_b = 1155 \text{ K}$, $T_c = 2310 \text{ K}$, $p_d = 2,64 \text{ bar}$, $T_d = 920 \text{ K}$.

c. $q_1 = 1160 \text{ kJ/kg}$, $q_2 = -412 \text{ kJ/kg}$, $l = 748 \text{ kJ/kg}$;

d. $\eta_{tc} = 65\%$

34. 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: $\eta_t = 42\%$; $l = 1370 \text{ kJ/kg}$.

35. Chu trình lý tưởng của động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp môi chất là không khí có $p_{min} = 0,9 \text{ bar}$, $t_{min} = 67^{\circ}\text{C}$, $p_{max} = 45 \text{ bar}$; $\varepsilon = 10$, nhiệt nhận từ nguồn nóng 1090 kJ/kg . Tính nhiệt nhận trong quá trình đẳng tích, đẳng áp.

Trả lời: $q_v = 609 \text{ kJ/kg}$; $q_p = 481 \text{ kJ/kg}$.

CHƯƠNG 4

36. Vách buồng sấy được xây bằng hai lớp: lớp gạch đỏ có $\delta_1 = 250 \text{ mm}$, $\lambda_1 = 0,7 \text{ W/mK}$, lớp nỉ bọc ngoài có chiều dày δ_2 chưa biết, $\lambda_2 = 0,0465 \text{ W/mK}$. 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: $\delta_2 = 19 \text{ mm}$; $t_{w2} = 70,7^{\circ}\text{C}$

37. Một ống dẫn hơi bằng thép đường kính ống $d_2/d_1 = 110/100 \text{ mm}$ hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 55 \text{ W/mK}$ được bọc một lớp cách nhiệt có $\lambda_2 = 0,09 \text{ W/mK}$. 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: $\delta_2 = 18,75 \text{ mm}$.

CHƯƠNG 5

38. 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: $q = 62,6 \text{ W/m}^2$.

40. 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: $\alpha = 207 \text{ W/m}^2\text{K}$.

41. 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: $\alpha_2 = \frac{1}{\sqrt{2}} \alpha_1$.

42. Một chùm ống bố trí so le gồm 4 hàng ống, đường kính ngoài của ống $d = 38$ 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 $\omega = 12$ m/s. Tính hệ số tỏa nhiệt trung bình của chùm ống.

Trả lời: $\alpha = 81,7$ W/m²K.

43. Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng hơi nhận được khi nước sôi trên bề mặt diện tích $F = 5$ m². Biết nhiệt độ bề mặt vách $t_w = 156^\circ\text{C}$, áp suất của hơi $p = 4,5$ bar.

Trả lời: $\alpha = 12370$ W/m²K; $G = 842$ kg/h.

CHƯƠNG 6

44. 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: $\varepsilon_{qd} = 0,52$; $q_{12} = 11920$ W/m².

45. Tính tổn thất nhiệt bằng bức xạ của một ống thép có $d = 50$ mm dài $l = 8$ m, nhiệt độ bề mặt $t_{wl} = 250^\circ\text{C}$, 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 $0,2 \times 0,2$ m làm bằng gạch có $\varepsilon_2 = 0,93$, nhiệt độ bề mặt kênh $t_{w2} = 27^\circ\text{C}$.

Trả lời: a. $Q_{12} = 3760$ W; b. $Q_{12} = 3740$ W.

CHƯƠNG 7

41. Một ống dẫn hơi bằng thép có $d_1/d_2 = 200/216$ mm, $\lambda_1 = 46,44$ W/mK được bọc một lớp cách nhiệt dày $\delta_2 = 120$ mm và có $\lambda_2 = 0,116$ W/mK. Nhiệt độ của hơi $t_{fl} = 300^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt $\alpha_1 = 116$ W/m²K,

nhiệt độ của không khí xung quanh ống $t_{f2} = 25^{\circ}\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt $\alpha_2 = 9,86 \text{ W/m}^2\text{K}$. 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: $q = 892,8 \text{ kJ/m}$; $t_{w3} = 42,5^{\circ}\text{C}$.

42. Một tường lò nung bên trong là gạch chịu lửa $\delta_1 = 250 \text{ mm}$, $\lambda_1 = 0,348 \text{ W/mK}$; bên ngoài là gạch đỏ $\delta_2 = 250 \text{ mm}$, $\lambda_2 = 0,695 \text{ W/mK}$. Khí trong lò có $t_{f1} = 1300^{\circ}\text{C}$, $\alpha_1 = 34,8 \text{ W/m}^2\text{K}$, không khí bên ngoài tường lò có $t_{f2} = 30^{\circ}\text{C}$, $\alpha_2 = 11,6 \text{ W/m}^2\text{K}$. Tìm mật độ dòng nhiệt truyền qua tường lò và nhiệt độ tiếp xúc giữa bề mặt hai lớp gạch.

Trả lời: $q = 1064 \text{ w/m}^2$; $t_{w2} = 504^{\circ}\text{C}$.

43. 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:

- Chất lỏng chuyển động cùng chiều;
- Chất lỏng chuyển động ngược chiều.

Trả lời: a. $\bar{\Delta t} = 104^{\circ}\text{C}$; b. $\bar{\Delta t} = 149^{\circ}\text{C}$.

44. Trong một thiết bị trao đổi nhiệt vách ngăn, dòng chất lỏng nóng $G_1 = 0,0764 \text{ kg/s}$ với $C_{p1} = 3 \text{ kJ/kgK}$, có nhiệt độ $t'_1 = 120^{\circ}\text{C}$; $t''_1 = 50^{\circ}\text{C}$. Dòng chất lỏng lạnh là nước với $G_2 = 0,278 \text{ kg/s}$, $C_{p2} = 4,18 \text{ kJ/kgK}$, $t'_2 = 10^{\circ}\text{C}$. 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 $k = 1161 \text{ W/m}^2\text{K}$.

Trả lời: $F_c = 0,24 \text{ m}^2$; $F_n = 0,22 \text{ m}^2$.

PHỤ LỤC

Bảng 1. Nhiệt dung riêng của khí lý tưởng

Loại khí	Hệ số mũ đoạn nhiệt k	μC_v		μC_p	
		kJ/kmol ⁰ K	kCal/kmol ⁰ K	kJ/kmol ⁰ K	kCal/kmol ⁰ K
1 nguyên tử	1,6	12,6	3	20,9	5
2 nguyên tử	1,4	20,9	5	29,3	7
3 nguyên tử trở lên	1,3	29,3	7	37,7	9

Bảng 2. Nhiệt dung riêng của khí thực phụ thuộc vào nhiệt độ

Khí	Nhiệt dung riêng khối lượng kJ/kg.°K	Nhiệt dung riêng thể tích kJ/m ³ _{ic} .°K
O ₂	$C_p = 0,9203 + 0,0001065t$ $C_v = 0,6603 + 0,0001065t$	$C_p' = 1,3138 + 0,0001577t$ $C_v' = 0,9429 + 0,0001577t$
N ₂	$C_p = 0,1024 + 0,00008855t$ $C_v = 0,7272 + 0,00008855t$	$C_p' = 1,2799 + 0,0001107t$ $C_v' = 0,9089 + 0,0001107t$
Không khí	$C_p = 0,9965 + 0,00009299t$ $C_v = 0,7088 + 0,00009299t$	$C_p' = 1,2866 + 0,0001201t$ $C_v' = 0,9757 + 0,0001201t$
CO ₂	$C_p = 0,8654 + 0,0002443t$ $C_v = 0,6764 + 0,0002443t$	$C_p' = 1,6990 + 0,0004798t$ $C_v' = 1,3281 + 0,0004798t$
CO	$C_p = 1,035 + 0,00009681t$ $C_v = 0,7331 + 0,00009681t$	$C_p' = 1,291 + 0,000121t$ $C_v' = 0,9173 + 0,000121t$
H ₂ O	$C_p = 1,833 + 0,0003111t$ $C_v = 1,3716 + 0,0003111t$	$C_p' = 1,4733 + 0,0002498t$ $C_v' = 1,6990 + 0,0002498t$

Bảng 3. Thông số vật lý của khí $(p = 760 \text{ mmHg} = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Pa}; p_{\text{CO}_2} = 0,13; p_{\text{H}_2\text{O}} = 0,11; p_{\text{N}_2} = 0,76)$

t °C	ρ kg/m ³	C_p kJ/kgK	λ W/mK	$a \cdot 10^6$ m ² /s	$\mu \cdot 10^6$ Pa.s	$\nu \cdot 10^6$ m ² /s	Pr
0	1,295	1,042	0,228	16,9	15,8	12,20	0,72
100	0,950	1,068	0,313	30,8	20,4	21,54	0,69
200	0,748	1,097	0,401	48,9	24,5	32,80	0,67
300	0,617	1,122	0,484	69,9	28,6	45,81	0,65
400	0,525	1,151	0,570	94,3	31,7	60,38	0,64
500	0,457	1,185	0,656	121,1	34,8	76,30	0,63
600	0,405	1,214	0,742	150,9	37,9	93,61	0,62
700	0,363	1,239	0,827	183,8	40,7	112,1	0,61
800	0,330	1,264	0,915	219,7	43,4	131,8	0,60
900	0,301	1,290	1,000	258,0	45,9	152,5	0,59
1000	0,275	1,306	1,090	303,4	48,4	174,3	0,58
1100	0,257	1,323	1,175	345,5	50,7	197,1	0,57
1200	0,240	1,340	1,262	392,4	53,0	221,0	0,56

Bảng 4. Thông số vật lý của dầu máy biến áp $(p = 760 \text{ mmHg} = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Pa}; p_{\text{CO}_2} = 0,13; p_{\text{H}_2\text{O}} = 0,11; p_{\text{N}_2} = 0,76)$

t °C	ρ kg/m ³	C_p kJ/kgK	λ W/mK	$\mu \cdot 10^4$ Pa.s	$\gamma \cdot 10^6$ m ² /s	$a \cdot 10^8$ m ² /s	$\beta \cdot 10^4$ 1/K	Pr
0	1,295	1,549	0,1123	629,8	70,5	8,14	6,80	866
10	0,950	1,620	0,1115	335,5	37,9	7,83	6,85	484
20	0,748	1,666	0,1106	198,2	22,5	7,56	6,90	298
30	0,617	1,729	0,1098	128,2	14,7	7,28	6,95	202
40	0,525	1,788	0,1090	89,4	10,3	7,03	7,00	145
50	0,457	1,846	0,1082	65,3	7,58	6,80	7,05	111
60	0,405	1,905	0,1072	49,5	5,78	6,58	7,10	87,8
70	0,363	1,964	0,1064	38,6	4,54	6,36	7,15	71,3
80	0,330	2,026	0,1056	30,8	3,66	6,17	7,20	59,3
90	0,301	2,085	0,1047	25,4	3,03	6,00	7,25	50,5
100	0,275	2,144	0,1038	21,3	2,56	5,83	7,30	43,9
110	0,257	2,202	0,1030	18,1	2,20	5,67	7,35	38,8
120	0,240	2,261	0,1022	15,7	1,22	5,50	7,40	34,9

Bảng 5. Thông số vật lý của không khí khô ở $p = 760 \text{ mmHg}$

t °C	ρ kg/m ³	C_p kJ/kgK	λ W/mK	$a.10^6$ m ² /s	$\mu.10^6$ Pa.s	$\nu.10^6$ m ² /s	Pr
-50	1,584	1,013	0,0204	12,7	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	0,0212	13,8	15,2	10,04	0,728
-30	1,453	1,013	0,0220	14,9	15,7	10,80	0,723
-20	1,395	1,009	0,0228	16,2	16,2	12,79	0,716
-10	1,342	1,009	0,0236	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	0,0244	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	0,0251	20,0	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	0,0259	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	0,0267	22,9	18,6	16,00	0,701
40	1,128	1,005	0,0276	24,3	19,1	16,96	0,699
50	1,093	1,005	0,0283	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,060	1,005	0,0290	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,009	0,0296	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1,000	1,009	0,0305	30,2	21,1	21,09	0,692
90	0,972	1,009	0,0313	31,9	21,5	22,10	0,690
100	0,946	1,009	0,0321	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,009	0,0334	36,8	22,8	24,45	0,686
140	0,854	1,013	0,0349	40,3	23,7	27,80	0,684
160	0,815	1,017	0,0364	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	0,0378	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	0,0393	51,4	26,0	34,85	0,680
250	0,674	1,039	0,0427	61,0	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	0,0460	71,6	29,7	48,33	0,674
350	0,566	1,059	0,0491	81,9	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	0,0521	93,1	33,0	63,09	0,678
500	0,456	1,093	0,0574	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	0,0622	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	0,0671	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	0,0718	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	0,0763	216,2	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	0,0807	245,9	49,0	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	0,0850	276,2	51,2	199,3	0,722
1200	0,239	1,210	0,0915	316,5	53,5	133,7	0,724

Bảng 6. Thông số vật lý của nước trên đường bão hoà

t °C	$p \cdot 10^{-5}$ Pa	ρ kg/m ³	i kJ/kg	C_p kJ/kgK	λ W/mK	$a \cdot 10^8$ m ² /s	$\mu \cdot 10^6$ Pa.s	$\nu \cdot 10^6$ m ² /s	$\beta \cdot 10^4$ 1/K	$\sigma \cdot 10^4$ N/m	Pr
0	1,013	999,9	0	4,212	0,551	13,1	1788	1,789	0,63	756,4	13,67
10	1,013	999,7	42,04	4,191	0,574	13,7	1306	1,306	0,70	741,6	9,52
20	1,013	998,2	83,91	4,183	0,599	14,3	1004	1,006	1,82	726,9	7,02
30	1,013	995,7	125,7	4,174	0,618	14,9	801,5	0,805	3,21	712,2	5,42
40	1,013	992,2	167,5	4,174	0,635	15,3	653,3	0,659	3,87	696,5	4,31
50	1,013	988,1	209,3	4,174	0,648	15,7	549,4	0,556	4,49	676,9	3,54
60	1,013	983,1	251,1	4,179	0,659	16,0	469,9	0,478	5,11	662,2	2,98
70	1,013	977,8	293,0	4,187	0,668	16,3	406,1	0,415	5,70	643,5	2,55
80	1,013	971,8	355,0	4,195	0,674	16,6	355,1	0,365	6,32	625,9	2,21
90	1,013	965,3	377,0	4,208	0,680	16,8	314,9	0,326	6,95	607,2	1,95
100	1,013	958,4	419,1	4,220	0,683	16,9	282,5	0,295	7,52	588,6	1,75
110	1,43	951,0	461,4	4,233	0,685	17,0	259,0	0,272	8,08	569,0	1,60
120	1,98	943,1	503,7	4,250	0,686	17,1	237,4	0,252	8,64	548,4	1,47
130	2,70	934,8	546,4	4,266	0,686	17,2	217,8	0,233	9,19	528,8	1,36
140	3,61	926,1	589,1	4,287	0,685	17,2	201,1	0,217	9,72	507,2	1,26
150	4,76	917,0	632,2	4,313	0,684	17,3	186,4	0,203	10,3	486,6	1,17
160	6,18	907,0	675,4	4,346	0,683	17,3	173,6	0,191	10,7	466,0	1,10
170	7,92	897,3	719,3	4,380	0,679	17,3	162,8	0,181	11,3	443,4	1,05
180	10,03	886,9	763,3	4,417	0,674	17,2	153,0	0,173	11,9	422,8	1,00
190	12,55	876,0	807,8	4,459	0,670	17,1	144,2	0,165	12,6	400,2	0,96
200	15,55	863,0	852,5	4,505	0,663	17,0	136,4	0,158	13,3	376,7	0,93
210	19,08	852,8	897,7	4,555	0,655	16,9	130,5	0,153	14,1	354,1	0,91
220	23,20	840,3	943,7	4,614	0,645	16,6	124,6	0,148	14,8	331,6	0,89
230	27,98	827,3	990,2	4,681	0,637	16,4	119,7	0,145	15,9	310,0	0,88
240	33,48	813,6	1037,5	4,756	0,628	16,2	114,8	0,141	16,8	285,5	0,87
250	39,78	799,0	1085,7	4,844	0,618	15,9	109,9	0,137	18,1	261,9	0,86
260	46,94	784,0	1135,7	4,949	0,605	15,6	105,9	0,135	19,7	237,4	0,87
270	55,05	767,9	1185,7	5,070	0,590	15,1	102,0	0,133	21,6	214,8	0,88
280	64,19	750,7	1236,8	5,230	0,574	14,6	98,1	0,131	23,7	191,3	0,90
290	74,45	732,3	1290,0	5,485	0,558	13,9	94,2	0,129	26,2	168,7	0,93
300	85,92	712,5	1344,9	5,736	0,540	13,2	91,2	0,128	29,2	144,2	0,97
310	98,70	691,1	1402,2	6,071	0,523	12,5	88,3	0,128	32,9	120,7	1,03
320	112,90	667,1	1462,1	6,574	0,506	11,5	85,3	0,128	38,2	98,10	1,11
330	128,65	640,2	1526,2	7,244	0,484	10,4	81,4	0,127	43,3	76,71	1,22
340	146,08	610,1	1594,8	8,165	0,457	9,17	77,8	0,127	53,4	56,70	1,39
350	165,37	574,4	1671,4	9,504	0,430	7,88	72,6	0,126	66,8	38,16	1,60
360	186,74	528,0	1761,5	13,984	0,395	5,36	66,7	0,126	109	20,21	2,35
370	210,53	450,5	1892,5	40,321	0,337	1,86	56,9	0,126	164	4,709	6,79

Bảng 7.1. Thông số của nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ

t (°C)	p (bar)	Thể tích riêng (m ³ /kg)		Nội năng (kJ/kg)		Entanpi (kJ/kg)		Entropi (kJ/kg ^o K)		t (°C)
		$v'.10^3$	v''	u'	u''	i'	i''	s'	s''	
0,01	0,00611	1,0002	206,136	0,00	2375,3	0,01	2501,4	0,0000	9,1562	0,01
4	0,00813	1,0001	157,232	16,77	2380,9	16,78	2508,7	0,0610	9,0514	4
5	0,00872	1,0001	147,120	20,97	2382,3	20,98	2510,6	0,0761	9,0257	5
6	0,00935	1,0001	137,734	25,19	2383,6	25,20	2512,4	0,0912	9,0003	6
8	0,01072	1,0002	120,917	33,59	2386,4	33,60	2516,1	0,1212	8,9501	8
10	0,01228	1,0004	106,379	42,00	2389,2	42,01	2519,8	0,1510	8,9008	10
11	0,01312	1,0004	99,857	46,20	2390,5	46,20	2521,6	0,1658	8,8765	11
12	0,01402	1,0005	93,784	50,41	2391,9	50,41	2523,4	0,1806	8,8524	12
13	0,01497	1,0007	88,124	54,60	2393,3	54,60	2525,3	0,1953	8,8285	13
14	0,01598	1,0008	82,848	58,79	2394,7	58,80	2527,1	0,2099	8,8048	14
15	0,01705	1,0009	77,926	62,99	2396,1	62,99	2528,9	0,2245	8,7814	15
16	0,01818	1,0011	73,333	67,18	2397,4	67,19	2530,8	0,2390	8,7582	16
17	0,01938	1,0012	69,044	71,38	2398,8	71,38	2532,6	0,2535	8,7351	17
18	0,02064	1,0014	65,038	75,57	2400,2	75,58	2534,4	0,2679	8,7123	18
19	0,02198	1,0016	61,293	79,76	2401,6	79,77	2536,2	0,2823	8,6897	19
20	0,02339	1,0018	57,791	83,95	2402,9	83,96	2538,1	0,2966	8,6672	20
21	0,02487	1,0020	54,514	88,14	2404,3	88,14	2539,9	0,3109	8,6450	21
22	0,02645	1,0022	51,447	92,32	2405,7	92,33	2541,7	0,3251	8,6229	22
23	0,02810	1,0024	48,574	96,51	2407,0	96,52	2543,5	0,3393	8,6011	23
24	0,02985	1,0027	45,883	100,70	2408,4	100,70	2545,4	0,3534	8,5794	24
25	0,03169	1,0029	43,360	104,88	2409,8	104,89	2547,2	0,3674	8,5580	25
26	0,03363	1,0032	40,994	109,06	2411,1	109,07	2549,0	0,3814	8,5367	26
27	0,03567	1,0035	38,774	113,25	2412,5	113,25	2550,8	0,3954	8,5156	27
28	0,03782	1,0037	36,690	117,42	2413,9	117,43	2552,6	0,4093	8,4946	28
29	0,04008	1,0040	34,733	121,60	2415,2	121,61	2554,5	0,4231	8,4739	29
30	0,04246	1,0043	32,894	125,78	2416,6	125,79	2556,3	0,4369	8,4533	30
31	0,04496	1,0046	31,165	129,96	2418,0	129,97	2558,1	0,4507	8,4329	31
32	0,04759	1,0050	29,540	134,14	2419,3	134,15	2559,9	0,4644	8,4127	32
33	0,05034	1,0053	28,011	138,32	2420,7	138,33	2561,7	0,4781	8,3927	33
34	0,05324	1,0056	26,571	142,50	2422,0	142,50	2563,5	0,4917	8,3728	34
35	0,05628	1,0060	25,216	146,67	2423,4	146,68	2565,3	0,5053	8,3531	35
36	0,05947	1,0063	23,940	150,85	2424,7	150,86	2567,1	0,5188	8,3336	36
38	0,06632	1,0071	21,602	159,20	2427,4	159,21	2570,7	0,5458	8,2950	38
40	0,07384	1,0078	19,523	167,56	2430,1	167,57	2574,3	0,5725	8,2570	40
45	0,09593	1,0099	15,258	188,44	2436,8	188,45	2583,2	0,6387	8,1648	45
50	0,1235	1,0121	12,032	209,32	2443,5	209,33	2592,1	0,7038	8,0763	50
55	0,1576	1,0146	9,568	230,21	2450,1	230,23	2600,9	0,7679	7,9913	55
60	0,1994	1,0172	7,671	251,11	2456,6	251,13	2609,6	0,8312	7,9096	60
65	0,2503	1,0199	6,197	272,02	2463,1	272,06	2618,3	0,8935	7,8310	65
70	0,3119	1,0228	5,042	292,95	2469,6	292,98	2626,8	0,9549	7,7553	70
75	0,3858	1,0259	4,131	313,90	2475,9	313,93	2635,3	1,0155	7,6824	75
80	0,4739	1,0291	3,407	334,86	2482,2	334,91	2643,7	1,0753	7,6122	80
85	0,5783	1,0325	2,828	355,84	2488,4	355,90	2651,9	1,1343	7,5445	85
90	0,7014	1,0360	2,361	376,85	2494,5	376,92	2660,1	1,1925	7,4791	90
95	0,8455	1,0397	1,982	397,88	2500,6	397,96	2668,1	1,2500	7,4159	95
100	1,014	1,0435	1,673	418,94	2506,5	419,04	2676,1	1,3069	7,3549	100
110	1,433	1,0516	1,210	461,14	2518,1	461,30	2691,5	1,4185	7,2387	110

120	1,985	1,0603	0,8919	503,50	2529,3	503,71	2706,3	1,5276	7,1296	120
130	2,701	1,0697	0,6685	546,02	2539,9	546,31	2720,5	1,6344	7,0269	130
140	3,613	1,0797	0,5089	588,74	2550,0	589,13	2733,9	1,7391	6,9299	140
150	4,758	1,0905	0,3928	631,68	2559,5	632,20	2746,5	1,8418	6,8379	150
160	6,178	1,1020	0,3071	674,86	2568,4	675,55	2758,1	1,9427	6,7502	160
170	7,917	1,1143	0,2428	718,33	2576,5	719,21	2768,7	2,0419	6,6663	170
180	10,02	1,1274	0,1941	762,09	2583,7	763,22	2778,2	2,1396	6,5857	180
190	12,54	1,1414	0,1565	806,19	2590,0	807,62	2786,4	2,2359	6,5079	190
200	15,54	1,1565	0,1274	850,65	2595,3	852,45	2793,2	2,3309	6,4323	200
210	19,06	1,1726	0,1044	895,53	2599,5	897,76	2798,5	2,4248	6,3585	210
220	23,18	1,1900	0,08619	940,87	2602,4	943,62	2802,1	2,5178	6,2861	220
230	27,95	1,2088	0,07158	986,74	2603,9	990,12	2804,0	2,6099	6,2146	230
240	33,44	1,2291	0,05976	1033,2	2604,0	1037,3	2803,8	2,7015	6,1437	240
250	39,73	1,2512	0,05013	1080,4	2602,4	1085,4	2801,5	2,7927	6,0730	250
260	46,88	1,2755	0,04221	1128,4	2599,0	1134,4	2796,6	2,8838	6,0019	260
270	54,99	1,3023	0,03564	1177,4	2593,7	1184,5	2789,7	2,9751	5,9301	270
280	64,12	1,3321	0,03017	1227,5	2586,1	1236,0	2779,6	3,0668	5,8571	280
290	74,36	1,3656	0,02557	1278,9	2576,0	1289,1	2766,2	3,1594	5,7821	290
300	85,81	1,4036	0,02167	1332,0	2563,0	1344,0	2749,0	3,2534	5,7045	300
320	112,7	1,4988	0,01549	1444,6	2525,5	1461,5	2700,1	3,4480	5,5362	320
340	145,9	1,6379	0,01080	1570,3	2464,6	1594,2	2622,0	3,6594	5,3357	340
360	186,5	1,8925	0,006945	1725,2	2351,5	1760,5	2481,0	3,9147	5,0526	360
374,14	220,9	3,155	0,003155	2029,6	2029,6	2099,3	2099,3	4,4298	4,4298	374,14

Bảng 7.2. Các thông số của nước và hơi nước bão hoà theo áp suất

p (bar)	t (°C)	Thể tích riêng (m ³ /kg)		Nội năng (kJ/kg)		Entanpi (kJ/kg)		Entropi (kJ/kg ^o K)		P (bar)
		$v'.10^3$	v''	u'	u''	i'	i''	s'	s''	
0,04	28,96	1,0040	34,800	121,45	2415,2	121,46	2554,4	0,4226	8,4746	0,04
0,06	36,16	1,0064	23,739	151,53	2425,0	151,53	2567,4	0,5210	8,3304	0,06
0,08	41,51	1,0084	18,103	173,87	2432,2	173,88	2577,0	0,5926	8,2287	0,08
0,10	45,81	1,0102	14,674	191,82	2437,9	191,83	2584,7	0,6493	8,1502	0,10
0,20	60,06	1,0172	7,649	251,38	2456,7	251,40	2609,7	0,8320	7,9085	0,20
0,30	69,10	1,0223	5,229	289,20	2468,4	289,23	2625,3	0,9439	7,7686	0,30
0,40	75,87	1,0265	3,993	317,53	2477,0	317,58	2636,8	1,0259	7,6700	0,40
0,50	81,33	1,0300	3,240	340,44	2483,9	340,49	2645,9	1,0910	7,5939	0,50
0,60	85,94	1,0331	2,732	359,79	2489,6	359,86	2653,5	1,1453	7,5320	0,60
0,70	89,95	1,0360	2,365	376,63	2494,5	376,70	2660,0	1,1919	7,4797	0,70
0,80	93,50	1,0380	2,087	391,58	2498,8	391,66	2665,8	1,2329	7,4346	0,80
0,90	96,71	1,0410	1,869	405,06	2502,6	405,15	2670,9	1,2695	7,3949	0,90
1,00	99,63	1,0432	1,694	417,36	2506,1	417,46	2675,5	1,3026	7,3594	1,00
1,50	111,4	1,0528	1,159	466,94	2519,7	467,11	2693,6	1,4336	7,2233	1,50
2,00	120,2	1,0605	0,8857	504,49	2529,5	504,70	2706,7	1,5301	7,1271	2,00
2,50	127,4	1,0672	0,7187	535,10	2537,2	535,37	2716,9	1,6072	7,0527	2,50
3,00	133,6	1,0732	0,6058	561,15	2543,6	561,47	2725,3	1,6718	6,9919	3,00

3,50	138,9	1,0786	0,5243	583,95	2546,9	584,33	2732,4	1,7275	6,9405	3,50
4,00	143,6	1,0836	0,4625	604,31	2553,6	604,74	2738,6	1,7766	6,8959	4,00
4,50	147,9	1,0882	0,4140	622,25	2557,6	623,25	2743,9	1,8207	6,8565	4,50
5,00	151,9	1,0926	0,3749	639,68	2561,2	640,23	2748,7	1,8607	6,8212	5,00
6,00	158,9	1,1006	0,3157	669,90	2567,4	670,56	2756,8	1,9312	6,7600	6,00
7,00	165,0	1,1080	0,2729	696,44	2572,5	697,22	2763,5	1,9922	6,7080	7,00
8,00	170,4	1,1148	0,2404	720,22	2576,8	721,11	2769,1	2,0462	6,6628	8,00
9,00	175,4	1,1212	0,2150	741,83	2580,5	742,83	2773,9	2,0946	6,6226	9,00
10,0	179,9	1,1273	0,1944	761,68	2583,6	762,81	2778,1	2,1387	6,5863	10,0
15,0	198,3	1,1539	0,1318	843,16	2594,5	844,84	2792,2	2,3150	6,4448	15,0
20,0	212,4	1,1767	0,09963	906,44	2600,3	908,79	2799,5	2,4474	6,3409	20,0
25,0	224,0	1,1973	0,07998	959,11	2603,1	962,11	2803,1	2,5547	6,2575	25,0
30,0	233,9	1,2165	0,06668	1004,8	2604,1	1008,4	2804,2	2,6457	6,1869	30,0
35,0	242,6	1,2347	0,05707	1045,4	2603,7	1049,8	2803,4	2,7253	6,1253	35,0
40,0	250,4	1,2522	0,04978	1082,3	2602,3	1087,3	2801,4	2,7964	6,0701	40,0
45,0	257,5	1,2692	0,04406	1116,2	2600,1	1121,9	2798,3	2,8610	6,0199	45,0
50,0	264,0	1,2859	0,03944	1147,8	2597,1	1154,2	2794,3	2,9202	5,9734	50,0
60,0	275,6	1,3187	0,03244	1205,4	2589,7	1213,4	2784,3	3,0267	5,8892	60,0
70,0	285,9	1,3513	0,02737	1257,6	2580,5	1267,0	2772,1	3,1211	5,8133	70,0
80,0	295,1	1,3842	0,02352	1305,6	2569,8	1316,6	2758,0	3,2068	5,7432	80,0
90,0	303,4	1,4178	0,02048	1350,5	2557,8	1363,3	2742,1	3,2858	5,6772	90,0
100,	311,1	1,4524	0,01803	1393,0	2544,4	1407,6	2724,7	3,3596	5,6141	100,
110,	318,2	1,4886	0,01599	1433,7	2529,8	1450,1	2705,6	3,4295	5,5527	110,
120,	324,8	1,5267	0,01426	1473,0	2513,7	1491,3	2684,9	3,4962	5,4924	120,
130,	330,9	1,5671	0,01278	1511,1	2496,1	1531,5	2662,2	3,5606	5,4323	130,
140,	336,8	1,6107	0,01149	1548,6	2476,8	1571,1	2637,6	3,6232	5,3717	140,
150,	342,2	1,6581	0,01034	1585,6	2455,5	1610,5	2610,5	3,6848	5,3098	150,
160,	347,4	1,7107	0,009306	1622,7	2431,7	1650,1	2580,6	3,7461	5,2455	160,
170,	352,4	1,7702	0,008364	1660,2	2405,0	1690,3	2547,2	3,8079	5,1777	170,
180,	357,1	1,8397	0,007489	1698,9	2374,3	1732,0	2509,1	3,8715	5,1044	180,
190,	361,5	1,9243	0,006657	1739,9	2338,1	1776,5	2464,5	3,9388	5,0228	190,
200,	365,8	2,036	0,005834	1785,6	2293,0	1826,3	2409,7	4,0139	4,9269	200,
220,9	374,1	3,155	0,003155	2029,6	2029,6	2099,3	2099,3	4,4298	4,4298	220,9

Bảng 8. Thông số của nước chưa sôi

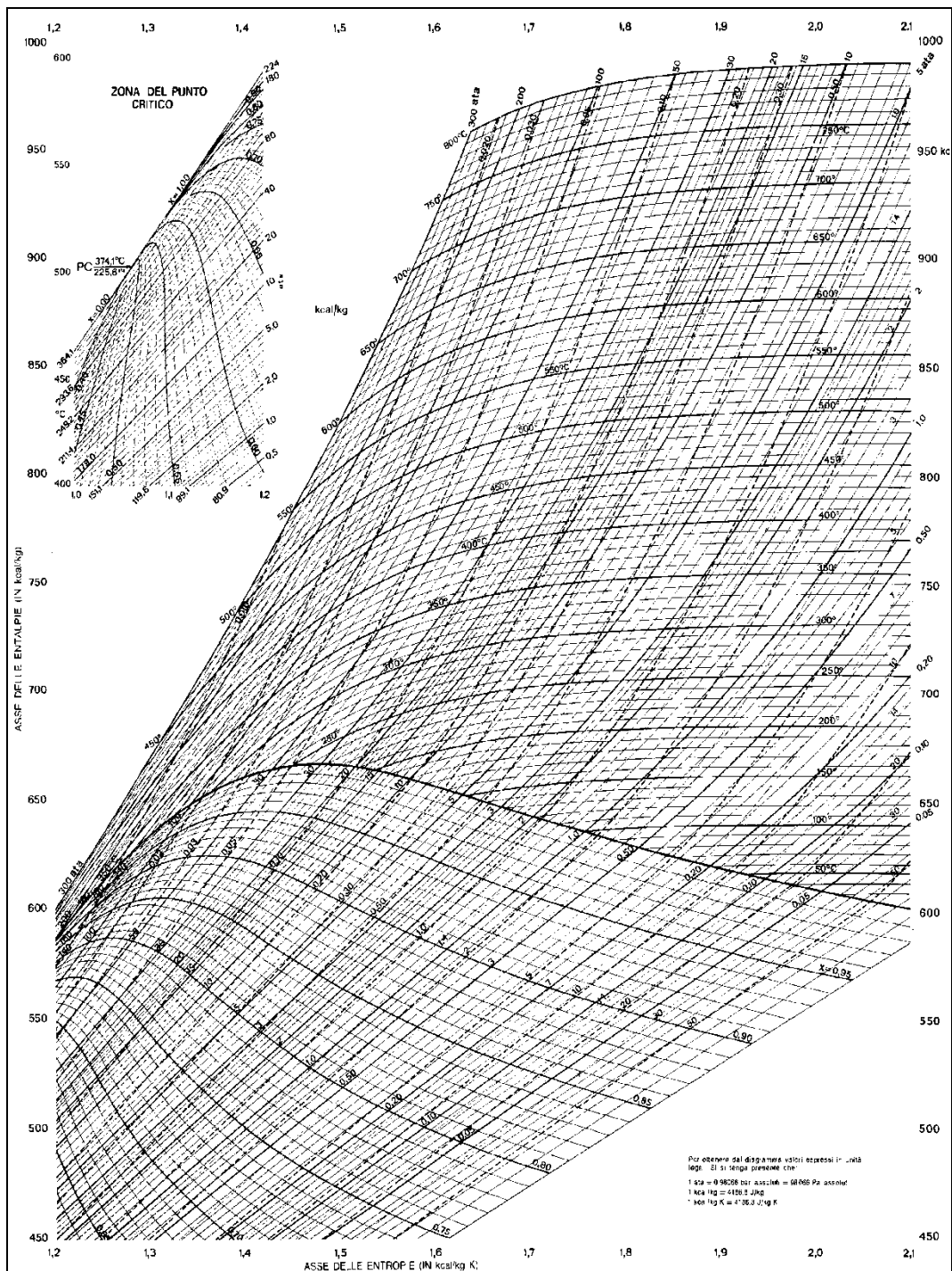
T °C	$v \times 10^3$ m ³ /kg	u kJ/kg	i kJ/kg	s kJ/kgK	$v \times 10^3$ m ³ /kg	u kJ/kg	i kJ/kg	s kJ/kgK
	$p = 25 \text{ bar} = 2,5 \text{ MPa}$ ($T_s = 223,99^\circ\text{C}$)				$p = 50 \text{ bar} = 5,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 263,99^\circ\text{C}$)			
20	1,0006	83,80	86,30	,2961	,9995	83,65	88,65	,2956
40	1,0067	167,25	169,77	,5715	1,0056	166,95	171,97	,5705
80	1,0280	334,29	336,86	1,0737	1,0268	333,72	338,85	1,0720
100	1,0423	418,24	420,85	1,3050	1,0410	417,52	422,72	1,3030
140	1,0784	587,82	590,52	1,7369	1,0768	586,76	592,15	1,7343
180	1,1261	761,16	763,97	2,1375	1,1240	759,63	765,25	2,1341
200	1,1555	849,9	852,8	2,3294	1,1530	848,1	853,9	2,3255
220	1,1898	940,7	943,7	2,5174	1,1866	938,4	944,4	2,5128
T_s	1,1973	959,1	962,1	2,5546	1,2859	1147,8	1154,2	2,9202
	$p = 75 \text{ bar} = 7,5 \text{ MPa}$ ($T_s = 290,59^\circ\text{C}$)				$p = 1,5 \text{ bar} = 0,15 \text{ MPa}$ ($T_s = 111,37^\circ\text{C}$)			
20	,9984	83,50	90,99	,2950	,9972	83,36	93,33	,2945
40	1,0045	166,64	174,18	,5696	1,0034	166,35	176,38	,5686
80	1,0256	333,15	340,84	1,0704	1,0245	332,59	342,83	1,0688
100	1,0397	416,81	424,62	1,3011	1,0385	416,12	426,50	1,2992
140	1,0752	585,72	593,78	1,7317	1,0737	584,68	595,42	1,7292
180	1,1219	758,13	766,55	2,1308	1,1199	756,65	767,84	2,1275
200	1,1835	936,2	945,1	2,5083	1,1805	934,1	945,9	2,5039
260	1,2696	1124,4	1134,0	2,8763	1,2645	1121,1	1133,7	2,8699
T_s	1,3677	1282,0	1292,2	3,1649	1,4524	1393,0	1407,6	3,3596
	$p = 150 \text{ bar} = 15,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 342,24^\circ\text{C}$)				$p = 200 \text{ bar} = 20,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 365,81^\circ\text{C}$)			
20	,9950	83,06	97,99	,2934	,9928	82,77	102,62	,2923
40	1,0013	165,76	180,78	,5666	,9992	165,17	185,16	,5646
80	1,0222	331,48	346,81	1,0656	1,0199	330,40	350,80	1,0624
100	1,0361	414,74	430,28	1,2955	1,0337	413,39	434,06	1,2917
140	1,0707	582,66	598,72	1,7242	1,0678	580,69	602,04	1,7193
180	1,1159	753,76	770,50	2,1210	1,1120	750,95	773,20	2,1147
220	1,1748	929,9	947,5	2,4953	1,1693	925,9	949,3	2,4870
260	1,2550	1114,6	1133,4	2,8576	1,2462	1108,6	1133,5	2,8459
300	1,3770	1316,6	1337,3	3,2260	1,3596	1306,1	1333,3	3,2071
T_s	1,6581	1585,6	1610,5	3,6848	2,036	1785,6	1826,3	4,0139
	$p = 250 \text{ bar} = 25 \text{ MPa}$				$p = 300 \text{ bar} = 30,0 \text{ MPa}$			
20	,9907	82,47	107,24	,2911	,9886	82,17	111,84	,2899
40	,9971	164,60	189,52	,5626	,9951	164,04	193,89	,5607
100	1,0313	412,08	437,85	1,2881	1,0290	410,78	441,66	1,2844
200	1,1344	834,5	862,8	2,2961	1,1302	831,4	865,3	2,2893
300	1,3442	1296,6	1330,2	3,1900	1,3304	1287,9	1327,8	3,1741

Bảng 9. Thông số của hơi quá nhiệt

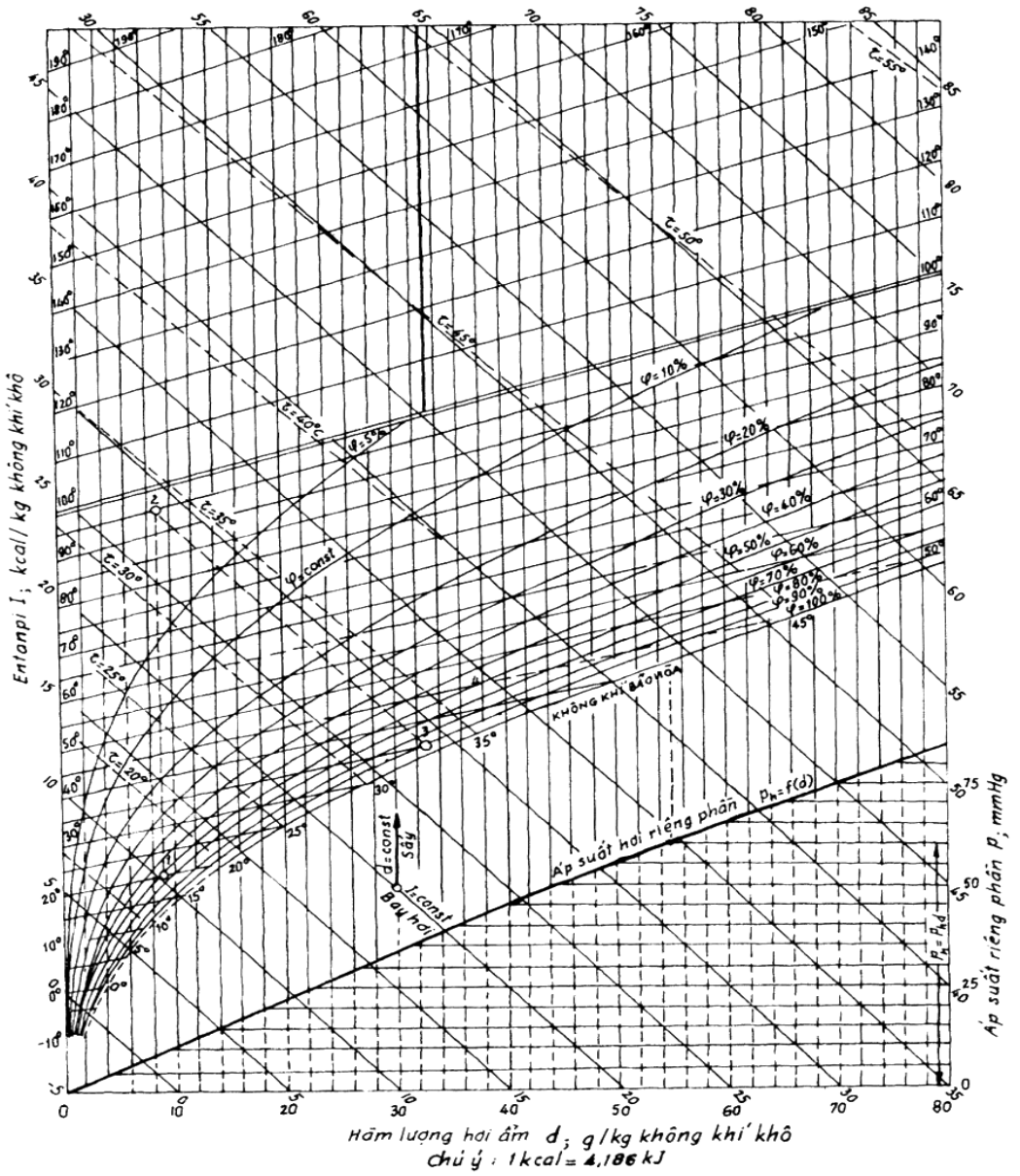
T	v	u	i	s	v	u	i	s	v	u	i	s	
°C	m ³ /kg	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg°K	m ³ /kg	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg°K	m ³ /kg	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg°K	
T_s	$p = 0,06 \text{ bar} = 0,006 \text{ MPa}$ ($T_s = 36,16^\circ\text{C}$)				$p = 0,35 \text{ bar} = 0,035 \text{ MPa}$ ($T_s = 72,69^\circ\text{C}$)				$p = 0,70 \text{ bar} = 0,07 \text{ MPa}$ ($T_s = 89,95^\circ\text{C}$)				
	80	23,739	2425,0	2567,4	8,3304	4,526	2473,0	2631,4	7,7158	2,365	2494,5	2660,0	7,4797
	120	27,132	2487,3	2650,1	8,5804	4,625	2483,7	2645,6	7,7564	2,434	2509,7	2680,0	7,5341
	160	30,219	2544,7	2726,0	8,7840	5,163	2542,4	2723,1	7,9644	2,571	2539,7	2719,6	7,6375
	200	33,302	2602,7	2802,5	8,9693	5,696	2601,2	2800,6	8,1519	2,841	2599,4	2798,2	7,8279
	240	36,383	2661,4	2879,7	9,1398	6,228	2660,4	2878,4	8,3237	3,108	2659,1	2876,7	8,0012
	280	39,462	2721,0	2957,8	9,2982	6,758	2720,3	2956,8	8,4828	3,374	2719,3	2955,5	8,1611
	320	42,540	2781,5	3036,8	9,4464	7,287	2780,9	3036,0	8,6314	3,640	2780,2	3035,0	8,3162
	360	45,618	2843,0	3116,7	9,5859	7,815	2842,5	3116,1	8,7712	3,905	2842,0	3115,3	8,4504
	400	48,696	2905,5	3197,7	9,7180	8,344	2905,1	3197,1	8,9034	4,170	2904,6	3196,5	8,5828
440	51,774	2969,0	3279,6	9,8435	8,872	2968,6	3279,2	9,0291	4,434	2968,2	3278,6	8,7086	
500	54,851	3033,5	3362,6	9,9633	9,400	3033,2	3362,2	9,1490	4,698	3032,9	3361,8	8,8286	
500	59,467	3132,3	3489,1	10,1336	10,192	3132,1	3488,8	9,3194	5,095	3131,8	3488,5	8,9991	
T_s	$p = 1,0 \text{ bar} = 0,10 \text{ MPa}$ ($T_s = 99,63^\circ\text{C}$)				$p = 1,5 \text{ bar} = 0,15 \text{ MPa}$ ($T_s = 111,37^\circ\text{C}$)				$p = 3,0 \text{ bar} = 0,30 \text{ MPa}$ ($T_s = 133,55^\circ\text{C}$)				
	100	1,694	2506,1	2675,5	7,3594	1,159	2519,7	2693,6	7,2233	0,606	2543,6	2725,3	6,9919
	120	1,696	2506,7	2676,2	7,3614	1,188	2533,3	2711,4	7,2693				
	160	1,793	2537,3	2716,6	7,4668	1,188	2533,3	2711,4	7,2693				
	200	1,984	2597,8	2796,2	7,6597	1,317	2595,2	2792,8	7,4665	0,651	2587,1	2782,3	7,1276
	240	2,172	2658,1	2875,3	7,8343	1,444	2656,2	2872,9	7,6433	0,716	2650,7	2865,5	7,3115
	280	2,359	2718,5	2954,5	7,9949	1,570	2717,2	2952,7	7,8052	0,781	2713,1	2947,3	7,4774
	320	2,546	2779,6	3034,2	8,1445	1,695	2778,6	3032,8	7,9555	0,844	2775,4	3028,6	7,6299
	360	2,732	2841,5	3114,6	8,2849	1,819	2840,6	3113,5	8,0964	0,907	2838,1	3110,1	7,7722
	400	2,917	2904,2	3195,9	8,4175	1,943	2903,5	3195,0	8,2293	0,969	2901,4	3192,2	7,9061
440	3,103	2967,9	3278,2	8,5435	2,067	2967,3	3277,4	8,3555	1,032	2965,6	3275,0	8,0330	
500	3,288	3032,6	3361,4	8,6636	2,191	3032,1	3360,7	8,4757	1,094	3030,6	3358,7	8,1538	
500	3,565	3131,6	3488,1	8,8342	2,376	3131,2	3487,6	8,6466	1,187	3130,0	3486,0	8,3251	
T_s	$p = 5,0 \text{ bar} = 0,50 \text{ MPa}$ ($T_s = 151,86^\circ\text{C}$)				$p = 7,0 \text{ bar} = 0,70 \text{ MPa}$ ($T_s = 164,97^\circ\text{C}$)				$p = 10,0 \text{ bar} = 1,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 179,91^\circ\text{C}$)				
	180	0,3749	2561,2	2748,7	6,8213	0,2729	2572,5	2763,5	6,7080	0,1944	2583,6	2778,1	6,5865
	200	0,4045	2609,7	2812,0	6,9656	0,2847	2599,8	2799,1	6,7880				
	240	0,4249	2642,9	2855,4	7,0592	0,2999	2634,8	2844,8	6,8865	0,2060	2621,9	2827,9	6,6940
	280	0,4646	2707,6	2939,9	7,2307	0,3292	2701,8	2932,2	7,0641	0,2275	2692,9	2920,4	6,8817
	320	0,5034	2771,2	3022,9	7,3865	0,3574	2766,9	3017,1	7,2233	0,2480	2760,2	3008,2	7,0465
	360	0,5416	2834,7	3105,6	7,5308	0,3852	2831,3	3100,9	7,3697	0,2678	2826,1	3093,9	7,1962
	400	0,5796	2898,7	3188,4	7,6660	0,4126	2895,8	3184,7	7,5063	0,2873	2891,6	3178,9	7,3349
	440	0,6173	2963,2	3271,9	7,7938	0,4397	2960,9	3268,7	7,6350	0,3066	2957,3	3263,9	7,4651
	500	0,6548	3028,6	3356,0	7,9152	0,4667	3026,6	3353,3	7,7571	0,3257	3023,6	3349,3	7,5883
500	0,7109	3128,4	3483,9	8,0873	0,5070	3126,8	3481,7	7,9299	0,3541	3124,4	3478,5	7,7622	
600	0,8041	3299,6	3701,7	8,3522	0,5738	3298,5	3700,2	8,1956	0,4011	3296,8	3697,9	8,0290	
T_s	$p = 15,0 \text{ bar} = 1,5 \text{ MPa}$ ($T_s = 198,32^\circ\text{C}$)				$p = 20,0 \text{ bar} = 2,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 212,42^\circ\text{C}$)				$p = 30,0 \text{ bar} = 3,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 233,90^\circ\text{C}$)				
	200	0,1318	2594,5	2792,2	6,4448	0,0996	2600,3	2799,5	6,3409	0,0667	2604,1	2804,2	6,1869
	240	0,1325	2598,1	2796,8	6,4546								
	280	0,1483	2676,9	2899,3	6,6628	0,1085	2659,6	2876,5	6,4952	0,0682	2619,7	2824,3	6,2265
	320	0,1627	2748,6	2992,7	6,8381	0,1200	2736,4	2976,4	6,6828	0,0771	2709,9	2941,3	6,4462
	360	0,1765	2817,1	3081,9	6,9938	0,1308	2807,9	3069,5	6,8452	0,0850	2788,4	3043,4	6,6245
	400	0,1899	2884,4	3169,2	7,1363	0,1411	2877,0	3159,3	6,9917	0,0923	2861,7	3138,7	6,7801
	440	0,2030	2951,3	3255,8	7,2690	0,1512	2945,2	3247,6	7,1271	0,0994	2932,8	3230,9	6,9212
	500	0,2160	3018,5	3342,5	7,3940	0,1611	3013,4	3335,5	7,2540	0,1062	3002,9	3321,5	7,0520
	500	0,2352	3120,3	3473,1	7,5698	0,1757	3116,2	3467,6	7,4317	0,1162	3108,0	3456,5	7,2338
540	0,2478	3189,1	3560,9	7,6805	0,1853	3185,6	3556,1	7,5434	0,1227	3178,4	3546,6	7,3474	

600	0,2668	3293,9	3694,0	7,8385	0,1996	3290,9	3690,1	7,7024	0,1324	3285,0	3682,3	7,5085
640	0,2793	3364,8	3783,8	7,9391	0,2091	3362,2	3780,4	7,8035	0,1388	3357,0	3773,5	7,6106
	$p = 40 \text{ bar} = 4,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 250,4^\circ\text{C}$)				$p = 60 \text{ bar} = 6,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 275,64^\circ\text{C}$)				$p = 80 \text{ bar} = 8,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 295,06^\circ\text{C}$)			
T_s	0,04978	2602,3	2801,4	6,0701	0,03244	2589,7	2784,3	5,8892	0,02352	2569,8	2758,0	5,7432
280	0,05546	2680,0	2901,8	6,2568	0,03317	2605,2	2804,2	5,9252				
320	0,06199	2767,4	3015,4	6,4553	0,03876	2720,0	2952,6	6,1846	0,02682	2662,7	2877,2	5,9489
360	0,06788	2845,7	3117,2	6,6215	0,04331	2811,2	3071,1	6,3782	0,03089	2772,7	3019,8	6,1819
400	0,07341	2919,9	3213,6	6,7690	0,04739	2892,9	3177,2	6,5408	0,03432	2863,8	3138,3	6,3634
440	0,07872	2992,2	3307,1	6,9041	0,05122	2970,0	3277,3	6,6853	0,03742	2946,7	3246,1	6,5190
500	0,08643	3099,5	3445,3	7,0901	0,05665	3082,2	3422,2	6,8803	0,04175	3064,3	3398,3	6,7240
540	0,09145	3171,1	3536,9	7,2056	0,06015	3156,1	3517,0	6,9999	0,04448	3140,8	3496,7	6,8481
600	0,09885	3279,1	3674,4	7,3688	0,06525	3266,9	3658,4	7,1677	0,04845	3254,4	3642,0	7,0206
640	0,1037	3351,8	3766,6	7,4720	0,06859	3341,0	3752,6	7,2731	0,05102	3330,1	3738,3	7,1283
700	0,1110	3462,1	3905,9	7,6198	0,07352	3453,1	3894,1	7,4234	0,05481	3443,9	3882,4	7,2812
740	0,1157	3536,6	3999,6	7,7141	0,07677	3528,3	3989,2	7,5190	0,05729	3520,4	3978,7	7,3782
	$p = 100 \text{ bar} = 10,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 311,06^\circ\text{C}$)				$p = 120 \text{ bar} = 12,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 324,75^\circ\text{C}$)				$p = 140 \text{ bar} = 14,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 336,75^\circ\text{C}$)			
T_s	0,01803	2544,4	2724,7	5,6141	0,01426	2513,7	2684,9	5,4924	0,01149	2476,8	2637,6	5,3717
320	0,01925	2588,8	2781,3	5,7103								
360	0,02331	2729,1	2962,1	6,0060	0,01811	2678,4	2895,7	5,8361	0,01422	2617,4	2816,5	5,6602
400	0,02641	2832,4	3096,5	6,2120	0,02108	2798,3	3051,3	6,0747	0,01722	2760,9	3001,9	5,9448
440	0,02911	2922,1	3213,2	6,3805	0,02355	2896,1	3178,7	6,2586	0,01954	2868,6	3142,2	6,1474
480	0,03160	3005,4	3321,4	6,5282	0,02576	2984,4	3293,5	6,4154	0,02157	2962,5	3264,5	6,3143
520	0,03394	3085,6	3425,1	6,6622	0,02781	3068,0	3401,8	6,5555	0,02343	3049,8	3377,8	6,4610
560	0,03619	3164,1	3526,0	6,7864	0,02977	3149,0	3506,2	6,6840	0,02517	3133,6	3486,0	6,5941
600	0,03837	3241,7	3625,3	6,9029	0,03164	3228,7	3608,3	6,8037	0,02683	3215,4	3591,1	6,7172
640	0,04048	3318,9	3723,7	7,0131	0,03345	3307,5	3709,0	6,9164	0,02843	3296,0	3694,1	6,8326
700	0,04358	3434,7	3870,5	7,1687	0,03610	3425,2	3858,4	7,0749	0,03075	3415,7	3846,2	6,9939
740	0,04560	3512,1	3968,1	7,2670	0,03781	3503,7	3957,4	7,1746	0,03225	3495,2	3946,7	7,0952
	$p = 160 \text{ bar} = 16,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 347,44^\circ\text{C}$)				$p = 180 \text{ bar} = 18,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 357,06^\circ\text{C}$)				$p = 200 \text{ bar} = 20,0 \text{ MPa}$ ($T_s = 365,81^\circ\text{C}$)			
T_s	0,00931	2431,7	2580,6	5,2455	0,00749	2374,3	2509,1	5,1044	0,00583	2293,0	2409,7	4,9269
360	0,01105	2539,0	2715,8	5,4614	0,00809	2418,9	2564,5	5,1922				
400	0,01426	2719,4	2947,6	5,8175	0,01190	2672,8	2887,0	5,6887	0,00994	2619,3	2818,1	5,5540
440	0,01652	2839,4	3103,7	6,0429	0,01414	2808,2	3062,8	5,9428	0,01222	2774,9	3019,4	5,8450
480	0,01842	2939,7	3234,4	6,2215	0,01596	2915,9	3203,2	6,1345	0,01399	2891,2	3170,8	6,0518
520	0,02013	3031,1	3353,3	6,3752	0,01757	3011,8	3378,0	6,2960	0,01551	2992,0	3302,2	6,2218
560	0,02172	3117,8	3465,4	6,5132	0,01904	3101,7	3444,4	6,4392	0,01689	3085,2	3423,0	6,3705
600	0,02323	3201,8	3573,5	6,6399	0,02042	3188,0	3555,6	6,5696	0,01818	3174,0	3537,6	6,5048
640	0,02467	3284,2	3678,9	6,7580	0,02174	3272,3	3663,6	6,6905	0,01940	3260,2	3648,1	6,6286
700	0,02674	3406,0	3833,9	6,9224	0,02362	3396,3	3821,5	6,8580	0,02113	3386,4	3809,0	6,7993
740	0,02808	3486,7	3935,9	7,0251	0,02483	3478,0	3925,0	6,9623	0,02224	3469,3	3914,1	6,9052
800									0,02385	3592,7	4069,7	7,0544
	$p = 240 \text{ bar} = 24,0 \text{ MPa}$				$p = 280 \text{ bar} = 28,0 \text{ MPa}$				$p = 300 \text{ bar} = 30,0 \text{ MPa}$			
400	0,00673	2477,8	2639,4	5,2393	0,00383	2223,5	2330,7	4,7494	0,00236	1980,4	2055,9	4,3239
440	0,00929	2700,6	2923,4	5,6506	0,00712	2613,2	2812,6	5,4494	0,00544	2509,0	2683,0	5,2327
480	0,01100	2838,3	3102,3	5,8950	0,00885	2780,8	3028,5	5,7446	0,00722	2718,1	2949,2	5,5968
520	0,01241	2950,5	3248,5	6,0842	0,01020	2906,8	3192,3	5,9566	0,00853	2860,7	3133,7	5,8357
560	0,01366	3051,1	3379,0	6,2448	0,01136	3015,7	3333,7	6,1307	0,00963	2979,0	3287,2	6,0246
600	0,01481	3145,2	3500,7	6,3875	0,01241	3115,6	3463,0	6,2823	0,01061	3085,3	3424,6	6,1858
640	0,01588	3235,5	3616,7	6,5174	0,01338	3210,3	3584,8	6,4187	0,01150	3184,5	3552,5	6,3290
700	0,01739	3366,4	3783,8	6,6947	0,01473	3346,1	3758,4	6,6029	0,01273	3325,4	3732,8	6,5203
740	0,01835	3451,7	3892,1	6,8038	0,01558	3433,9	3870,0	6,7153	0,01350	3415,9	3847,8	6,6361
800	0,01974	3578,0	4051,6	6,9567	0,01680	3563,1	4033,4	6,8720	0,01460	3548,0	4015,1	6,7966
900					0,01873	3774,3	4298,8	7,1084	0,01633	3762,7	4285,1	7,0372

Đồ thị i-s của hơi nước



Đồ thị I-d của không khí ẩm



TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1] Phạm Lê Dân, Đặng Quốc Phú “*Cơ sở kỹ thuật nhiệt*”, NXB Đại học và giáo dục chuyên nghiệp, Hà Nội 1990.
- [2] Phạm Lê Dân, Đặng Quốc Phú ”*Bài tập cơ sở kỹ thuật nhiệt*”, NXB Đại học và giáo dục chuyên nghiệp, Hà Nội 1992.
- [3] Bùi Hải, Trần Thế Sơn “*Kỹ thuật nhiệt*”, NXB Đại học Bách khoa Hà Nội, Hà Nội 1991.
- [4] Phạm Lê Dân, Bùi Hải “*Nhiệt động kỹ thuật*”, NXB Đại học Bách Khoa Hà Nội, Hà Nội 1994.
- [5] Phạm Lê Dân “*Truyền nhiệt*”, NXB Đại học Bách Khoa, Hà Nội 1994.
- [6] Nguyễn Bốn, Hoàng ngọc Đồng “*Nhiệt kỹ thuật*”, NXB bản giáo dục, TP. Hồ Chí Minh 1999.
- [7] Bùi Hải, Trần Thế Sơn “*Kỹ thuật nhiệt*”, NXB Khoa học và kỹ thuật, Hà Nội 2008.