

K1.93

PHẠM LÊ DẦN - ĐẶNG QUỐC PHÚ

CƠ SỞ

KỸ THUẬT NHIỆT



NHÀ XUẤT BẢN GIÁO DỤC VIỆT NAM



**THƯ VIỆN
HỒ CHÍ MINH**

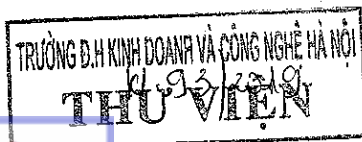
TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

PGS. TS. PHẠM LÊ DẦN
GS. TSKH. ĐẶNG QUỐC PHÚ

CƠ SỞ KỸ THUẬT NHIỆT

*Đã được Hội đồng môn học Bộ Giáo dục và Đào tạo thông qua,
dùng làm tài liệu giảng dạy trong các trường đại học kỹ thuật*

(Tái bản lần thứ mười ba)



NHÀ XUẤT BẢN GIÁO DỤC VIỆT NAM

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ



**THƯ VIỆN
HUBT**

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

LỜI NÓI ĐẦU

Cuốn bài giảng "Cơ sở kĩ thuật nhiệt" được soạn theo chương trình chuẩn do Bộ Giáo dục và Đào tạo thông qua năm 1988, dùng cho các trường đại học kĩ thuật.

Cuốn bài giảng được soạn trên cơ sở người đọc đã nắm vững phần nhiệt trong môn vật lí ở phổ thông và trong môn vật lí đại cương ở đại học, nên không đi sâu vào phần lí luận mà chú ý nhiều đến phần ứng dụng trong kĩ thuật, phục vụ cho việc học các môn chuyên môn.

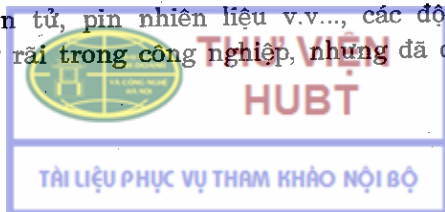
Nhiệt gặp ở mọi nơi, có lúc nó là có ích, nhưng cũng không ít trường hợp nó là có hại.

Nhiệt năng là một dạng năng lượng, nó có khả năng cùng các dạng năng lượng khác chuyển hóa lẫn nhau và nó cũng có thể truyền từ chỗ này đến chỗ khác, từ vật này đến vật khác khi tồn tại độ chênh nhiệt độ.

Nhiệt năng có thể nhận từ các phản ứng hóa học, nhất là phản ứng cháy của các nhiên liệu hữu cơ như củi, than, dầu, khí đốt v.v... ; có thể từ các phản ứng phân hủy hoặc tổng hợp của các hạt nhân, nguyên tử..., có thể từ nguồn năng lượng bức xạ của mặt trời, từ nguồn địa nhiệt trong lòng quả đất v.v...

Nhiệt năng thường được chuyển thành cơ năng trong các động cơ nhiệt như máy hơi nước, động cơ đốt trong, tua bin hơi, tua bin khí, động cơ phản lực, tên lửa v.v... Các động cơ nhiệt được dùng làm động lực trong nhiều máy móc, thiết bị nhưng cũng được dùng nhiều để chạy máy phát, chuyển cơ năng thành điện năng trong các nhà máy nhiệt điện, điện nguyên tử, nhà máy điện mặt trời hoặc nhà máy điện địa nhiệt v.v...

Người ta đã bắt đầu chuyển trực tiếp từ nhiệt năng thành điện năng trong các động cơ từ - thủy động, pin nhiệt - điện, pin nhiệt - điện tử, pin nhiên liệu v.v..., các động cơ này chưa được dùng rộng rãi trong công nghiệp, nhưng đã được dùng nhiều



trong dụng cụ đo lường, dụng cụ y tế, đặc biệt dùng để cấp năng lượng cho các con tàu vũ trụ từ năng lượng bức xạ của mặt trời.

Nhiệt năng còn được dùng rất phổ biến với mục đích cấp nhiệt ở phạm vi nhiệt độ khác nhau, ở nhiệt độ cao trong các ngành luyện kim, ở nhiệt độ vừa và thấp trong công nghệ bảo quản, chế biến nông, lâm, hải sản, trong công tác điều hòa không khí, nhất là trong điều kiện khí hậu nóng và ẩm của nước ta. Ở đây, máy lạnh được dùng rộng rãi, người ta bắt đầu sử dụng bơm nhiệt, nó rất có triển vọng được phát triển ở điều kiện khí hậu nước ta.

Ngoài những mặt có lợi nói trên, trong không ít trường hợp, nhiệt năng là có hại, nó có thể ảnh hưởng đến quá trình công nghệ, làm giảm tuổi thọ, thậm chí có thể phá hủy thiết bị, nó còn ảnh hưởng đến sức khỏe, đến khả năng làm việc của con người. Vì điện năng có thể chuyển thành nhiệt năng, nên khi các thiết bị điện, điện tử vận hành sẽ tỏa ra nhiệt : vì cơ năng có thể biến thành nhiệt năng nên khi vận hành các thiết bị quay, các chi tiết chuyển động, do ma sát, sẽ tỏa nhiệt, nhiều phản ứng hóa học cũng sinh ra nhiệt v.v... ; phần nhiệt năng này phải giải tỏa kịp thời, nếu tận dụng được thì càng tốt.

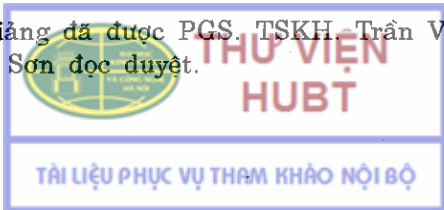
Muốn giải quyết có hiệu quả các vấn đề trên, cần nắm vững môn "Cơ sở kĩ thuật nhiệt".

Cuốn bài giảng được chia thành hai phần :

Phần "Nhiệt động kĩ thuật", nghiên cứu các quy luật về chuyển hóa năng lượng có liên quan đến nhiệt năng do PGS. TS. Phạm Lê Dẫn - nguyên Chủ tịch hội đồng môn học kĩ thuật nhiệt của Bộ biên soạn.

Phần "Truyền nhiệt" nghiên cứu các quy luật về truyền nhiệt năng trong một vật hoặc giữa các vật có nhiệt độ khác nhau do GS. TSKH. Đặng Quốc Phú, hiện là Chủ nhiệm Bộ môn Nhiệt - Lạnh trường Đại học Bách khoa Hà Nội biên soạn.

Cuốn bài giảng đã được PGS. TSKH. Trần Văn Phú và PGS. TS. Trần Thế Sơn đọc duyệt.



Chúng tôi đã cố gắng kế thừa những kinh nghiệm giảng dạy nhiều năm ở trong nước cũng như đã tham khảo nhiều sách báo của nước ngoài, lần tái bản này trên cơ sở góp ý của các bạn đọc, chúng tôi đã nghiên cứu, sửa chữa, bổ sung, nhưng chắc vẫn khó tránh khỏi những chỗ nhầm lẫn và thiếu sót.

Chúng tôi rất vui mừng khi được bạn đọc sử dụng cuốn sách và đóng góp ý kiến.

Xin chân thành cảm ơn các bạn đọc.

Các tác giả



PHẦN MỘT

NHIỆT ĐỘNG KỸ THUẬT

CHƯƠNG 1

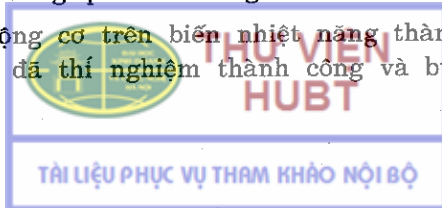
NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN VÀ PHƯƠNG TRÌNH TRẠNG THÁI CỦA MÔI CHẤT Ở THỂ KHÍ

1.1. NGUYÊN LÝ LÀM VIỆC CỦA THIẾT BỊ NHIỆT

Đây là nội dung cơ bản nhất của phần nhiệt động kỹ thuật. Thiết bị nhiệt bao gồm chủ yếu là động cơ nhiệt và máy lạnh hoặc bơm nhiệt.

Động cơ nhiệt có rất nhiều loại : máy hơi, động cơ đốt trong, tuabin hơi, tuabin khí, động cơ phản lực, tên lửa v.v... nhưng chúng đều có cùng chức năng là biến nhiệt năng thành cơ năng hoặc điện năng, và cũng có cùng nguyên lý : môi chất nhận nhiệt từ nguồn nóng, chuyển hóa một phần nhiệt năng thành cơ năng và nhà phần nhiệt còn lại cho nguồn lạnh để rồi lại tiếp tục một chu trình mới. Nguồn nóng có thể nhận nhiệt từ phản ứng cháy của nhiên liệu trong các buồng đốt, từ phản ứng hạt nhân nguyên tử trong lò phản ứng, từ năng lượng bức xạ nhiệt của mặt trời hoặc nguồn địa nhiệt trong lòng quả đất. Nguồn lạnh thường là môi trường xung quanh : không khí và nước trong khí quyển.

Các loại động cơ trên biến nhiệt năng thành cơ năng, ngày nay người ta đã thí nghiệm thành công và bước đầu sử dụng



các động cơ nhiệt trực tiếp chuyển hóa nhiệt năng thành điện năng như pin nhiệt - điện, pin nhiệt - điện tử, người ta cũng quy ước xếp pin nhiên liệu và động cơ từ - thủy động vào loại này.

Bơm nhiệt và máy lạnh, tuy có chức năng khác nhau, nhưng nguyên lí làm việc thì hoàn toàn giống nhau : nhờ có sự hỗ trợ của năng lượng bên ngoài (cơ năng, điện năng, nhiệt năng v.v...), môi chất nhận nhiệt từ nguồn lạnh rồi đem nhiệt lượng đó cùng với phần năng lượng do bên ngoài hỗ trợ truyền cho nguồn nóng.

Đối với máy lạnh, nhiệt lượng có ích là phần nhiệt lượng lấy được từ nguồn lạnh tức là vật muốn làm lạnh, còn đối với bơm nhiệt, nhiệt lượng có ích là phần nhiệt lượng do nguồn nóng nhận được. Ngày nay người ta đã thí nghiệm dùng máy lạnh và bơm nhiệt dựa trên hiệu ứng điện - nhiệt (hiệu ứng Peltier), tức là làm việc ngược chiều với pin nhiệt điện.

Ngoài những thiết bị nhiệt làm việc theo chu trình, trong nhiệt động còn nghiên cứu những thiết bị làm việc theo những quá trình không khép kín như máy nén, thiết bị sấy, hệ thống điều hòa không khí v.v...

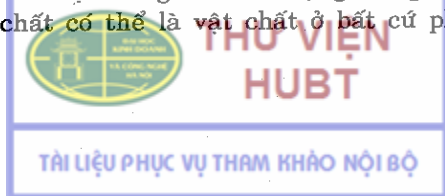
Để tiện nghiên cứu, cần đưa ra một số khái niệm và định nghĩa như hệ thống nhiệt, nguồn nhiệt, môi chất v.v...

1.1.1. Hệ thống nhiệt : là tập hợp những đối tượng được tách ra để nghiên cứu các hiện tượng về nhiệt, phần còn lại gọi là môi trường. Ranh giới giữa hệ thống nhiệt và môi trường có thể là bề mặt thật cũng có thể là bề mặt tưởng tượng.

Tùy theo điều kiện tách hệ thống, ta có thể chia thành hệ thống kín, hệ thống hở, hệ thống cô lập, hệ thống đoạn nhiệt v.v...

1.1.2. Nguồn nhiệt : là những vật trao đổi nhiệt với môi chất ; nguồn có nhiệt độ cao hơn gọi là nguồn nóng, nguồn có nhiệt độ thấp hơn gọi là nguồn lạnh. Nhiều khi giả thiết nhiệt dung của nguồn lớn đến mức giữ được nhiệt độ không thay đổi trong quá trình truyền nhiệt.

1.1.3. Môi chất : là những chất mà thiết bị dùng để truyền tải và chuyển hóa nhiệt năng với các dạng năng lượng khác. Về nguyên tắc, môi chất có thể là vật chất ở bất cứ pha nào, nhưng



thường dùng pha hơi (khí) vì nó có khả năng co giãn rất lớn. Mọi chất có thể là một đơn chất hoặc một hỗn hợp.

1.2. SỰ THAY ĐỔI TRẠNG THÁI VÀ CHUYỂN PHA CỦA ĐƠN CHẤT

1.2.1. Thí nghiệm và kết luận

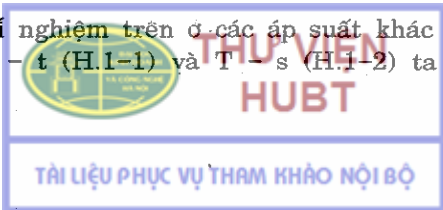
Từ thực nghiệm ta thấy tất cả môi chất đơn như : nước (H_2O), thủy ngân (Hg), amôniac (NH_3), Frêon - 12 (CCl_2F_2) hoặc cacbon (C) v.v..., khi cấp nhiệt hoặc thải nhiệt đều có sự thay đổi trạng thái và sự chuyển pha ở các áp suất và nhiệt độ khác nhau.

Lấy 1 kg nước ở 1 bar và $20^\circ C$, cấp nhiệt cho nó, ta quan sát thấy nhiệt độ tăng từ $20^\circ C$ đến $99,64^\circ C$ thì một bộ phận nước bắt đầu hóa hơi, nhiệt độ $99,64^\circ C$ giữ không đổi cho đến khi giọt nước cuối cùng biến thành hơi, sau đó, nếu tiếp tục cấp nhiệt thì nhiệt độ tiếp tục tăng lên mãi. Thể tích riêng của nước bắt đầu từ $0,0010018 \text{ m}^3/\text{kg}$ tăng lên đến $0,0010432 \text{ m}^3/\text{kg}$ khi bắt đầu hóa hơi, và khi vừa hóa hơi hết thì thể tích riêng bằng $1,694 \text{ m}^3/\text{kg}$ (tăng khoảng 1600 lần) và khi nhiệt độ tăng đến $600^\circ C$ thì thể tích riêng bằng $4,028 \text{ m}^3/\text{kg}$.

Nếu cho hơi nước ở $600^\circ C$ thải nhiệt ở áp suất vẫn bằng 1 bar không đổi thì nhiệt độ giảm xuống, đến $99,64^\circ C$ thì một bộ phận hơi ngưng lại thành nước, nhiệt độ không đổi cho đến khi hơi vừa ngưng hết ; nếu tiếp tục thải nhiệt, nhiệt độ giảm xuống cho đến khi bằng $0^\circ C$, một bộ phận nước đông đặc, nhiệt độ không thay đổi, khi nước đông hết thì nhiệt độ lại tiếp tục giảm. Thể tích thay đổi không đáng kể khi nước đông thành đá.

Nếu cấp nhiệt cho đá ở nhiệt độ thấp thí dụ $-20^\circ C$ trong điều kiện áp suất bằng 1 bar thì nhiệt độ tăng lên đến $0^\circ C$, đá bắt đầu tan, nhiệt độ giữ $0^\circ C$ không đổi cho đến khi đá tan hoàn toàn, sau đó tiếp tục tăng lên, trở lại bằng $20^\circ C$ ban đầu.

Làm lại thí nghiệm trên ở các áp suất khác nhau và biểu thị trên đồ thị p - t (H.1-1) và T - s (H.1-2) ta thấy :

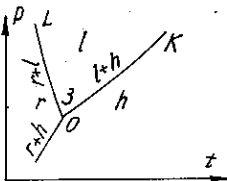


a) Khi áp suất p nằm trong phạm vi áp suất điểm 3 pha p_3 (đối với nước bằng 0,00611 bar, tương ứng có nhiệt độ 3 pha $t_3 \approx 0,01^\circ\text{C}$) và áp suất tới hạn p_k (đối với nước $p_k = 221,3$ bar tương ứng với nhiệt độ tới hạn t_k , với nước bằng $374,15^\circ\text{C}$) nghĩa là $p_k > p > p_3$, thì quá trình xảy ra giống nhau về mặt định tính, nhưng về định lượng có khác nhau :

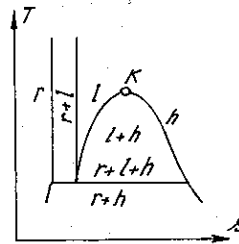
- Ở áp suất p_3 , nhiệt độ đông đặc bằng nhiệt độ hóa hơi, áp suất càng tăng thì nhiệt độ đông đặc thường giảm xuống (đường 0 - L trên đồ thị $p - t$) và nhiệt độ hóa hơi tăng lên (đoạn OK).

- Áp suất tăng thì sự khác nhau giữa thể tích riêng của hơi và của nước càng giảm dần, đến áp suất p_k thì không còn khác nhau nữa (H. 1-2)

b) Khi $p > p_k$ thì quá trình chuyển từ pha rắn sang pha lỏng không khác mấy, nhưng từ pha lỏng chuyển thành pha hơi không có ranh giới rõ ràng, không có giai đoạn pha lỏng và pha hơi cùng tồn tại.



Hình 1-1



Hình 1-2

c) Khi $p < p_3$ thì pha rắn trực tiếp chuyển thành pha hơi khi cấp nhiệt ; ngược lại, khi thải nhiệt thì pha hơi trực tiếp thành pha rắn ; chỉ ở trạng thái p_3 và t_3 , thì cả ba pha có thể cùng tồn tại ; ở các trạng thái khác tối đa chỉ có hai pha cùng tồn tại.

Làm thí nghiệm trên với các môi chất đơn khác nhau, vẽ định tính chúng đều giống nhau, về định lượng có khác nhau, kết quả cho trong bảng 1.1.



TRẠNG THÁI 3 PHA VÀ TRẠNG THÁI TỐI HẠN

Môi chất	Điểm 3 pha		Điểm tới hạn	
	t_3 (°C)	p_3 (kPa)	t_k (°C)	P_k (bar)
Thủy ngân (Hg)			1490	1510
Nước (H ₂ O)	0,01	0,6113	374,15	221,29
Amôniac (NH ₃)	-77,6	6,06	132,3	112,8
Carbonic (CO ₂)	-56,6	518	31,04	74,12
Ôxy (O ₂)	-219	0,15	-118,35	50,8
Hydrô (H ₂)	-259	7,194	-239,85	13

1.2.2. Một số khái niệm và định nghĩa

a) Các quá trình

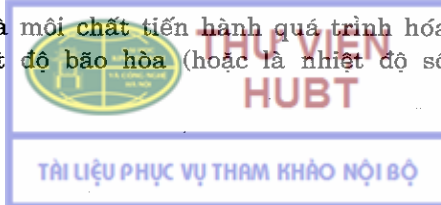
1. Nóng chảy và đông đặc

Nóng chảy là quá trình chuyển từ pha rắn sang pha lỏng ; quá trình ngược lại, tức là chuyển từ pha lỏng sang pha rắn gọi là đông đặc. Khi nóng chảy, môi chất nhận nhiệt, khi đông đặc, môi chất nhả nhiệt, hai nhiệt lượng đó có trị số bằng nhau, gọi là nhiệt ẩn nóng chảy hoặc nhiệt ẩn đông đặc, đối với nước ở áp suất khí quyển, bằng 333,37kJ/kg.

2. Hóa hơi và ngưng tụ

Hóa hơi là quá trình chuyển từ pha lỏng sang pha hơi và quá trình ngược lại, tức là chuyển từ pha hơi sang pha lỏng gọi là ngưng tụ. Khi hóa hơi, môi chất nhận nhiệt, khi ngưng tụ, môi chất nhả nhiệt, hai nhiệt lượng đó có trị số bằng nhau, gọi là nhiệt ẩn hóa hơi hoặc nhiệt ẩn ngưng tụ, nó phụ thuộc vào bản chất và thông số của môi chất. Nước ở áp suất khí quyển có nhiệt ẩn hóa hơi bằng 2258kJ/kg. Tùy theo điều kiện khác nhau, quá trình hóa hơi được chia thành quá trình bay hơi và quá trình sôi. Quá trình bay hơi chỉ tiến hành trên mặt thoáng, quá trình sôi tiến hành trong cả khối môi chất.

Nhiệt độ mà môi chất tiến hành quá trình hóa hơi hoặc ngưng tụ gọi là nhiệt độ bão hòa (hoặc là nhiệt độ sôi), nhiệt độ bão



hòa phụ thuộc vào áp suất ; nước ở áp suất khí quyển có nhiệt độ bão hòa (sôi) xấp xỉ 100°C ; ở áp suất 0,01 bar, bằng $6,92^{\circ}\text{C}$; ở áp suất 200 bar là $365,7^{\circ}\text{C}$.

3. Thăng hoa và ngưng kết

Thăng hoa là quá trình chuyển từ pha rắn sang pha hơi và quá trình ngược lại gọi là quá trình ngưng kết. Khi thăng hoa môi chất nhận nhiệt và khi ngưng kết môi chất nhả nhiệt, hai nhiệt lượng đó có trị số bằng nhau, gọi là nhiệt ẩn thăng hoa hoặc nhiệt ẩn ngưng kết. Ở điểm 3 pha, nhiệt ẩn thăng hoa của nước bằng $2828,18\text{kJ/kg}$.

Chú ý : tùy điều kiện hình thành khác nhau, pha rắn của môi chất có thể tồn tại ở nhiều dạng kết tinh khác nhau : nước (H_2O) có sáu dạng ; cacbon có hai dạng : graphit và kim cương, bixmuyt có 8 dạng v.v...

b) Các trạng thái

1. Nước sôi (nước bão hòa) là nước khi bắt đầu quá trình hóa hơi hoặc kết thúc ngưng tụ ; cũng là phần nước cùng tồn tại với hơi.

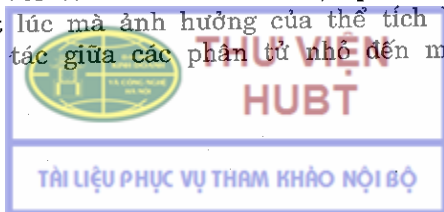
2. Hơi bão hòa khô là hơi ở trạng thái bắt đầu ngưng tụ, hoặc khi vừa hóa hơi xong, mà cũng là phần hơi khi hai pha hơi và nước (hoặc là hơi và rắn) cùng tồn tại.

3. Hơi bão hòa ẩm là hỗn hợp giữa hơi bão hòa khô và nước bão hòa (nước sôi). Tỉ số giữa khối lượng hơi bão hòa khô và hơi bão hòa ẩm gọi là độ khô ; tỉ số giữa khối lượng nước sôi với hơi bão hòa ẩm gọi là độ ẩm của hơi bão hòa ẩm.

4. Nước chưa sôi là nước có nhiệt độ nhỏ hơn nhiệt độ bão hòa ở cùng áp suất hoặc là nước có áp suất lớn hơn áp suất bão hòa cùng nhiệt độ.

5. Hơi quá nhiệt là hơi có nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ bão hòa ở cùng áp suất hoặc là hơi có áp suất nhỏ hơn áp suất bão hòa cùng nhiệt độ.

6. Khí lí tưởng và khí thực. Trong thực tế chỉ có khí thực, không có khí lí tưởng. Với bất kì môi chất nào, áp suất giảm và nhiệt độ tăng đến một lúc mà ảnh hưởng của thể tích bản thân phân tử và lực tương tác giữa các phân tử nhỏ đến mức có thể cho



phép bỏ qua, lúc đó môi chất có thể coi là khí lí tưởng. Ở điều kiện áp suất và nhiệt độ thông thường, các môi chất 2 nguyên tử như ôxy, nitơ, không khí có thể xem là khí lí tưởng ; hơi nước trong sản phẩm cháy hoặc trong không khí cũng xem là khí lí tưởng vì phân áp suất của nó rất nhỏ.

1.3. THÔNG SỐ TRẠNG THÁI CỦA MÔI CHẤT

Ở một trạng thái xác định của môi chất, có những đại lượng có giá trị hoàn toàn xác định, các đại lượng này được gọi là thông số trạng thái, chúng là hàm số đơn trị của trạng thái mà không phụ thuộc vào quá trình thay đổi trạng thái, nên độ biến thiên của thông số chỉ phụ thuộc vào trạng thái đầu và trạng thái cuối của quá trình mà không phụ thuộc vào đường đi ; còn trong một chu trình độ biến thiên của chúng bằng không. Hay nói cách khác các thông số trạng thái có vi phân toàn phần.

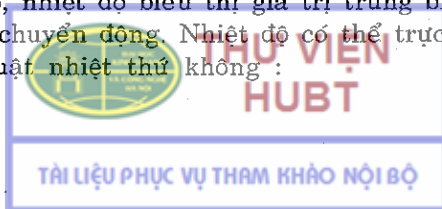
Khi môi chất ở trạng thái cân bằng (về cơ và về nhiệt nghĩa là đồng đều về áp suất và nhiệt độ) thì thông số trạng thái mới có trị số đồng nhất và xác định, trong nhiệt động kĩ thuật chỉ nghiên cứu các trạng thái cân bằng.

Thông số trạng thái có nhiều loại, có thông số có thể đo trực tiếp được, có loại không đo trực tiếp được ; có loại có ý nghĩa vật lí rõ rệt, có loại không có ; có những thông số độc lập với nhau nhưng cũng có những thông số phụ thuộc vào nhau.

Trong nhiệt kĩ thuật thường dùng 3 thông số có thể đo trực tiếp được, tức là 3 thông số cơ bản : nhiệt độ, áp suất và thể tích riêng hoặc khối lượng riêng. Ngoài ra còn gặp các thông số khác nhau như : nội năng, entanpi, entropi, execgi, có khi còn gặp nhiệt thế đẳng áp và nhiệt thế đẳng tích v. v...

1.3.1. Nhiệt độ và định luật nhiệt thứ không

Nhiệt độ biểu thị mức độ nóng lạnh của môi chất ; đứng trên góc độ vi mô, nhiệt độ biểu thị giá trị trung bình động năng của các phân tử chuyển động. Nhiệt độ có thể trực tiếp đo được trên cơ sở định luật nhiệt thứ không :



"Nếu hai vật (hệ) có nhiệt độ t_1 và t_2 cùng bằng nhiệt độ t_3 của vật (hệ) thứ ba thì nhiệt độ của hai vật đó bằng nhau, tức là $t_1 = t_2$ ".

Để biểu thị giá trị của nhiệt độ, thường dùng thang nhiệt độ bách phân (còn gọi là thang nhiệt độ Celcius) $^{\circ}\text{C}$; thang nhiệt độ tuyệt đối (còn gọi là thang nhiệt độ Kelvin) K. Ở một số nước còn dùng thang nhiệt độ Fahrenheit $^{\circ}\text{F}$ và nhiệt độ Rankin $^{\circ}\text{R}$ v.v...

Các thang nhiệt độ đều lấy hai điểm mốc : điểm nóng chảy của nước đá và điểm sôi của nước tinh khiết ở áp suất tiêu chuẩn.

Độ lớn của 1°C bằng 1K, bằng 1% khoảng cách giữa hai mốc trên còn độ lớn của 1°F và 1°R bằng nhau và bằng $1/180$ khoảng cách trên, nghĩa là bằng $5/9$ độ lớn của 1°C hoặc 1K.

Thang nhiệt độ Kelvin và Rankin lấy giá trị 0 ở nhiệt độ không tuyệt đối; ở điểm nóng chảy của nước, thang nhiệt độ bách phân lấy 0°C , thang nhiệt độ Kelvin lấy 273K, thang nhiệt độ Fahrenheit lấy 32°F và thang nhiệt độ Rankin lấy 462°R .

Do vậy quan hệ tính đổi giữa các thang nhiệt độ :

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

Thí dụ : $t = 30^{\circ}\text{C}$ ứng với 303K, 86°F , $545,4^{\circ}\text{R}$

1.3.2. Áp suất tuyệt đối p

p là lực của môi chất tác dụng thẳng góc lên một đơn vị diện tích bề mặt tiếp xúc. Đơn vị đo áp suất thường dùng là niuton/m² (N/m² còn gọi là paxcan Pa) và bội số của chúng như kilopaxcan (1 kPa = 10^3 Pa); bax (1 bar = 10^5 Pa), mêga paxcan (MPa = 10^6 Pa). Còn gặp các đơn vị khác như mmHg (còn gọi là toriceni, Tor), mmH₂O; atmophe vật lí bằng 760mmHg); atmophe kĩ thuật (bằng 0,981 bar), ở một số nước còn dùng đơn vị là poundal/feet² (lbf/ft² bằng 47,88Pa).

Quan hệ giữa các đơn vị thường gặp :

$$1\text{Pa} = 1\text{N/m}^2 = \frac{1}{9,81} \text{mmH}_2\text{O} = \frac{1}{133,32} \text{mmHg} = 10^{-5} \text{bar} \quad (1-2)$$



Áp suất tuyệt đối là thông số trạng thái, có thể trực tiếp đo được, nhưng thường hay đo gián tiếp qua áp suất khí trời và phần sai khác giữa áp suất khí trời và áp suất tuyệt đối.

Đối với trường hợp lớn hơn áp suất khí trời, ta có :

$$p = p_k + p_d \quad (1-3a)$$

Đối với trường hợp nhỏ hơn áp suất khí trời, ta có :

$$p = p_k - p_{ck} \quad (1-3b)$$

Ở đây : p , p_k , p_d , p_{ck} - áp suất tuyệt đối, áp suất khí trời, áp suất dư (thừa) và độ chân không.

Cần chú ý là khi đo áp suất theo chiều cao cột Hg, cần quy về chiều cao ở 0°C , theo công thức :

$$h_0 = h_t(1 - 0,000172t) \quad (1-4)$$

Ở đây : h_t - chiều cao cột thủy ngân đo được ở nhiệt độ t .

h_0 - chiều cao cột thủy ngân quy về 0°C .

Khi đo chiều cao cột nước, quy về 4°C nếu dùng m hoặc mm; về 62°F ($16,7^\circ\text{C}$) nếu dùng inch hoặc feet.

1.3.3. Thể tích riêng và khối lượng riêng

Một lượng môi chất có khối lượng là δG kg và thể tích là δV m³ thì :

$$\text{thể tích riêng } v = \lim_{\delta V \rightarrow \delta V'} \frac{\delta V}{\delta G}, \quad (\text{m}^3/\text{kg}) \quad (1-5a)$$

$$\text{khối lượng riêng } \rho = \frac{1}{v}, \quad (\text{kg}/\text{m}^3) \quad (1-5b)$$

Ở đây : $\delta V'$ - thể tích nhỏ nhất để có thể coi môi chất là môi trường liên tục.

1.3.4. Nội năng

Nội năng là tổng của nội động năng, tức động năng của các phân tử chuyển động, và nội thế năng tức thế năng trong trường lực tương tác giữa các phân tử. Đối với khí lý tưởng, có thể bỏ qua lực tương tác giữa các phân tử, nên nội năng chỉ bao gồm

nội động năng mà theo thuyết động học phân tử và lượng tử thì nội động năng chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ, do đó nội năng của khí lí tưởng cũng chỉ là hàm số đơn trị của nhiệt độ.

Đối với 1 kg môi chất, nội năng có kí hiệu u , với Gkg có $U = Gu$. Đơn vị của nội năng cũng giống như của các dạng năng lượng khác, thường dùng là kJ, kWh hoặc các đơn vị khác như kg.m, kcal... Ở một số nước còn dùng các loại đơn vị khác như Btu (British thermal unit) và Chu (Centigrade heat unit). Quan hệ giữa các đơn vị đó là :

$$\begin{aligned} 1\text{kJ} &= 0,239\text{kcal} = 277,78 \cdot 10^{-6} \text{ kWh} = \\ &0,948 \text{ Btu} = 0,527 \text{ Chu.} \end{aligned} \quad (1-6)$$

Trong nhiệt kĩ thuật thường chỉ cần tính lượng biến đổi nội năng Δu , nên có thể chọn một trạng thái thuận tiện nào đó làm mốc ; thường chọn nội năng của nước bão hòa ở $0,01^\circ\text{C}$ bằng không.

1.3.5. Entanpi

Trong khi tính toán và phân tích về nhiệt, thường gặp biểu thức $(u + pv)$, để đơn giản ta kí hiệu bằng i và gọi là entanpi, trong đó u là nội năng, pv là thế năng áp suất hoặc năng lượng đẩy.

$$\text{Đối với 1 kg môi chất ta có : } i = u + pv \quad (1-7a)$$

$$\text{Đối với G kg môi chất, có } I = G.i = U + pV \quad (1-7b)$$

Vì u , p , v đều là thông số trạng thái, nên i cũng là thông số trạng thái. Đối với khí lí tưởng, u và pv chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ nên i của khí lí tưởng là hàm số đơn trị của nhiệt độ. Đơn vị của i cũng như của u và thường chỉ cần tính Δi nên có thể chọn một trạng thái thích hợp nào đó làm mốc như đối với Δu . Đối với các môi chất lạnh như amôniac, Frêon - 12 chọn entanpi của chất lỏng bão hòa ở -40°C bằng không.

1.3.6. Entrôpi

Entrôpi là một thông số trạng thái, kí hiệu là s , có vi phân bằng :

$$ds = \frac{dq}{T} \quad (1-8)$$

dq là nhiệt lượng vô cùng nhỏ trao đổi với môi trường khi nhiệt độ tuyệt đối của môi chất bằng $T(\text{K})$.



Entrôpi không trực tiếp đo được, đặc trưng cho quá trình nhận hoặc thải nhiệt : nhận nhiệt s tăng, thải nhiệt s giảm. Trong tính toán cũng chỉ cần tính Δs nên có thể chọn trạng thái mốc bất kì thường lấy cùng mốc để tính u và i . Đơn vị của s thường dùng kJ/kgK .

1.3.7. Execgi

Execgi là một thông số mới dùng, rất thú vị đối với kĩ thuật. Execgi của môi chất ở một trạng thái nào đó là năng lượng có ích tối đa có thể nhận được khi cho môi chất tiến đến trạng thái cân bằng với môi trường bên ngoài. Execgi chỉ là phần năng lượng tối đa có thể sử dụng được trong điều kiện môi trường xung quanh còn phần năng lượng không thể sử dụng được trong điều kiện môi trường xung quanh gọi là anecgi.

Execgi cũng không đo trực tiếp được, mà phải tính theo :

$$e = (i - i_0) - T_0(s - s_0) \quad (1-9a)$$

$$E = Ge = (I - I_0) - T_0(S - S_0) \quad (1-9b)$$

Ở đây i_0 , T_0 , s_0 - entanpi, nhiệt độ tuyệt đối, entrôpi của môi chất ở trạng thái cân bằng với môi trường.

i , T , s - entanpi, nhiệt độ tuyệt đối, entrôpi của môi chất ở trạng thái cần xác định.

1.4. PHƯƠNG TRÌNH TRẠNG THÁI CỦA MÔI CHẤT

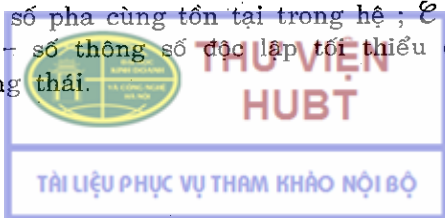
Khi một trạng thái được xác định thì giá trị của tất cả các thông số trạng thái đều được xác định ; nhưng để xác định được một trạng thái, thì cần xác định tối thiểu là bao nhiêu thông số ? Định luật về pha của Gibbs sẽ cho câu trả lời.

1.4.1. Định luật pha của Gibbs (năm 1875)

Đối với một hệ không có phản ứng hóa học, có :

$$v = \mathcal{E} + 2 - \mathcal{P} \quad (1 - 10)$$

Ở đây, \mathcal{P} - số pha cùng tồn tại trong hệ ; \mathcal{E} - số thành phần trong hệ ; v - số thông số độc lập tối thiểu cần thiết để xác định một trạng thái.



Đối với môi chất đơn ($\mathcal{C} = 1$) một pha ($\mathcal{P} = 1$) thì số thông số tối thiểu cần biết là $\vartheta = 1 + 2 - 1 = 2$.

Như vậy, đối với môi chất đơn ở trạng thái khí, để xác định một trạng thái, cần biết 2 thông số độc lập, thí dụ như p và v , còn thông số thứ 3, thí dụ T , sẽ được xác định có thể theo phương trình :

$$T = f(p, v) \quad (1-11a)$$

hoặc $F(p, v, T) = 0 \quad (1-11b)$

Cũng có thể dùng bảng số hoặc trục tọa độ do hai thông số độc lập tạo nên, thường dùng các đồ thị $p-v$, $T-s$, $i-s$, $p-t$, $p-i$ v.v... để xác định thông số trạng thái.

1.4.2 Phương trình trạng thái của khí lí tưởng

Phương trình trạng thái là phương trình liên hệ giữa các thông số trạng thái với nhau. Đối với một đơn chất ở pha khí là phương trình liên hệ giữa 3 thông số độc lập thường là 3 thông số cơ bản p , v , T như phương trình (1-11a), (1-11b).

Phương trình trạng thái có thể xác định bằng thực nghiệm hoặc bằng lí thuyết. Cho đến nay chỉ mới có phương trình chính xác xây dựng hoàn toàn bằng lí thuyết cho khí lí tưởng, từ thuyết động học phân tử hoặc bằng thực nghiệm trên cơ sở các định luật Boyle - Mariotte (Bôi - Mariôt), Gay-Lussac (Gay-Luyxác) và Avogadro (Avogadrô). Đối với 1 kg khí lí tưởng, ta có :

$$pv = RT \quad (1-12a)$$

với G kg khí lí tưởng, $pV = GRT \quad (1-12b)$

Với 1 kmôl (μ kg) khí lí tưởng, có $pV_{\mu} = R_{\mu}T \quad (1-12c)$

Ở đây : p - áp suất tuyệt đối, đơn vị N/m^2 ;

T - nhiệt độ tuyệt đối (K) ;

v - thể tích riêng (m^3/kg) ;

G - khối lượng của môi chất (kg) ;

V - thể tích của môi chất (m^3) ;

μ - phân tử lượng của môi chất, μ kg gọi là 1 kilômôl ;



THƯ VIỆN
HUBI

TRƯỜNG Đ.H KINH DOANH VÀ CÔNG NGHỆ HÀ NỘI
THƯ VIỆN
17
1993

V_μ - thể tích của 1 kmol môi chất, thay đổi theo trạng thái, ở điều kiện tiêu chuẩn ($p = 760 \text{ mmHg}$ và $t = 0^\circ\text{C}$), tất cả khí lí tưởng đều có thể tích bằng $22,4\text{m}^3$, nghĩa là $V_\mu = 22,4\text{m}^3/\text{kmol}$.

R_μ - hằng số phổ biến của môi chất, tất cả khí lí tưởng đều có $R_\mu = 8314 \text{ J/kmol.K}$.

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

nếu dùng đơn vị khác, trị số của R và R_μ sẽ thay đổi.

Cần lưu ý là các phương trình trên viết cho khí lí tưởng ở trạng thái cân bằng ; với khí thực hoặc trạng thái không cân bằng sẽ có sai số, tùy theo yêu cầu về độ chính xác của bài tính mà xét cho phép sử dụng hay không.

1.4.3. Phương trình trạng thái của hỗn hợp khí lí tưởng

Đối với hỗn hợp đồng đều các khí lí tưởng (không có phản ứng hóa học với nhau) có thể sử dụng các phương trình trạng thái trên, chỉ cần xác định các đại lượng tương đương của hỗn hợp trên cơ sở biết các đại lượng và tỉ lệ hỗn hợp của các chất khí thành phần.

1.4.3.1 Cách biểu thị thành phần của hỗn hợp


Người ta phân biệt các hỗn hợp theo thành phần các chất hợp thành. Thành phần có thể được biểu thị theo khối lượng thể tích hoặc số kilomol.

a) Thành phần khối lượng của một chất khí thành phần là tỉ số giữa khối lượng của riêng khí đó với tổng khối lượng của hỗn hợp :

$$g_i = \frac{G_i}{G_1 + G_2 + \dots + G_n} = \frac{G_i}{\sum_{i=1}^n G_i} = \frac{G_i}{G} \quad (1-13a)$$

b) Thành phần thể tích và thành phần mol. Ta chứng minh được giá trị thành phần thể tích bằng giá trị thành phần mol. Ta có :

$$r_i = \frac{V_i}{V} = \frac{M_i}{M} \quad (1-13b)$$



**THƯ VIỆN
HUBT**

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

trong đó : V - thể tích của hỗn hợp :

V_i - phân thể tích của khí thành phần thứ i ;
là thể tích khí tách riêng vẫn giữ p và T
như cũ.

M_i - số kilômôl của chất khí thứ i ;

$$M = \sum_{i=1}^n M_i \quad \text{- tổng số kmôl của các chất khí trong hỗn hợp.}$$

Ta chứng minh được, đối với khí lí tưởng có :

$$r_i = \frac{p_i}{p} \quad (1-13c)$$

p_i - phân áp suất của chất khí thành phần thứ i , là áp suất có được khi tách riêng chất khí đó mà vẫn giữ thể tích và nhiệt độ như của hỗn hợp.

p - áp suất của hỗn hợp. Theo định luật Dalton (Đan-tôn) thì trong một hỗn hợp khí lí tưởng không có phản ứng hóa học với nhau thì áp suất của hỗn hợp bằng tổng phân áp suất của tất cả các chất khí thành phần ; nghĩa là :

$$p = p_1 + p_2 + \dots + p_n = \sum_{i=1}^n p_i \quad (1-14)$$

Có thể tính đối giữa g_i và r_i theo công thức :

$$g_i = \frac{r_i / R_i}{\sum r_i / R_i} \quad (1-13d)$$

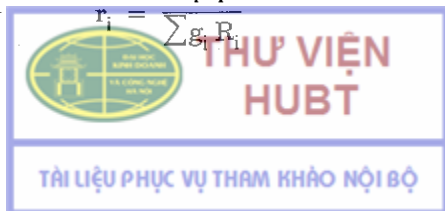
$$g_i = \frac{r_i \mu_i}{\sum r_i \mu_i} \quad (1-13d)$$

hoặc :

$$r_i = \frac{g_i / \mu_i}{\sum (g_i / \mu_i)} \quad (1-13e) ;$$

và

$$r_i = \frac{g_i R_i}{\sum g_i R_i} \quad (1-13g)$$



1.4.3.2. Xác định các đại lượng tương đương của hỗn hợp

Khối lượng của hỗn hợp G, tổng số kmol của chất khí trong hỗn hợp M, thể tích của hỗn hợp V được xác định như các phần trên. Nhiệt độ của từng phần khí bằng nhiệt độ của hỗn hợp. Áp suất xác định theo định luật Dalton (1-14).

Phần tử lượng tương đương của hỗn hợp được tính theo :

$$\mu = \sum_{i=1}^n \mu_i \cdot r_i \quad (1-15a)$$

hoặc

$$\mu = \frac{1}{\sum_{i=1}^n g_i / \mu_i} \quad (1-15b)$$

Chứng minh : Từ $G = \sum G_i$; $G_i = \mu_i M_i$; $G = \mu M$

ta có :

$$\mu M = \sum \mu_i M_i \rightarrow \mu = \frac{\sum \mu_i M_i}{M} = \sum \mu_i \frac{M_i}{M} = \sum_{i=1}^n \mu_i r_i$$

Hằng số chất khí: Hằng số phổ biến của hỗn hợp vẫn bằng $R_\mu = 8314$ J/kmol.K, còn hằng số chất khí tương đương có thể tính theo :

$$R = \frac{8314}{\mu} \text{ J/kg.K}$$

Cũng có thể tính theo : $R = \sum g_i R_i$ (1-16a)

hoặc $R = \frac{1}{\sum (r_i / R_i)}$ (1-16b)

Thể tích riêng tương đương :

Có thể chứng minh được : $v = \sum g_i v_i$ (1-17a)

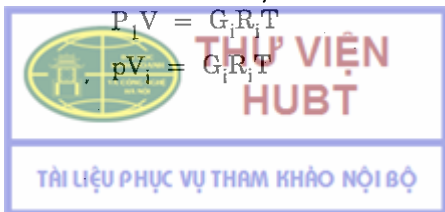
hoặc : $v = \frac{1}{\sum (r_i / v_i)}$ (1-17b)

Ghi chú : Có thể viết phương trình riêng cho 1 chất khí thành phần theo :

$$p_i V = G_i R_i T \quad (1-18a)$$

hoặc

$$p V_i = G_i R_i T \quad (1-18b)$$



1.4.4. Phương trình trạng thái của khí thực

Để biểu thị sự sai khác với khí lí tưởng ta dùng độ nén Z :

$$Z = \frac{pV}{RT} \quad (1-19)$$

Khí $Z = 1$, ta có khí lí tưởng ; với khí thực $Z \neq 1$, phụ thuộc vào p và T , có thể xác định bằng thực nghiệm. Ở những trạng thái mà Z sai khác 1 quá nhiều, vượt quá giới hạn cho phép, thì không được dùng phương trình của khí lí tưởng mà phải dùng kết quả thực nghiệm dưới dạng phương trình, bảng số hoặc đồ thị.

Cho đến nay, chưa có phương trình trạng thái thuần túy lí thuyết dùng chính xác cho khí thực. Thường trên cơ sở phương trình trạng thái của khí lí tưởng, đưa vào những hệ số xác định bằng thực nghiệm. Đã có hàng trăm phương trình, như phương trình Van der Waals (Vandevan), phương trình Beattie - Bridgman (Biti - Britmen), phương trình Vukhalôvic và Nôvicóp v.v..., nhưng phương trình đơn giản thì ít chính xác, phương trình chính xác cao thì quá phức tạp, nên trong tính toán thông thường, ít dùng phương trình trạng thái của khí thực mà dùng các bảng hoặc đồ thị.

1.4.5 Một số đồ thị và bảng số dùng cho khí thực

1.4.5.1 Đồ thị : Theo định luật pha, ta có thể dùng tọa độ do 2 thông số tạo thành để xác định trạng thái của môi chất. Thường dùng đồ thị $p-v$, $T-s$, $i-s$ hoặc $i-p$ v.v... là đủ để giải các bài toán nhiệt kĩ thuật. Trên các đồ thị đó, khi xác định được một trạng thái nhờ giao điểm của hai đường theo thông số đã cho, ta có thể xác định được tất cả các thông số còn lại như p , t , v , i , s , v.v...

1.4.5.2 Các bảng số : Có hai loại bảng : bảng bão hòa (2 pha cùng tồn tại) và bảng một pha (nước chưa sôi và hơi quá nhiệt).

Theo định luật pha, dùng bảng bão hòa chỉ cần biết một thông số là có thể xác định được trạng thái, thường cho theo áp suất p hoặc nhiệt độ t . Trong cả hai bảng đều cho thông số của nước bão hòa v' , i' , s' và của hơi bão hòa khô v'' , i'' , s'' . Trong bảng cho theo p thì có nhiệt độ bão hòa tương ứng và ngược lại trong bảng cho theo t thì có áp suất bão hòa tương ứng. Trong bảng không có u vì u có thể tính theo :

$$u = i - pv$$

THƯ VIỆN
HUBT

(1-7a)

Đối với hơi bão hòa ẩm, hỗn hợp của hai pha, vẫn dùng bảng bão hòa nhưng phải biết thêm một thông số nữa, thường cho thêm độ khô x và lúc đó một thông số của hơi bão hòa ẩm, thí dụ i_x có thể tính theo :

$$i_x = xi'' + (1 - x)i' = i' + x(i'' - i') \quad (1-20a)$$

và
$$v_x = v' + x(v'' - v') \quad (1-20b)$$

$$s_x = s' + x(s'' - s') \quad (1-20c)$$

Nếu cho thêm một thông số khác, thí dụ như v_x thì cần tính x và sau đó tính các thông số khác theo x . Tính x theo :

$$x = \frac{v_x - v'}{v'' - v'} = \frac{i_x - i'}{i'' - i'} = \frac{s_x - s'}{s'' - s'} \quad (1-20d)$$

Bảng một pha, tra theo hai thông số độc lập p và t thường cho giá trị của v , i , s của nước (lông) chưa sôi và hơi quá nhiệt ; giữa nước chưa sôi và hơi quá nhiệt có đường phân ranh giới.

Trong bảng cũng không có nội năng u nên phải tính theo (1-7a) :

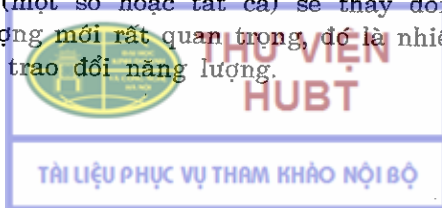
$$u = i - pv$$

Chú ý là trong bảng cũng như đồ thị, các số liệu đều là kết quả thực nghiệm, nên giữa các bảng của các tác giả khác nhau có thể có sự sai khác về trị số cũng như phạm vi sử dụng của thông số.

CHƯƠNG 2

ĐỊNH LUẬT NHIỆT THỨ NHẤT VÀ CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT CƠ BẢN CỦA MÔI CHẤT Ở PHA KHÍ

Trong chương này ta nghiên cứu các quá trình tức là sự thay đổi liên tục từ một trạng thái cân bằng của môi chất đến một trạng thái khác. Khi môi chất tiến hành một quá trình thì thông số trạng thái (một số hoặc tất cả) sẽ thay đổi, ngoài ra xuất hiện hai đại lượng mới rất quan trọng, đó là nhiệt lượng và công - hai dạng để trao đổi năng lượng.



2.1. NHIỆT, CÔNG VÀ CÁC PHƯƠNG PHÁP XÁC ĐỊNH

Nhiệt và công là hai phương tiện mà môi chất dùng để trao đổi năng lượng khi thực hiện một quá trình. Khi trao đổi năng lượng bằng công thì bao giờ cũng kèm theo một sự chuyển động vĩ mô, còn khi trao đổi năng lượng bằng nhiệt thì bao giờ cũng tồn tại sự chênh lệch về nhiệt độ.

2.1.1. Nhiệt lượng và các phương pháp tính

Có nhiều cách tính nhiệt lượng, ở đây giới thiệu hai cách tính nhiệt lượng theo sự thay đổi nhiệt độ (tức là tính theo nhiệt dung riêng) và tính nhiệt lượng theo sự thay đổi entropi.

2.1.1.1 Tính nhiệt lượng theo sự thay đổi nhiệt độ

Khảo sát một quá trình nguyên tố, khi cấp cho môi chất một lượng nhiệt vô cùng bé dq , thì nhiệt độ của môi chất cũng thay đổi một lượng vô cùng bé dt , ta thấy :

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

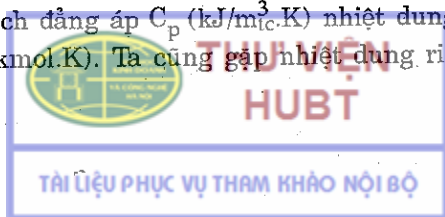
Ở đây c - nhiệt dung riêng của môi chất trong quá trình đó.

a) *Nhiệt dung riêng của môi chất c* : Là nhiệt lượng cần thiết để đưa nhiệt độ của một đơn vị môi chất tăng lên một độ theo một quá trình nào đó.

Theo đơn vị đo lường môi chất, ta chia ra : nhiệt dung riêng khối lượng nếu môi chất đo bằng kg, nhiệt dung riêng thể tích nếu đo bằng m^3 và nhiệt dung riêng kilomol nếu đo bằng kilomol.

Theo đặc điểm của quá trình, có thể chia thành nhiều loại, nhưng thường dùng hai loại : nhiệt dung riêng đẳng áp và nhiệt dung riêng đẳng tích.

Trong nhiệt kỹ thuật, thường gặp các loại nhiệt dung riêng sau : nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp c_p (kJ/kg.K), nhiệt dung riêng thể tích đẳng áp C_p (kJ/m³.K) nhiệt dung riêng kilomol đẳng áp μc_p (kJ/kmol.K). Ta cũng gặp nhiệt dung riêng khối lượng



đẳng tích c_v (kJ/kg.K), nhiệt dung riêng thể tích đẳng tích C'_v (kJ/m³.K) và nhiệt dung riêng kilômôl đẳng tích μc_v (kJ/kmol.K).

Giữa các loại nhiệt dung riêng có quan hệ như sau :

$$c_p = \frac{\mu c_p}{\mu} = c'_p \cdot v_o, \text{ (kJ/kg.K)} \quad (2-2a)$$

$$C'_p = c_p \cdot \rho_o = \frac{\mu C'_p}{22,4} \text{ (kJ/m}^3\text{.K)} \quad (2-2b)$$

$$\mu c_p = c_p \cdot \mu = c'_p \cdot 22,4, \text{ (kJ/kmol.K)} \quad (2-2c)$$

Giữa các nhiệt dung riêng đẳng tích cũng có các quan hệ tương tự như giữa các nhiệt dung riêng đẳng áp.

Giữa các nhiệt dung riêng đẳng áp và các nhiệt dung riêng đẳng tích có các quan hệ như sau :

$$\frac{c_p}{c_v} = \frac{c'_p}{c'_v} = \frac{\mu c_p}{\mu c_v} = k \quad (2-3a).$$

k được gọi là số mũ đoạn nhiệt ; đối với khí lí tưởng k là một hằng số, phụ thuộc vào số nguyên tử tạo thành phân tử : khí một nguyên tử có k = 1,67, khí hai nguyên tử có k = 1,4, khí ba nguyên tử có k = 1,3. Với khí thực k còn phụ thuộc vào nhiệt độ.

Đối với khí lí tưởng có công thức Mayer (Mayer) :

$$c_p - c_v = R = \frac{8314}{\mu}, \text{ (J/kg.K)} \quad (2-3b)$$

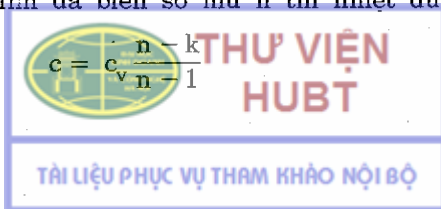
Từ hai quan hệ trên, có thể rút ra được công thức tính c_p và c_v của khí lí tưởng theo k và R :

$$c_v = \frac{R}{k - 1} \quad (2-3c)$$

và
$$c_p = \frac{k}{k - 1} R \quad (2-3d)$$

Với quá trình đa biến số mũ n thì nhiệt dung riêng bằng:

$$c = c_v \frac{n - k}{n - 1} \quad (2-3e)$$



Nhiệt dung riêng của một loại môi chất, phụ thuộc chủ yếu vào nhiệt độ, nó phụ thuộc rất ít vào áp suất, trong kĩ thuật nhiệt có thể bỏ qua.

Tùy theo tính chất, trạng thái của môi chất và yêu cầu về độ chính xác, nhiệt dung riêng có thể coi là hằng số và có giá trị như trong bảng 2.1.

Bảng 2.1

NHIỆT DUNG RIÊNG CỦA KHÍ LÍ TƯỢNG

Loại khí	k	$\mu c_v \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \right)$	$\mu c_p \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \right)$
Khí một nguyên tử	1.67	12.6	20.9
Khí hai nguyên tử	1.40	20.9	29.3
Khí ba nguyên tử	1.30	29.3	37.7

Khí yêu cầu về độ chính xác cao hơn, có thể coi nhiệt dung riêng có quan hệ bậc một (đường thẳng) với nhiệt độ theo công thức :

$$c = a_0 + a_1 t \quad (2-4a)$$

Yêu cầu chính xác càng cao và ở trạng thái càng xa khí lí tưởng, có thể lấy quan hệ bậc hai hoặc cao hơn nữa.

b) *Tính nhiệt lượng theo nhiệt dung riêng* : Dựa vào công thức (2-1) ta có : $dq = c dt$ (2 - 5a)

Từ (2-5a), ta có thể tính nhiệt lượng cần thiết để đưa một đơn vị môi chất từ nhiệt độ t_1 đến t_2 theo một trong ba phương pháp sau :

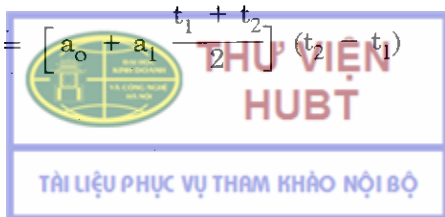
$$(1) \quad q_{1,2} = \int_1^2 dq = \int_{t_1}^{t_2} c dt \quad (2-5b)$$

Có quan hệ giữa c và t , thay vào, lấy tích phân sẽ tính được $q_{1,2}$:

Nếu $c = \text{const}$, ta được : $q_{1,2} = c(t_2 - t_1)$ (2-5c)

nếu $c = a_0 + a_1 t$, ta được :

$$q_{1,2} = \left[a_0 + a_1 \frac{t_1 + t_2}{2} \right] (t_2 - t_1) \quad (2-5d)$$

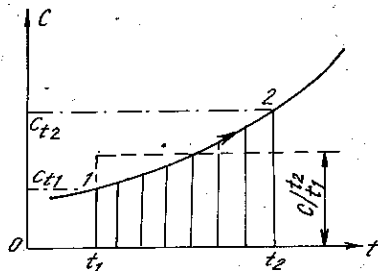


Cũng từ 2-5b, ta có thể tính $q_{1,2}$ bằng diện tích 1 2 $t_2 t_1$ trên đường cong $C(t)$ (H. 2-1).

$$(2) \quad q_{1,2} = \int_{t_1}^{t_2} c dt = c \Big|_{t_1}^{t_2} (t_2 - t_1) \quad (2-5d)$$

trong đó : $c \Big|_{t_1}^{t_2}$ là nhiệt dung

riêng trung bình của môi chất trong phạm vi nhiệt độ từ t_1 đến t_2 , biểu thị bằng chiều cao hình chữ nhật có đáy bằng $t_2 - t_1$ và diện tích bằng $q_{1,2}$.



Hình 2-1

$$(3) \quad q_{1,2} = \int_0^{t_2} c dt - \int_0^{t_1} c dt = c \Big|_0^{t_2} \cdot t_2 - c \Big|_0^{t_1} \cdot t_1 \quad (2-5e)$$

Ghi chú :

1) Trong thực tế, trên cơ sở thực nghiệm, người ta chỉnh lý dưới dạng nhiệt dung riêng thực hoặc nhiệt dung riêng trung bình trong phạm vi nhiệt độ từ 0 đến t . Lúc đó, nếu muốn tính theo (2-5d)

thì thay t bằng $\frac{t_1 + t_2}{2}$ vào công thức nhiệt dung riêng thực hay thay

$t = t_1 + t_2$ vào nhiệt dung riêng trung bình từ 0 đến t sẽ có $c \Big|_{t_1}^{t_2}$

2) Đối với một hỗn hợp khí, có thể tính nhiệt dung riêng tương đương của hỗn hợp theo :

$$c = \sum_{i=1}^n g_i c_i \quad (\text{kJ/kg.K}) \quad (2-6a)$$

hoặc :

$$C' = \sum_{i=1}^n r_i \cdot C'_i \quad (\text{kJ/m}^3 \cdot \text{K}) \quad (2-6b)$$

$$\mu c = \sum_{i=1}^n r_i (\mu c)_i \quad (\text{kJ/kmol.K}) \quad (2-6c)$$

3) Ở trên là tính cho một đơn vị môi chất, nếu khác cần nhân với số đơn vị môi chất.

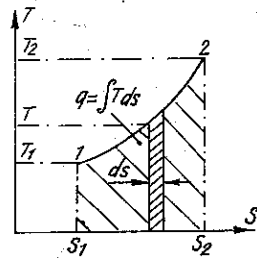
2.1.1.2 Tính nhiệt lượng theo sự thay đổi entropi

Từ định nghĩa $ds = \frac{dq}{T}$, ta tính nhiệt lượng cần thiết để đưa một đơn vị môi chất từ trạng thái 1 sang trạng thái 2 theo :

$$q_{1;2} = \int_1^2 dq = \int_{s_1}^{s_2} T \cdot ds \quad (2-7)$$

Từ (2-7) ta tính được q nếu thay quan hệ giữa T và s vào để lấy tích phân ; rõ ràng là khi $T = \text{const}$ thì rất thuận lợi.

Cũng từ (2-7) ta thấy $q_{1;2}$ có thể được biểu thị bằng diện tích $12s_2s_1$, tức là diện tích giới hạn bởi đường quá trình, trục hoành và hai đường song song với trục tung kẻ từ hai điểm nút của quá trình (H.2-2).



Hình 2-2

Ghi chú :

1) Ta thấy dq luôn cùng dấu với ds vì T dương, nghĩa là khi ds dương, tức là s tăng thì $q_{1;2}$ dương, quy ước là môi chất nhận nhiệt. Nhưng $q_{1;2}$ không phải luôn đồng dấu với dt .

2) $q_{1;2}$ không phải là thông số trạng thái mà là hàm số của quá trình, nghĩa là cùng trạng thái 1 và 2, nếu tiến hành theo các quá trình khác nhau thì $q_{1;2}$ khác nhau.

2.1.2. Các loại công của môi chất

Về mặt cơ học, công có trị số bằng tích giữa lực với độ dời theo hướng của lực. Trong nhiệt kĩ thuật thường gặp các loại công : công dẫn nở, công lưu động, công kĩ thuật... và ngoại công.

2.1.2.1 Công dẫn nở

Công dẫn nở là công do môi chất thực hiện khi có sự thay đổi về thể tích. Đối với 1kg môi chất, khi thể tích của nó thay đổi dv , thì công dẫn nở bằng :



đl = p dv

(2-8)

THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

khi thể tích thay đổi từ v_1 đến v_2 thì công giãn nở của 1 kg môi chất bằng :

$$l = \int_{v_1}^{v_2} p dv \quad (2-9)$$

Từ (2-9) ta thấy có thể tính l theo phương pháp tính $q_{1,2}$, nghĩa là thay p bằng hàm số của v rồi lấy tích phân hoặc biểu thị bằng diện tích $l_{2v_2v_1}$ trên đồ thị $p-v$ (H. 2-3).

Ghi chú :

1) Công giãn nở không phải là thông số trạng thái mà là hàm số quá trình.

2) dv và dV luôn cùng dấu, nghĩa là dv dương, thể tích tăng thì công giãn nở là dương, quy định là công do môi chất thực hiện.

3) Khi giãn nở, thể tích tăng còn áp suất thì có thể tăng, giảm hoặc không đổi.

2.1.2.2 Ngoại công : Là phần công giãn nở dùng để thỏa mãn các phụ tải bên ngoài. Trong hệ thống kín, nếu không có ma sát thì ngoại công có thể bằng công giãn nở do môi chất tạo ra. Còn trong hệ thống hở thì vì môi chất bắt buộc phải thay đổi vị trí, cần tiêu hao một lượng công gọi là công lưu động, cho nên ngoại công trong trường hợp này thường gọi là công kĩ thuật, bằng công giãn nở trừ công lưu động.

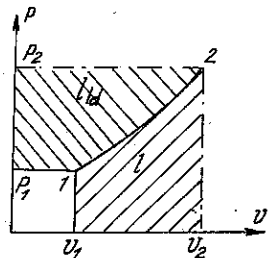
Đối với 1 kg môi chất, công lưu động chứng minh được bằng :

$$dl_{ld} = d(pv) \quad (2-10)$$

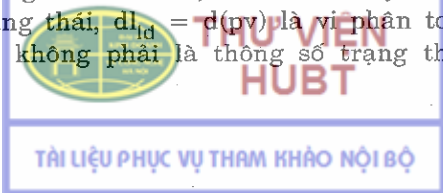
và công kĩ thuật bằng :

$$dl_{kt} = dl - dl_{ld} = pdv - d(pv) = -vdp \quad (2-11)$$

Từ các công thức (2-10), (2-11) ta thấy công lưu động là một thông số trạng thái, $dl_{ld} = d(pv)$ là vi phân toàn phần, còn công kĩ thuật thì không phải là thông số trạng thái, là hàm số quá



Hình 2-3



trình. Đối với một quá trình hữu hạn, công kĩ thuật có thể tính được theo :

$$l_{kt} = \int_1^2 dl_{kt} = \int_{p_1}^{p_2} -vdp = \int_{p_2}^{p_1} vdp \quad (2-12)$$

Nếu có hàm số của v đối với p , thay vào, lấy tích phân sẽ tính được công kĩ thuật. Công kĩ thuật cũng có thể biểu thị bằng diện tích $12p_2p_1$ trên đồ thị $p.v.$ (H.2-3)

Ghi chú :

1) dl_{kt} luôn ngược dấu với dp , nghĩa là nếu dp âm, áp suất giảm thì công kĩ thuật dương, môi chất thực hiện công.

2) Đối với một quá trình, thì công kĩ thuật và công giãn nở có giá trị khác nhau, còn đối với một chu trình thì công kĩ thuật bằng công giãn nở vì công lưu động trong chu trình bằng không.

2.2. ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG THỨ NHẤT

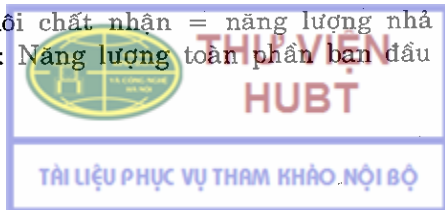
2.2.1 Nội dung và ý nghĩa của định luật nhiệt động thứ nhất

Đây là một trong những định luật nhiệt cơ bản nhất, thực chất đó là định luật về bảo toàn và chuyển hóa năng lượng ứng dụng trong phạm vi nhiệt, có thể phát biểu như sau : "giữa nhiệt năng và các dạng năng lượng khác như cơ năng, điện năng v.v... có thể biến hóa lẫn nhau và khi một lượng nhiệt năng xác định bị tiêu hao tất sẽ được một lượng xác định năng lượng khác tương ứng, còn tổng năng lượng hoặc năng lượng toàn phần của môi chất không thay đổi". Nội dung của định luật là duy nhất, nhưng trong từng trường hợp cụ thể có thể có những cách phát biểu và biểu thức khác nhau.

2.2.2. Biểu thức của định luật nhiệt động thứ nhất

Theo tinh thần đã nói ở trên, khi môi chất tiến hành một quá trình có trao đổi năng lượng với môi trường, ta có thể viết :

Năng lượng môi chất nhận = năng lượng nhả + năng lượng tăng thêm, hoặc : Năng lượng toàn phần ban đầu = năng lượng



toàn phần cuối + năng lượng trao đổi. Năng lượng toàn phần bằng tổng ngoại động năng $W_{\text{đ}}$, ngoại thế năng W_t , nội năng U , trong hệ hở còn có thế năng áp suất hoặc năng lượng đẩy pV. Nhưng ngoại động năng và ngoại thế năng thay đổi rất ít, có thể bỏ qua, do vậy có thể lấy năng lượng toàn phần của hệ kín bằng nội năng U và của hệ hở bằng entanpi $I = U + pV$.

Khảo sát 1 kg môi chất, khi cung cấp cho nó một nhiệt lượng là dq , ta thấy nhiệt độ môi chất thay đổi dT và thể tích thay đổi dv . Nhiệt độ thay đổi, chứng tỏ nội động năng thay đổi; thể tích thay đổi chứng tỏ nội thế năng thay đổi và môi chất thực hiện công giãn nở. Điều đó có thể biểu thị bằng phương trình:

$$dq = du + dl \quad (2 - 13a)$$

hoặc: $dq = du + pdv \quad (2 - 13b)$

Nếu thay $pdv = d(pv) - vdp$ và thay $i = u + pv$, được

$$dq = di - vdp \quad (2 - 14a)$$

hoặc $dq = di + dl_{kt} \quad (2 - 14b)$

Các phương trình (2-13a, b), (2-14a, b) có thể dùng được cho cả hệ thống kín lẫn hệ thống hở, cả khí lí tưởng lẫn khí thực. Riêng đối với khí lí tưởng, có thể chứng minh được $du = c_v dT$ và $di = c_p dT$, nên định luật nhiệt thứ nhất có thể biểu thị:

$$dq = c_v dT + pdv \quad (2 - 15a)$$

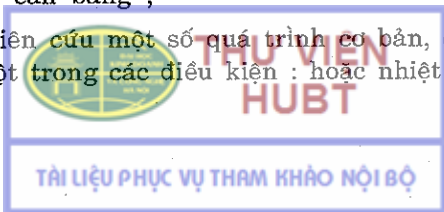
hoặc $dq = c_p dT - vdp \quad (2 - 15b)$

2.3 CÁC QUÁ TRÌNH CƠ BẢN CỦA KHÍ Lí TƯỞNG

Các điều kiện hạn chế trong phần này:

- Môi chất phải là khí lí tưởng;
- Quá trình phải là thuận nghịch, tất cả trạng thái trong quá trình phải là cân bằng;

- Chỉ nghiên cứu một số quá trình cơ bản, có sự hạn chế thể hiện bằng một trong các điều kiện: hoặc nhiệt dung riêng không



thay đổi trong cả quá trình hoặc tỉ số $\alpha = \frac{\Delta u}{q}$ không thay đổi hoặc một thông số trạng thái nào đó không thay đổi trong cả quá trình, thí dụ như nhiệt độ, áp suất, thể tích riêng hoặc entropi.

Ta sẽ nghiên cứu các quá trình cơ bản qua các bước :

- Viết phương trình quá trình và biểu diễn các quá trình trên đồ thị.
- Xác định quan hệ giữa các thông số cơ bản ở các trạng thái khác nhau.
- Xác định lượng thay đổi của một số thông số trạng thái thường dùng.
- Tính công và nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất và môi trường.

2.3.1. Viết phương trình quá trình và biểu diễn trên đồ thị

Trước hết viết cho một quá trình tổng quát - quá trình đa biến, và sau đó suy ra các quá trình cơ bản.

2.3.1.1 Phương trình quá trình đa biến

Từ biểu thức định luật nhiệt thứ nhất và công thức tính nhiệt lượng theo nhiệt dung riêng, ta có :

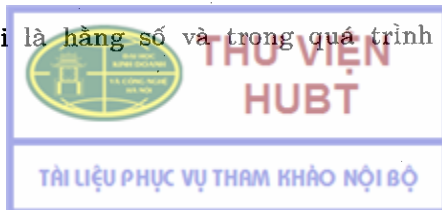
$$\left. \begin{aligned} dq &= c_p dT - v dp = c dT \\ dq &= c_v dT + p dv = c dT \end{aligned} \right\} \quad (a)$$

Từ hệ phương trình (a) có thể cho hệ phương trình :

$$\left. \begin{aligned} (c - c_p) dT &= -v dp \\ (c - c_v) dT &= p dv \end{aligned} \right\} \quad (b)$$

Chia vế theo vế được :
$$\frac{c - c_p}{c - c_v} = - \frac{v}{p} \cdot \frac{dp}{dv} \quad (c)$$

Đặt $\frac{c - c_p}{c - c_v} = n$, nó là hằng số ($0 \pm \infty$) ; c_p , c_v của khí lí tưởng có thể coi là hằng số và trong quá trình cơ bản đã giả



thiết $c =$ hằng số, không thay đổi trong suốt quá trình nên ta có :

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

Sau khi biến đổi, ta được :

$$pv^n = \text{const} \quad (2-16)$$

Phương trình (2-16) được gọi là phương trình của quá trình đa biến ; n là số mũ đa biến, với các giá trị n khác nhau, ta có : với $n = 0$, ta được $p = \text{const}$ (2 - 16a) gọi là phương trình quá trình đẳng áp ; với $n = 1$, ta được $pv = \text{const}$ (2-16b) là phương

trình quá trình đẳng nhiệt ; với $n = k = \frac{c_p}{c_v}$ ta được $p.v^k = \text{const}$

(2-16c) là phương trình quá trình đoạn nhiệt ; với $n = \pm \infty$, ta được $v = \text{const}$ (2-16d) là phương trình quá trình đẳng tích.

2.3.1.2. Biểu diễn các quá trình trên đồ thị $p - v$ và $T - s$

Một trạng thái, một quá trình, một chu trình của môi chất đơn một pha có thể biểu diễn trên đồ thị tọa độ do hai thông số độc lập với nhau tạo thành. Thường dùng nhất là đồ thị $p - v$ và $T - s$ vì diện tích trên đồ thị $p - v$ và $T - s$ có thể biểu diễn công và nhiệt lượng trao đổi giữa môi chất với môi trường.

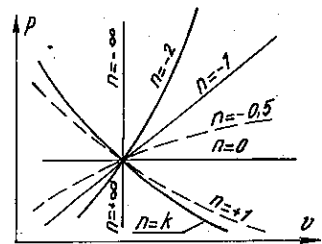
Trên đồ thị $p - v$, quá trình đa biến với phương trình $pv^n = \text{const}$ được biểu thị bằng một họ đường cong có hệ số góc bằng :

$$\frac{dp}{dv} = \text{tg}\beta = -n \frac{p}{v} \quad (2-17)$$

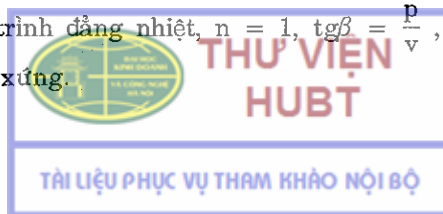
- Với quá trình đẳng áp, $n = 0$, $\text{tg}\beta = 0$, ta được đường thẳng song song với trục hoành v (H.2-4).

- Với quá trình đẳng tích, $n = \pm \infty$, $\text{tg}\beta = \pm \infty$, ta được đường thẳng song song với trục tung.

- Với quá trình đẳng nhiệt, $n = 1$, $\text{tg}\beta = -\frac{p}{v}$, được một đường hypecbôn đối xứng.



Hình 2-4



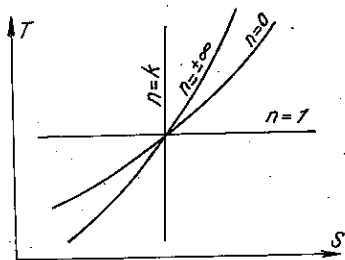
- Với quá trình đoạn nhiệt có $n = k = \frac{c_p}{c_v} > 1$, ta cũng được một đường hypecbôn có độ dốc lớn hơn độ dốc của đường đẳng nhiệt.
 - Với quá trình đa biến bất kì, nếu $n > 0$, các đường biểu diễn nằm trong khu vực II và IV, nếu $n < 0$, các đường biểu diễn nằm trong khu vực I và III.

Trên đồ thị $T-s$, ta tìm $\frac{dT}{ds}$ để xác định hệ số góc của đường biểu diễn.

Từ $ds = \frac{dq}{T} = \frac{cdT}{T}$ ta được $\frac{dT}{ds} = \frac{T}{c}$. Thay $n = \frac{c - c_p}{c - c_v}$ và $k = \frac{c_p}{c_v}$, ta được :

$$\frac{dT}{ds} = \frac{T}{c_v} \frac{n-1}{n-k} \quad (2-18)$$

- Với quá trình đẳng nhiệt, $n = 1$ nên $\frac{dT}{ds} = 0$, đường biểu diễn là một đường thẳng song song với trục hoành (H.2-5).




Hình 2-5

- Với quá trình đoạn nhiệt, $n = k$ nên $\frac{dT}{ds} = \infty$, đường biểu diễn là một đường thẳng song song với trục tung.

- Với quá trình đẳng áp, $n = 0$ nên $\frac{dT}{ds} = \frac{T}{c_p}$, đường biểu diễn là một đường cong có hệ số góc tăng dần theo nhiệt độ, mặt lồi quay xuống dưới.

- Với quá trình đẳng tích, $n = \pm \infty$, nên $\frac{dT}{ds} = \frac{T}{c_v}$, đường biểu diễn cũng có dạng tương tự như đường đẳng áp, nhưng có độ dốc lớn hơn vì $c_p > c_v$ và

$\frac{T}{c_v} > \frac{T}{c_p}$



**THƯ VIỆN
HUBT**

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Cần chú ý là hai đường đẳng áp hoặc hai đường đẳng tích trên đồ thị T.- s có khoảng cách nằm ngang không đổi, vì có thể chứng minh được :

$$\Delta s_v = R \ln \frac{v_2}{v_1} \text{ và } \Delta s_p = R \ln \frac{p_1}{p_2}$$

2.3.2. Quan hệ giữa các thông số cơ bản của các trạng thái

Từ phương trình quá trình đa biến, ta có :

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^n \quad (2-19a)$$

hoặc

$$\frac{v_2}{v_1} = \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{1/n} \quad (2-19b)$$

Viết phương trình trạng thái : $p_2 v_2 = RT_2$ và $p_1 v_1 = RT_1$, rồi chia theo vế, ta được :

$$\frac{p_2}{p_1} \cdot \frac{v_2}{v_1} = \frac{T_2}{T_1} ;$$

Thay (2-19a) hoặc (2-19b) vào ta được :

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{n-1} \quad (2-19c)$$

- Với quá trình đẳng áp, $n = 0$, được $p_2 = p_1$

và

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{v_2}{v_1} \quad (2-19d)$$

- Với quá trình đẳng tích, $n = \pm \infty$, được $v_2 = v_1$ và

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{p_2}{p_1} \quad (2-19e)$$

- Với quá trình đẳng nhiệt, $n = 1$, được $\frac{p_2}{p_1} = \frac{v_1}{v_2}$ (2-19g)

và $T_2 = T_1$.



- Với quá trình đoạn nhiệt, $n = k$, nên :

$$\frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^k \quad \text{và}$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^{k-1}$$

2.3.3. Lượng thay đổi các thông số trạng thái

2.3.3.1. Lượng thay đổi nội năng

Từ trạng thái 1 có u_1 đến trạng thái 2 có u_2 , nếu thay đổi theo bất cứ quá trình nào thì ta cũng có :

$$\Delta u = u_2 - u_1 \quad (2-20a)$$

Riêng đối với khí lí tưởng, u chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ, ta chứng minh được, đối với bất cứ quá trình nào ta cũng có $du = c_v dT$; và khi thay đổi từ những trạng thái có nhiệt độ T_1 đến những trạng thái có nhiệt độ T_2 bằng bất cứ quá trình nào cũng có :

$$\Delta u = u_2 - u_1 = \int_{T_1}^{T_2} c_v dT \quad (2-20b)$$

2.3.3.2. Lượng thay đổi entanpi

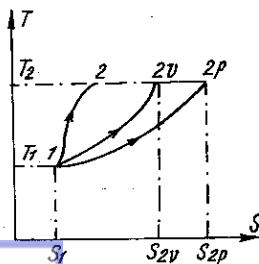
Cũng lí luận tương tự như đối với nội năng, ta thấy : từ trạng thái 1 đến trạng thái 2, tiến hành theo bất cứ quá trình nào, ta cũng có :

$$\Delta i = i_2 - i_1 \quad (2-21a)$$

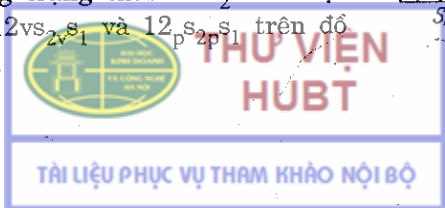
Riêng đối với khí lí tưởng, có $di = c_p dT$

$$\text{và } \Delta i = i_2 - i_1 = \int_{T_1}^{T_2} c_p dT \quad (2-21b)$$

Ghi chú : Từ công thức (2-20b) và (2-21b) ta có thể biểu diễn Δu và Δi của các quá trình bất kì từ những trạng thái có t_1 , đến những trạng thái có t_2 lần lượt bằng diện tích $12vs_2s_1$ và $12s_2s_2p_1$ trên đồ thị T-s (H.2-6).



Hình 2-6



2.3.3.3. Lượng thay đổi entropi

Thay phương trình định luật I vào vi phân $ds = \frac{dq}{T}$,

$$\text{ta được : } ds = c_v \frac{dT}{T} + R \frac{dv}{v} \quad (\text{a})$$

$$\text{hoặc : } ds = c_p \frac{dT}{T} - R \frac{dp}{p} \quad (\text{b})$$

$$\text{hoặc : } ds = c_p \frac{dv}{v} + c_v \frac{dp}{p} \quad (\text{c})$$

$$\text{hoặc } ds = \frac{cdT}{T} \quad (\text{d})$$

Với quá trình hữu hạn, ta được :

$$\Delta s = \int_{s_1}^{s_2} ds = s_2 - s_1 = c_v \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{v_2}{v_1} \quad (2-22a)$$

$$\text{hoặc } \Delta s = c_p \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (2-22b)$$

$$\text{hoặc } \Delta s = c_p \ln \frac{v_2}{v_1} + c_v \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (2-22c)$$

$$\text{hoặc } \Delta s = c \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (2-22d)$$

2.3.3.4. Lượng thay đổi exegit

Từ trạng thái 1 đến trạng thái 2, tiến hành theo bất kì quá trình nào cũng có :

$$\begin{aligned} \Delta e &= e_2 - e_1 = \\ &= [(i_2 - i_o) - T_o(s_2 - s_o)] - [(i_1 - i_o) - T_o(s_1 - s_o)] \\ &= (i_2 - i_1) - T_o(s_2 - s_1) \\ &= \Delta i - T_o \Delta s \end{aligned} \quad (2-23)$$

2.3.4. Tính nhiệt lượng và công trao đổi trong quá trình

2.3.4.1. Tính nhiệt lượng.

Có thể tính nhiệt lượng theo một trong các cách sau :



- Từ công thức (2-5a), tính q theo các công thức (2-5b, c, d, đ, e), nhưng cần lưu ý là vì $c = c_v \frac{n-k}{n-1}$ nên khi $1 < n < k$ thì c có giá trị âm, nghĩa là cấp nhiệt cho môi chất mà nhiệt độ của nó lại giảm; và khi $n = 1$, $c \rightarrow \pm \infty$.

- Có thể tính q theo công thức (2-7) :

$$q_{1;2} = \int_{s_1}^{s_2} T.ds ;$$

với quá trình đẳng nhiệt rất thuận lợi, (2-7a) tức là :

$$q_T = T(s_2 - s_1)$$

- Có thể tính theo : $q = \Delta u + l$ (2-24) ; với quá trình đẳng

tích có $l_v = \int_{v_1}^{v_2} p dv = 0$, nên $q_v = \Delta u$ (2-24a)

- Có thể tính theo $q = \Delta i + l_{kt}$ (2-24b), với quá trình đẳng

áp có $l_{kt} = \int_{p_2}^{p_1} v dp = 0$ nên $q_p = \Delta i$ (2-24c)

- Với quá trình đoạn nhiệt (thuận nghịch) có thể dùng công thức (2-7a), trong đó $s_1 = s_2$ nên $q_s = 0$

- Với quá trình đẳng nhiệt có $\Delta u = \Delta i = 0$


nên $q_T = l_T = l_{ktT}$ (2-24d)

2.3.4.2. *Tính công dân nở.* Cũng có nhiều cách tính, có thể chọn một trong các cách sau tùy theo điều kiện cụ thể.

- Có thể từ công thức (2-9) : $l = \int_{v_1}^{v_2} p dv$ để tính l bằng diện

tích $12v_2v_1$ trên đồ thị pv hoặc thay quan hệ giữa p với v vào rồi lấy tích phân.

Với quá trình đa biến có $p_1 v_1^k = p_2 v_2^k = \dots = p v^k$ và



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

$$\text{nên } l = \frac{1}{n-1} (p_1 v_1 - p_2 v_2) = \frac{p_1 v_1}{n-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad (2-25a)$$

Cũng có thể dùng phương trình trạng thái của khí lí tưởng để

$$\text{có : } l = \frac{R}{n-1} (T_1 - T_2) = \frac{RT_1}{n-1} \left(1 - \frac{T_2}{T_1} \right) \quad (2-25b)$$

Đối với quá trình đẳng nhiệt $n = 1$ nên không dùng được (2-25a), còn đối với các quá trình khác, chỉ cần thay thế n với giá trị tương ứng, ta sẽ thấy $l_v = 0$; $l_p = p(v_2 - v_1)$ v.v...

Với quá trình đẳng nhiệt $n = 1$, phải thay $p = \frac{p_1 v_1}{v}$, lấy tích phân

$$l_T = \int_{v_1}^{v_2} p_1 v_1 \frac{dv}{v} = p_1 v_1 \ln \frac{v_2}{v_1} = RT \ln \frac{v_2}{v_1} = RT \ln \frac{p_1}{p_2} \quad (2-25c)$$

- Có thể tính công từ biểu thức của định luật nhiệt thứ nhất :

$l = q - \Delta u$ (2-25c) ; với quá trình đẳng nhiệt $\Delta u = 0$ nên $l = q = T(s_2 - s_1)$; với quá trình đoạn nhiệt có thể dùng công thức (2-25a, b) hoặc dùng $l = -\Delta u$ vì $q = 0$.

c. *Tính công kĩ thuật.* Có thể tính theo công thức (2-12)

tức là $l_{kt} = \int_{p_2}^{p_1} v dp$. Thay quan hệ giữa v và p vào ta được :

$$l_{kt} = nl, \quad (2-26a)$$

nó cũng bằng diện tích $12p_2 p_1$ trên đồ thị $p-v$

Ta thấy khi $n = 1$, ta có $l_{kt} = l$, còn với các giá trị khác của số mũ đa biến n , có thể thay vào giá trị tương ứng, với quá trình đẳng tích có $l_{vkt} = v(p_2 - p_1)$, với quá trình đẳng áp $l_{pkt} = 0$. Cũng có thể từ biểu thức định luật l được $l_{kt} = q - \Delta i$, nên với quá trình đẳng nhiệt có $l_{Tkt} = q$, với quá trình đoạn nhiệt $l_{kt} = -\Delta i$.

Nhiệt và công trong quá trình cũng có thể tính bằng diện tích trên đồ thị $T-s$ và $p-v$.

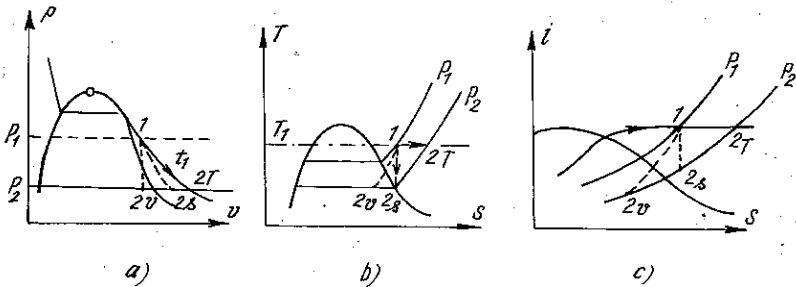


2.4. CÁC QUÁ TRÌNH CƠ BẢN CỦA KHÍ THỰC

Ta cũng chỉ giới hạn nghiên cứu các quá trình cơ bản và thuận nghịch : đẳng áp, đẳng tích, đẳng nhiệt và đoạn nhiệt. Các bước cơ bản tiến hành tương tự, chỉ khác bước đầu tiên là không viết phương trình quá trình và không dùng được phương trình trạng thái của khí lí tưởng, cụ thể các bước như sau :

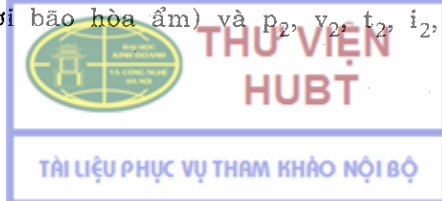
2.4.1. Biểu diễn các quá trình trên đồ thị và xác định thông số ở các trạng thái bằng đồ thị và bảng

Thường dùng đối với khí thực là đồ thị $p-v$, $T-s$ và $i-s$. Trên các đồ thị thường có các đường đẳng áp, đẳng tích, đẳng nhiệt, đôi khi có đường đẳng entanpi và đẳng entrôpi. Thường cho trạng thái 1 theo 2 thông số độc lập, thí dụ p_1 và t_1 , hoặc p_1, v_1 ; p_1, i_1 v.v... và một thông số của trạng thái thứ 2. Trạng thái 1 được xác định bởi giao điểm của 2 đường đã cho, thí dụ p_1 và t_1 (H.2-7a, b, c), từ giao điểm đó xác định được các thông số khác trên đồ thị. Trạng thái 2 được xác định bằng giao điểm giữa đường quá trình (thí dụ $t_2 = t_1$ trong quá trình đẳng nhiệt) và đường biểu thị thông số đã cho của trạng thái thứ hai, thí dụ như p_2 .



Hình 2-7

Từ điểm 1 và 2 trên đồ thị, ta xác định được $p_1, v_1, t_1, i_1, s_1, x_1$ (nếu là hơi bão hòa ẩm) và p_2, v_2, t_2, i_2, s_2 và có thể có x_2 .



Nếu dùng bảng, thì trước hết phải xác định dùng bảng một pha hay hai pha. Khi cho p_1 và t_1 , ta so sánh t_1 với nhiệt độ bão hòa ứng với áp suất p_1 ; nếu $t_1 > t_{(p_1)}$ có hơi quá nhiệt, nếu $t_1 < t_{(p_1)}$ có nước chưa sôi, cả hai trường hợp đó dùng bảng hai pha, tìm được trong bảng các thông số v_1, i_1, s_1 . Nếu $t_1 = t_{(p_1)}$, ta phải dùng bảng bão hòa, lúc đó chỉ tìm được thông số của nước sôi và hơi bão hòa khô. Nếu là hơi bão hòa ẩm thì phải biết thêm một thông số khác, tốt nhất là độ khô x_1 ; sau đó tính được

$$i_1 = i'_1 + x_1(i''_1 - i'_1) = i'_1 + x_1 r \quad (2-27a)$$

hoặc
$$s_1 = s'_1 + x_1(s''_1 - s'_1) \quad (2-27b)$$

Khi cho p_1 hoặc t_1 và một thông số khác, thí dụ như v_1 , phải so sánh: nếu $v_1 > v''_1$ hoặc $v_1 < v'_1$ ta dùng bảng 1 pha, xác định được t_1 (hoặc p_1), i_1, s_1 ; nếu $v'_1 < v_1 < v''_1$ là hơi bão hòa ẩm, có thể xác định được:

$$x_1 = \frac{v_1 - v'_1}{v''_1 - v'_1} \quad \text{rồi tính các thông số khác:}$$

$$i_1 = i'_1 + x_1(i''_1 - i'_1)$$

và:
$$s_1 = s'_1 + x_1(s''_1 - s'_1)$$

Trạng thái thứ hai xác định bằng một thông số đã cho và từ đặc điểm của quá trình xác định thêm thông số thứ hai.

2.4.2. Xác định lượng thay đổi các thông số trạng thái

Khi xác định được trạng thái đầu và trạng thái cuối, ta có:

$$\Delta i = i_2 - i_1; \quad \Delta s = s_2 - s_1;$$

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

$$\Delta e = (i_2 - i_1) - T_0(s_2 - s_1).$$

Cần chú ý là đối với khí thực, trong quá trình đẳng nhiệt Δu và Δi không phải bằng 0 như đối với khí lí tưởng.

2.4.3. Tính nhiệt lượng và công

Về nguyên tắc, có thể dùng phương pháp tương tự như đối với khí lí tưởng. Cụ thể là khi tính nhiệt dùng:

- Công thức (2-7a) đối với quá trình đẳng nhiệt : $q_T = T(s_2 - s_1)$,
xuất phát từ công thức (2-7) :

$$q_{1,2} = \int_{s_1}^{s_2} T ds ;$$

Cũng từ đây có thể xác định nhiệt lượng bằng diện tích $12s_2s_1$ trên đồ thị T-s.

- Có thể dùng công thức (2-24) : $q = \Delta u + l$, đặc biệt hay dùng công thức (2-24a) : $q_v = \Delta u$ đối với quá trình đẳng tích.

- Có thể dùng công thức (2-24b) $q = \Delta i + l_{kt}$, đặc biệt hay dùng đối với quá trình đẳng áp : $q_p = \Delta i$.

- Ít dùng công thức $dq = c dt$, vì c thay đổi rất nhiều ; đặc biệt trong quá trình hóa hơi, ngưng tụ nhiệt độ không đổi có $c = \pm \infty$ nên không dùng được.

Khi tính công, có thể dùng :

- Công thức $l = \int_{v_1}^{v_2} p dv$ để biểu thị bằng diện tích $12v_2v_1$ trên đồ thị p.v hoặc đối với quá trình đẳng tích có $l_v = 0$, quá trình đẳng áp có $l_p = p(v_2 - v_1)$.

- Công thức $l = q - \Delta u$; đối với quá trình đoạn nhiệt có $l_s = - \Delta u = u_1 - u_2$; đối với quá trình đẳng nhiệt có : $l_T = T(s_2 - s_1) - (u_2 - u_1)$

- Công thức $l_{kt} = \int_{p_2}^{p_1} v dp$ để biểu thị bằng diện tích $12p_2p_1$ trên đồ thị pv, hoặc đối với quá trình đẳng áp có $l_{pkt} = 0$, với quá trình đẳng tích $l_{vkt} = v(p_1 - p_2)$.

- Công thức $l_{kt} = q - \Delta i$, đặc biệt hay dùng với quá trình giãn nở đoạn nhiệt $q = 0$ nên $l_{skt} = - \Delta i = i_1 - i_2$.



MỘT SỐ QUÁ TRÌNH KHÁC CỦA KHÍ VÀ HƠI

Ngoài các quá trình cơ bản, ở đây sẽ giới thiệu một số quá trình khác : quá trình lưu động, quá trình tiết lưu và một số quá trình của không khí ẩm.

A. QUÁ TRÌNH LƯU ĐỘNG

3.1. MỘT SỐ KHÁI NIỆM VÀ CÔNG THỨC CƠ BẢN

Trong phần này có chú ý thêm sự thay đổi tốc độ và lưu lượng của dòng. Quá trình lưu động thường gặp trong ống tăng tốc hoặc ống tăng áp.

3.1.1. Các giả thiết khi nghiên cứu

1 - Quá trình lưu động được coi là quá trình đoạn nhiệt thuận nghịch, có thể dùng tất cả công thức của quá trình đó.

2 - Dòng môi chất chuyển động liên tục, ổn định với vận tốc coi là phân bố đều trong mỗi tiết diện. Điều đó được thể hiện trong phương trình liên tục ổn định :

$$G = \rho \cdot f \cdot \omega = f \cdot \frac{\omega}{v} = \text{const}, \text{ (kg/s)} \quad (3-1)$$


ở đây : G - lưu lượng khối lượng (kg/s) ;

f - diện tích tiết diện của dòng ở nơi khảo sát (m^2) ;

ω - vận tốc của dòng ở tiết diện được khảo sát (m/s) ;

ρ, v - khối lượng riêng và thể tích riêng của môi chất ở tiết diện khảo sát (kg/m^3), (m^3/kg).

3 - Toàn bộ công kĩ thuật chỉ làm thay đổi động năng của dòng :

$$dI_{kt} = \frac{d\omega^2}{2} \quad (3-1a)$$


THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

3.1.2. Tốc độ âm thanh

Là tốc độ lan truyền âm thanh (sự chấn động nhỏ) trong một môi trường.

$$\text{Theo khí động học } a = \sqrt{\frac{dp}{\rho}} \text{ , (m/s)} \quad (3-2a) ;$$

$$\text{Đối với khí lí tưởng có : } a = \sqrt{kp v} = \sqrt{kRT} \quad (3-2b) ;$$

a phụ thuộc bản chất và thông số trạng thái của môi chất.

$$\text{Tỉ số } \frac{\omega}{a} = M \quad (3-3)$$

gọi là trị số Mác (Mach) trong đó ω là tốc độ của dòng ở một tiết diện nào đó và a là tốc độ âm thanh trong môi chất ở tiết diện đó. Nếu $\omega < a$ tức $M < 1$ ta có dòng dưới âm ; nếu $\omega > a$, tức $M > 1$, ta có dòng siêu âm.

3.1.3. Quan hệ giữa tốc độ và áp suất của dòng

So sánh hai dạng của định luật nhiệt I : $dq = di - vdp$ và $dq = di + \frac{d\omega^2}{2} = di + \omega d\omega$; ta được : $\omega d\omega = - vdp \rightarrow$

$$d\omega = - \frac{v}{\omega} dp \quad (3-4)$$

Vì ω , v luôn dương, nên $d\omega$ và dp luôn ngược dấu, nghĩa là trong một dòng, nếu tốc độ tăng thì áp suất giảm và ngược lại.

3.1.4. Quan hệ giữa tốc độ và hình dạng ống

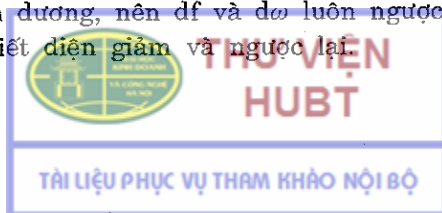
Từ phương trình (3-1), lấy lôgarit rồi vi phân, ta được :

$$\frac{d\rho}{\rho} + \frac{df}{f} + \frac{d\omega}{\omega} = 0 \quad (3-5a)$$

- Với chất lỏng không nén được, $d\rho = 0$ nên :

$$\frac{df}{f} = - \frac{d\omega}{\omega} \quad (3-5b)$$

Vì f và ω luôn dương, nên df và $d\omega$ luôn ngược dấu, nghĩa là tốc độ tăng thì tiết diện giảm và ngược lại.



- Đối với chất lỏng nén được, ta chứng minh được :

$$\frac{d\rho}{\rho} = -M^2 \frac{d\omega}{\omega}, \text{ thay vào (3-5a), ta có :}$$

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

hoặc :

$$\frac{d\omega}{\omega} = \frac{1}{M^2 - 1} \frac{df}{f} \quad (3-5c)$$

Ta thấy quan hệ về dấu giữa $d\omega$ và df tùy thuộc vào dấu của M vì ω và f luôn luôn dương :

+ $M < 1$, $d\omega$ và df luôn ngược dấu, giống như đối với chất lỏng không nén được.

+ $M > 1$, $d\omega$ và df luôn cùng dấu, nếu $d\omega$ (+), tốc độ tăng thì df cũng (+) tức là tiết diện cũng tăng.

Do vậy, muốn biết là ống tăng tốc hay tăng áp không chỉ nhìn vào hình dạng của ống mà còn phải chú ý tốc độ của dòng khí vào ống là lớn hơn hay nhỏ hơn tốc độ âm thanh. Trong thực tế, thường gặp 2 loại : ống tăng tốc nhỏ dần chỉ cho tốc độ dưới âm và ống tăng tốc hỗn hợp có thể cho tốc độ trên âm từ tốc độ vào rất thấp, thậm chí bằng không.

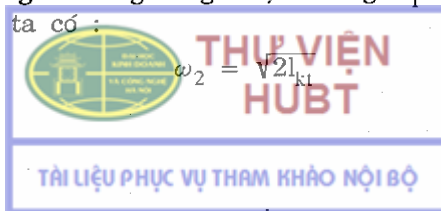
3.2. XÁC ĐỊNH TỐC ĐỘ CỦA DÒNG LƯU ĐỘNG

3.2.1. Công thức chung

Từ $\frac{d\omega^2}{2} = dl_{kt}$, lấy tích phân, chỉnh lí được :

$$\omega_2 = \sqrt{2l_{kt} + \omega_1^2} \quad (3-6a)$$

Công thức này dùng được cho cả ống tăng tốc và ống tăng áp, nhưng riêng với ống tăng tốc, thường $\omega_1 < \omega_2$, nên có thể bỏ qua ω_1 và ta có :

$$\omega_2 = \sqrt{2l_{kt}} \quad (3-6b)$$


Thay giá trị của l_{kt} của quá trình đoạn nhiệt, sẽ tính được ω_2 .

Nếu thay $l_{kt} = i_1 - i_2$, ta được $\omega_2 = \sqrt{2(i_1 - i_2)}$, m/s (3-7a)

Trong công thức trên i có đơn vị J/kg, nếu dùng i có đơn vị kJ/kg thì có công thức :

$$\omega_2 = 44,8\sqrt{i_1 - i_2}, \quad (\text{m/s}) \quad (3-7b)$$

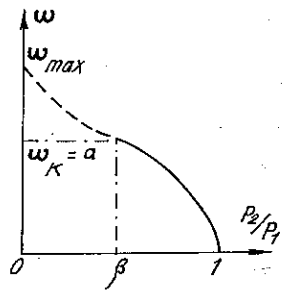
Nếu thay $l_{kt} = \frac{k}{k-1} (p_1 v_1 - p_2 v_2) =$
 $= \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \cdot \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]$

được : $\omega_2 = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}$, (m/s) (3-7c)

Ta thấy : ω_2 phụ thuộc vào trạng thái đầu (p_1, v_1), bản chất của môi chất (k)

và tỉ số $\frac{p_2}{p_1}$, (H.3-1).

Khi $\frac{p_2}{p_1} = 1$ thì $\omega_2 = 0$, nếu $\frac{p_2}{p_1}$ giảm thì ω_2 tăng.

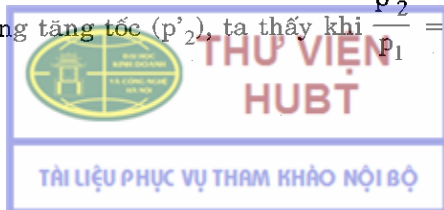


Hình 3-1

Chú ý : p_2 là áp suất của môi chất ở tiết diện cuối cùng của ống tăng tốc, không phải là áp suất của môi trường sau ống tăng tốc.

3.2.2. Tốc độ qua ống tăng tốc nhỏ dần:

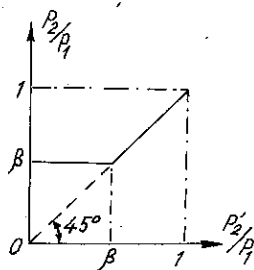
Ta làm thí nghiệm, dùng bơm chân không để giảm áp suất môi trường sau ống tăng tốc (p'_2), ta thấy khi $\frac{p'_2}{p_1} = 1$ thì $\omega_2 = 0$;



khi $\frac{p'_2}{p_1}$ giảm dần, ω_2 cũng tăng đúng như quy luật của công thức (3-7c), nhưng khi ω_2 tăng đến giá trị tới hạn thì không thay đổi nữa, mặc dầu $\frac{p'_2}{p_1}$ tiếp tục giảm đến không.

Ban đầu, người ta ngỡ là thực tế mâu thuẫn với lý thuyết, nhưng về sau đã được giải thích : sự giảm áp suất của môi trường sau ống truyền vào trong ống với một tốc độ bằng $(a - \omega_2)$, khi $\omega_2 < a$ thì p'_2 giảm làm cho p_2 giảm và $p'_2 = p_2$, nhưng khi $\omega_2 = a$, sự giảm áp suất của môi trường không truyền vào trong ống được nên p_2 giữ nguyên như khi $\omega_2 = a$, mặc dầu p'_2 tiếp tục giảm.

Do vậy khi cho tỉ số $\frac{p'_2}{p_1}$, cần so sánh với tỉ số áp suất tới hạn β (ứng với tốc độ tới hạn của dòng $\omega_k = a$), nếu $\frac{p'_2}{p_1} \geq \beta$ thì $p'_2 = p_2$, nghĩa là thay p'_2 vào p_2 , tìm được ω_2 .



Hình 3-2

Nếu $\frac{p'_2}{p_1} < \beta$, thì phải lấy $p_2 = \beta p_1 > p'_2$ thay vào để tính ω_2 , (H.3-2).

Ta chứng minh được tỉ số áp suất tới hạn :

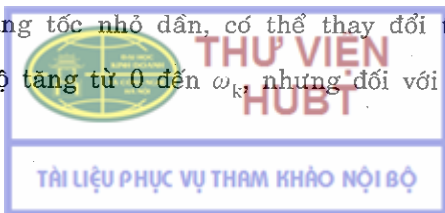
$$\beta = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{k/(k-1)} \quad (3-8)$$

nó phụ thuộc vào k , xấp xỉ bằng 0,5 và :

$$\omega_k = \sqrt{2 \frac{k}{k+1} p_1 v_1} \quad (\text{m/s}) \quad (3-9a)$$

3.2.3. Tốc độ qua ống tăng tốc hỗn hợp (Lavan)

Với ống tăng tốc nhỏ dần, có thể thay đổi tỉ số $\frac{p_2}{p_1}$ từ 1 đến β để có tốc độ tăng từ 0 đến ω_k , nhưng đối với ống tăng tốc hỗn



hợp, chỉ có một chế độ làm việc để đảm bảo tốc độ ở cổ ống bằng $\omega_k = a$, để cả phần nhỏ dẫn và phần lớn dẫn cùng thỏa mãn điều kiện làm việc của ống tăng tốc.

Tốc độ ở cổ ống, luôn luôn là tốc độ tới hạn, có thể tính theo công thức :

$$\omega_k = \sqrt{2 \frac{k}{k+1} p_1 v_1} \quad , \quad (\text{m/s}) \quad (3-9b)$$

hoặc
$$\omega_k = \sqrt{2(i_1 - i_k)} \quad , \quad (\text{m/s}) \quad (3-9c)$$

Ở đây : i_k được xác định theo $p_k = \beta p_1$.

Tốc độ ở các tiết diện khác có thể tính theo các công thức (3-7a, b, c).

3.3. XÁC ĐỊNH LƯU LƯỢNG CỦA DÒNG

3.3.1. Công thức chung

Từ phương trình liên tục ổn định (3-1) :

$$G = \frac{f_1 \omega_1}{v_1} = \frac{f_2 \omega_2}{v_2} = \dots = \frac{f \omega}{v} = \text{const} \quad , \quad (\text{kg/s})$$

Ta có thể tính lưu lượng ở bất kỳ một tiết diện nào, đó cũng là lưu lượng chung của cả dòng. Thường tính ở tiết diện ra khỏi ống :

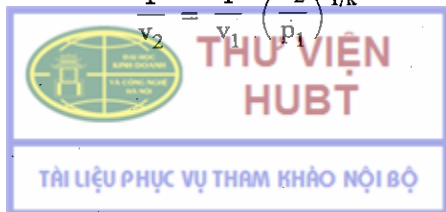
$$G = \frac{f_2 \omega_2}{v_2} \quad , \quad (\text{kg/s}) \quad (3-10a)$$

Nếu thay $\omega_2 = \sqrt{2(i_1 - i_2)}$ vào ta được :

$$G = \frac{f_2 \sqrt{2(i_1 - i_2)}}{v_2} \quad , \quad (\text{kg/s}) \quad (3-10b)$$

Nếu thay $\omega_2 = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(k-1)/k} \right]}$ và

$$\frac{1}{v_2} = \frac{1}{v_1} \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{1/k}$$



ta được :

$$G = f_2 \sqrt{2 \frac{k}{k-1} \cdot \frac{P_1}{v_1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{2/k} - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} \right]}, \quad (\text{kg/s}) \quad (3-10c)$$

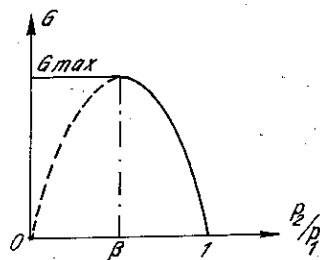
3.3.2. Đối với ống tăng tốc nhỏ dần

Đối với ống tăng tốc nhỏ dần tỉ số áp suất $\frac{P_2}{P_1}$ có thể giảm từ 1 đến β , tốc độ của dòng tăng từ 0 đến $\omega_k = a$ và lưu lượng tăng từ 0 đến G_{\max} . Khi $\frac{P_2}{P_1} = \beta$, thay $\omega = a = \omega_k$ theo công thức (3-8) và (3-9) vào (3-10b) và (3-10c) ta được :

$$G_{\max} = f_2 \sqrt{2 \frac{k}{k+1} \frac{P_1}{v_1} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{2/(k-1)}} \quad (3-10d)$$

$$\text{hoặc} \quad G_{\max} = \frac{f_2 \sqrt{2(i_1 - i_k)}}{v_k} \quad (3-10e)$$

Đối với các tỉ số áp suất khác trong phạm vi từ β đến 1, ta có thể dùng công thức (3-10b) hoặc (3-10c) để tính lưu lượng. Quan hệ giữa lưu lượng và tỉ số áp suất $\frac{P_2}{P_1}$ được biểu thị trong hình 3-3.



Hình 3-3

3.3.3. Đối với ống tăng tốc hỗn hợp

Khác với ống tăng tốc nhỏ dần, ống tăng tốc hỗn hợp chỉ làm việc ở một chế độ lưu động, chỉ có một lưu lượng, vì ở cổ ống, tốc độ phải là tốc độ tới hạn. Có thể tính lưu lượng trong ống tăng tốc hỗn hợp hoặc ở cửa ra theo các công thức (3-10b) và (3-10c), hoặc ở cổ ống, tương ứng với tốc độ tới hạn theo các công thức sau :



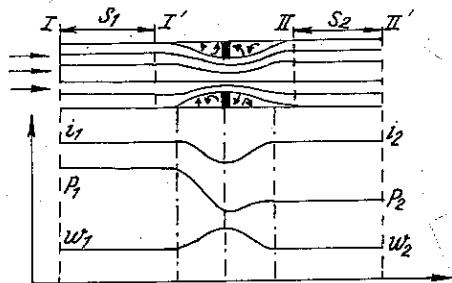
$$G = f_{\min} \sqrt{2 \frac{k}{k+1} \frac{P_1}{v_1} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{2/(k-1)}}, \quad (\text{kg/s}) \quad (3-10g)$$

hoặc :
$$G = \frac{f_{\min} \sqrt{2(i_1 - i_k)}}{v_k}, \quad (\text{kg/s}) \quad (3-10h)$$

B. QUÁ TRÌNH TIẾT LƯU

3.4. KHÁI NIỆM CƠ BẢN

3.4.1. Định nghĩa. Tiết lưu là hiện tượng của một dòng lưu động qua một tiết diện thay đổi đột ngột, qua đó áp suất giảm nhưng không sản ra công. Tiết lưu là một quá trình không thuận nghịch nhưng có nhiều ứng dụng thực tế trong kĩ thuật nhiệt (H.3-4), nhất là trong máy lạnh.



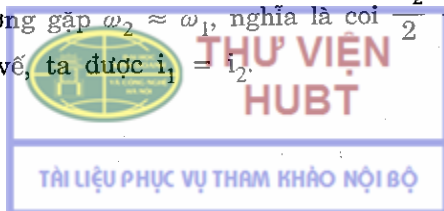
Hình 3-4

3.4.2. Đặc điểm

Khi tiết lưu, môi chất trao đổi nhiệt với môi trường ít đáng kể, nên có thể coi là quá trình đoạn nhiệt, nhưng do không thuận nghịch nên entropi tăng lên. Một đặc điểm quan trọng là entanpi của môi chất trước và sau khi tiết lưu bằng nhau : $i_2 = i_1$ (3 - 11). Thực vậy, qua quá trình tiết lưu, để lưu động, cần một công bằng $(p_1 v_1 - p_2 v_2)$, công này làm tăng nội năng của môi chất $(u_2 - u_1)$, tăng động năng $\left(\frac{\omega_2^2}{2} - \frac{\omega_1^2}{2} \right)$ mà không sản ngoại công, nên có thể viết :

$$p_1 v_1 - p_2 v_2 = u_2 - u_1 + \frac{\omega_2^2}{2} - \frac{\omega_1^2}{2}. \quad \text{Nhưng trong các trường}$$

hợp tiết lưu thường gặp $\omega_2 \approx \omega_1$, nghĩa là coi $\frac{\omega_2^2}{2} - \frac{\omega_1^2}{2} = 0$, nên sau khi chuyển vế, ta được $i_1 = i_2$.



Như vậy trên đồ thị $i - s$, trạng thái môi chất sau tiết lưu nằm trên đường song song với trục hoành và về phía bên phải của trạng thái ban đầu.

Ngoài ra, quan sát thấy qua tiết lưu, áp suất giảm xuống, còn nhiệt độ có thể tăng, giảm hoặc không đổi.

3.5. HIỆU ỨNG TIẾT LƯU JOULE - THOMSON (Jun - Tôm-xơn 1852)

Là tỉ số giữa lượng thay đổi nhiệt độ với lượng thay đổi áp suất của môi chất qua quá trình tiết lưu, có thể biểu thị bằng :

$$\alpha_i = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_i \quad (3-12a)$$

Từ phương trình vi phân : $di = c_p dT - \left[T \left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_p - v \right] dp$
thay $di = 0$ (qua tiết lưu) được hiệu ứng tiết lưu Joule - Thomson :

$$\alpha_i = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_i = \frac{T \left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_p - v}{c_p} \quad (3-12b)$$

hoặc :
$$dT = \frac{T \left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_p - v}{c_p} \cdot dp \quad (3-12c)$$

Các công thức trên biểu thị sự thay đổi vi phân của nhiệt độ theo áp suất qua quá trình tiết lưu, nếu sự thay đổi là hữu hạn, ta có :

$$T_1 - T_2 = \int_{p_1}^{p_2} \frac{T \left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_p - v}{c_p} \cdot dp \quad (3-12d)$$

Các phương trình trên đúng với mọi môi chất. Đối với khí lí tưởng có $v = \frac{RT}{p}$, nên :

$$\left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_p = \frac{R}{p} = \frac{v}{T} \text{ nên } dT = 0 \text{ và } T_1 = T_2,$$

nghĩa là qua tiết lưu nhiệt độ của khí lí tưởng không thay đổi.

Đối với khí thực, qua tiết lưu, nếu $T \left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_p - v > 0$ thì $dT < 0$, nhiệt độ giảm; nếu $T \left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_p - v < 0$, thì $dT > 0$, nhiệt độ tăng; nếu $T \left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_p - v = 0$, thì $T = 0$ nhiệt độ không thay đổi.

Trạng thái mà qua tiết lưu, nhiệt độ môi chất không thay đổi (hiệu ứng tiết lưu α_i đổi dấu) gọi là trạng thái chuyển biến, nhiệt độ ở trạng thái đó gọi là nhiệt độ chuyển biến, có thể tính:

$$T_{cb} = v \left(\frac{\partial T}{\partial v} \right)_p, \quad (^\circ\text{K}). \quad (3-13a)$$

Đối với môi chất phù hợp với phương trình trạng thái Van der Waals, ta chứng minh được, ở áp suất $p \rightarrow 0$ có:

$$T_{cb1} = 0,75T_k \text{ và } T_{cb2} = 6,75T_k, \quad (\text{K}) \quad (3-13b)$$

nghĩa là nhiệt độ chuyển biến một bằng 0,75 lần và nhiệt độ chuyển biến hai bằng 6,75 lần nhiệt độ tới hạn (nhiệt độ tuyệt đối). Như vậy là không phải trong mọi trường hợp, qua tiết lưu nhiệt độ của môi chất đều giảm xuống. Chỉ có trường hợp nhiệt độ của môi chất nằm giữa hai nhiệt độ chuyển biến thì qua tiết lưu, nhiệt độ mới giảm và đây cũng là trường hợp thường gặp của môi chất làm lạnh cần chú ý là trong trường hợp:

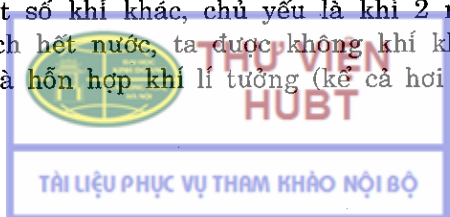
$$T_{cb1} < T < T_{cb2} \text{ thì } T > v \left(\frac{\partial T}{\partial v} \right)_p.$$

Nếu áp suất lớn hơn khoảng 9 lần áp suất tới hạn thì qua tiết lưu, nhiệt độ chỉ có thể tăng lên.

C. MỘT SỐ QUÁ TRÌNH CỦA KHÔNG KHÍ ẤM

3.6. KHÁI NIỆM CƠ BẢN

Không khí ẩm được sử dụng rất rộng rãi, nó là hỗn hợp của hơi nước với một số khí khác, chủ yếu là khí 2 nguyên tử oxy và Nitơ. Nếu tách hết nước, ta được không khí khô. Không khí ẩm có thể xem là hỗn hợp khí lý tưởng (kể cả hơi nước, vì phân



áp suất của nó rất nhỏ) nên có thể dùng các phương trình của hỗn hợp khí lí tưởng nhưng nó có điểm đặc biệt là trong đó có một chất khí thành phần (hơi nước) dễ chuyển pha trong khi tiến hành các quá trình nhiệt.

3.6.1. Các loại không khí ẩm

Tùy theo lượng hơi nước chứa trong không khí ẩm, có thể chia thành 3 loại : không khí ẩm bão hòa, không khí ẩm chưa bão hòa và không khí ẩm quá bão hòa.

3.6.1.1. *Không khí ẩm bão hòa*, là không khí ẩm mà lượng hơi nước trong đó đã đạt đến mức lớn nhất, nghĩa là không thể thêm hơi nước vào hoặc nếu thêm vào bao nhiêu thì sẽ có bấy nhiêu hơi ngưng tụ. Đối với không khí trong khí quyển, hơi nước trong không khí bão hòa thường là hơi bão hòa khô (trường hợp của không khí có nhiệt độ nhỏ hơn hoặc bằng nhiệt độ bão hòa của nước ứng với áp suất khí quyển) có thể là hơi quá nhiệt (trường hợp không khí ẩm có nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ bão hòa của nước ứng với áp suất khí quyển).

3.6.1.2. *Không khí ẩm chưa bão hòa*, là không khí mà lượng hơi nước chưa cực đại, còn có thể chấp nhận thêm hơi nước, hơi nước trong đó là hơi quá nhiệt.

3.6.1.3. *Không khí ẩm quá bão hòa*, là không khí ẩm mà trong đó đã có một bộ phận ngưng tụ hoặc ngưng kết. Tất nhiên phần hơi còn lại là hơi bão hòa khô ; phần đã ngưng, tùy theo nhiệt độ mà có thể ở pha nước, hoặc pha rắn hoặc cả hai pha.

3.6.2. Các thông số của không khí ẩm

3.6.2.1. *Nhiệt độ của không khí ẩm* bằng nhiệt độ của không khí khô cũng như của hơi nước.

3.6.2.2. *Áp suất của không khí ẩm*

Theo định luật Dalton, áp suất của không khí ẩm bằng tổng phân áp suất của hơi nước và của không khí khô :

$$p = p_h + p_k$$

(3-14a)

Nhiệt độ bão hòa của nước ứng với phân áp suất của hơi nước gọi là nhiệt độ đọng sương t_s .

3.6.2.3. Khối lượng của không khí ẩm

Theo định luật bảo toàn khối lượng, bằng tổng khối lượng của hơi nước và không khí khô :

$$G = G_h + G_k \quad (3-14b)$$

Thể tích của không khí ẩm, bằng tổng phân thể tích của hơi nước và của không khí khô :

$$V = V_h + V_k \quad (3-14c)$$

Nếu tính theo phân áp suất, thì thể tích của hơi nước cũng như của không khí khô đều bằng thể tích của không khí ẩm V.

3.6.2.4. Độ ẩm tuyệt đối và độ ẩm tương đối

Nếu trong Vm^3 không khí ẩm có chứa G_h kg hơi nước, thì tỉ số :

$$\frac{G_h}{V} = \rho_h \quad (3-15a)$$

được gọi là độ ẩm tuyệt đối của không khí ẩm đó, đó chính là khối lượng của hơi nước trong $1m^3$ không khí ẩm.

Nếu giữ nguyên nhiệt độ và áp suất, tăng thêm hơi nước để không khí đó biến thành không khí bão hòa, thì lúc đó độ ẩm tuyệt đối sẽ là $\rho_{h_{max}}$ và tỉ số :

$$\frac{\rho_h}{\rho_{h_{max}}} = \varphi \quad (3-15b)$$

là độ ẩm tương đối của không khí trên, là tỉ số giữa khối lượng hơi nước đang có so với mức tối đa có thể có trong điều kiện cùng nhiệt độ.

Vì hơi nước trong không khí ẩm có thể coi là khí lí tưởng, nên $p_h = R_h \cdot T \cdot \rho_h$ và $p_{h_{max}} = R_h \cdot T \cdot \rho_{h_{max}}$, và ta có

$$\varphi = \frac{p_h}{p_{h_{max}}} \quad (3-15c)$$

Ở đây $p_{h_{max}}$ chính là áp suất bão hòa của hơi nước ứng với nhiệt độ của không khí ẩm.



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

3.6.2.5. Độ chứa hơi d là tỉ số giữa khối lượng hơi nước với khối lượng không khí khô trong không khí ẩm :

$$d = \frac{G_h}{G_k} \quad (3-16a)$$

Như vậy, độ chứa hơi là lượng hơi nước có trong không khí ẩm ứng với 1kg không khí khô, đơn vị là kg (hơi nước)/kg (không khí khô) hoặc g (hơi nước)/kg (không khí khô).

Nếu thay $G_h = \frac{p_h \cdot V}{R_h \cdot T}$ và $G_k = \frac{p_k \cdot V}{R_k \cdot T}$, được :

$$d = \frac{p_h}{p_k} \cdot \frac{R_k}{R_h} \quad (3-16b)$$

Nếu thay $R_h = \frac{8314}{18} \text{ J/kg} \cdot \text{K}$; $R_k = \frac{8314}{29} \text{ J/kg} \cdot \text{K}$

và $p_k = p - p_h$, được :

$$d = 0,622 \frac{p_h}{p - p_h} = 0,622 \frac{\varphi \cdot p_{h_{\max}}}{p - \varphi p_{h_{\max}}} \text{ kg/kg} \quad (3-16c)$$

hoặc :

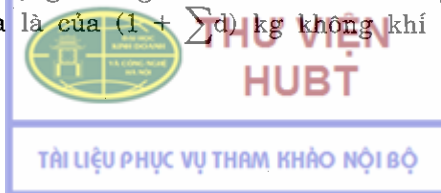
$$d = 622 \frac{p_h}{p - p_h} = 622 \frac{\varphi p_{h_{\max}}}{p - \varphi p_{h_{\max}}} \text{ g/kg} \quad (3-16d)$$

Nhiều khi còn dùng độ bão hòa :

$$\psi = \frac{d}{d_{\max}} \quad (3-16e)$$

Ở đây tìm d_{\max} và $p_{h_{\max}}$ theo điều kiện tìm $p_{h_{\max}}$ tức là giữ nhiệt độ không đổi ; còn p_h là phân áp suất của hơi nước chính là áp suất bão hòa của nước ứng với nhiệt độ đọng sương (có thể đo được bằng thực nghiệm).

3.6.2.6. Entanpi của không khí ẩm bằng tổng entanpi của không khí khô và của hơi nước chứa trong đó. Thường tính entanpi của lượng không khí ẩm có chứa 1 kg không khí khô, cũng có nghĩa là của $(1 + \sum d)$ kg không khí ẩm.



Ta có :

$$I = i_k + \sum (d_i \cdot i_{hi}) \quad (\text{kJ/kg}) \quad (3-17a)$$

i_k - entanpi của 1 kg không khí khô, có thể tính bằng 1,0048t kJ/kg ;

$\sum (d_i \cdot i_{hi})$ - tổng entanpi của hơi nước ở các pha khác nhau trong không khí.

Đối với không khí ẩm chưa bão hòa, chỉ có hơi quá nhiệt d_h và entanpi của 1kg có thể tính theo :

$$i_h = r_0^{\circ\text{C}} + c_{ph} \cdot t = 2500 + 1,93t \quad (\text{kJ/kg})$$

Trong không khí ẩm quá bão hòa có d_{max} hơi bão hòa khô, ngoài ra còn d_i kg nước ngưng với entanpi $i_i = c_{pt} = 4,19t$ kJ/kg và có thể có d_r kg ở thể rắn với entanpi :

$i_r = -i_0^{\circ\text{C}} + ct = -335 + 2,1t \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$. Như vậy, trong trường hợp tổng quát, entanpi của không khí ẩm :

$$I = 1,0048t + d_h(2500 + 1,93t) + d_i(4,19t) + d_r(-335 + 2,1t) \frac{\text{kJ}}{\text{kg.kkkhô}} \quad (3-17a)$$

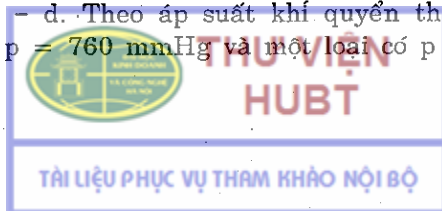
Thường gặp không khí chưa bão hòa, có :

$$I = 1,0048t + d_h(2500 + 1,93t) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (3-17b)$$

3.7. ĐỒ THỊ I - d VÀ ỨNG DỤNG

3.7.1. Đồ thị

Để tính toán các quá trình của không khí ẩm, thường dùng tọa độ có trục tung là entanpi của lượng không khí ẩm có chứa 1 kg không khí khô và trục hoành là độ chứa hơi d. Có nhiều cách vẽ đồ thị I - d. Theo áp suất khí quyển thường dùng hai loại, một loại có $p = 760 \text{ mmHg}$ và một loại có $p = 745 \text{ mmHg}$.



Theo góc tạo thành tọa độ, thường gặp ba loại : trục I vuông góc với trục d ; trục I tạo với trục d một góc 135° và một loại lấy đường đẳng nhiệt $t = 0$ vuông góc với trục I. Ta thường dùng loại đồ thị có $p = 745 \text{ mmHg}$, I tạo với d một góc 135° . Trên đồ thị, vẽ các đường sau :

3.7.1.1. Đường $t = \text{const}$ là đường gần thẳng, có hệ số góc bằng $\left(\frac{\partial I}{\partial d}\right)_t$, ta thấy đoạn không khí chưa bão hòa có hệ số góc lớn hơn, đường biểu diễn dốc hơn ; đoạn có nước ngưng, hệ số góc nhỏ hơn và đoạn có đá, hệ số góc nhỏ hơn cả.

3.7.1.2. Đường $\varphi = \text{const}$ chia thành hai đoạn, khi nhiệt độ không khí còn nhỏ hơn nhiệt độ bão hòa của nước ứng với áp suất khí quyển ($99,4^\circ\text{C}$ ứng với $p = 745\text{mmHg}$ và 100°C ứng với $p = 760\text{mmHg}$) là đường cong đi lên ; còn đoạn trên nhiệt độ đó, đường biểu diễn gần như song song với trục I. Riêng đường $\varphi = 100\%$ là đường cong đi lên tiệm cận với đường nhiệt độ bão hòa của nước ứng với áp suất khí quyển ($99,4^\circ\text{C}$ hoặc 100°C). Ta vẽ $\varphi = \text{const}$ theo công thức (3-16d).

3.7.1.3. Đường $I = \text{const}$, song song với trục d và đường $d = \text{const}$ song song với trục I.

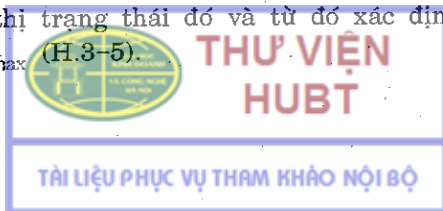
3.7.1.4. Đường $\tau = \text{const}$, τ là nhiệt độ bão hòa đoạn nhiệt, tức là nhiệt độ cân bằng của khối không khí hữu hạn có chứa nước và để nước bốc hơi hết mức mà chỉ nhờ vào nhiệt của không khí ; đường $\tau = \text{const}$ gần song song với đường $I = \text{const}$ cũng có thể coi τ gần bằng nhiệt độ đọc trên nhiệt kế ướt t_w .

3.7.1.5. Ngoài ra còn đường $p_h = f(d)$ theo tọa độ vuông góc.

3.7.2. Ứng dụng của đồ thị I - d

3.7.2.1. Xác định thông số của không khí ẩm.

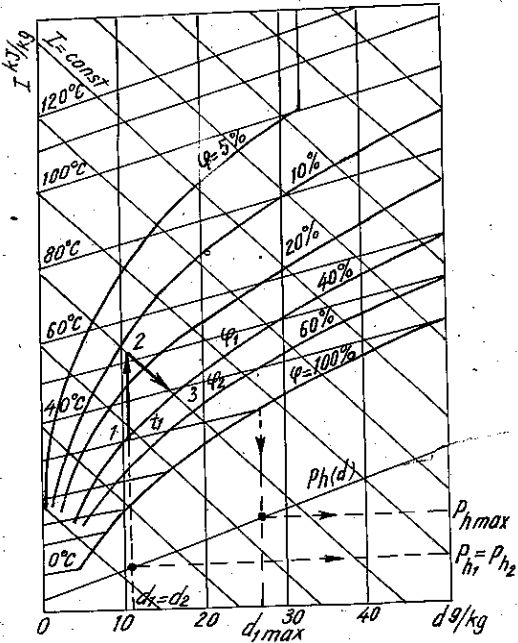
Nếu cho biết hai thông số của không khí ẩm, thí dụ t_1 , và φ_1 thì giao điểm 1 của hai đường $t_1 = \text{const}$ và $\varphi_1 = \text{const}$ trên đồ thị sẽ biểu thị trạng thái đó và từ đó xác định được I_1 , d_1 , P_{h1} , t_{s1} , $P_{h\text{max}}$, d_{max} (H.3-5).



3.7.2.2. Quá trình đốt nóng (nhận nhiệt) và làm lạnh (nhả nhiệt) đẳng áp

Vì trong quá trình đó d không đổi, nên là đường song song với trục I , nếu đốt nóng, I và t tăng, đường biểu diễn đi từ dưới lên, thí dụ 12; nếu làm lạnh, I và t giảm, φ tăng, đường biểu diễn đi xuống, thí dụ 21. Khi φ tăng đến 100%, nếu tiếp tục nhả nhiệt, hơi sẽ ngưng tụ và quá trình đi xuống theo đường $\varphi = 100\%$, d hơi sẽ giảm. Thường cần tính nhiệt lượng cung cấp hoặc nhả ra theo công thức (3-18) của quá trình đẳng áp:

$$Q = \Delta I \text{ kJ/kg.kk khô.}$$



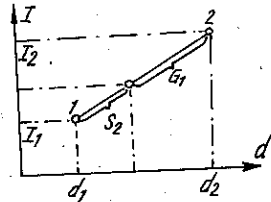
Hình 3-5

3.7.2.3. Quá trình hút ẩm và phun ẩm (sấy)

Là quá trình $I = \text{const}$, đường biểu diễn song song với trục d . Trong quá trình phun ẩm vào không khí (cũng là quá trình sấy khô vật) d và φ tăng (đường 2a), trong quá trình hút ẩm, d và φ giảm (đường 2b). Thường yêu cầu xác định lượng ẩm cần phun thêm hoặc hút đi.

3.7.2.4. Quá trình hỗn hợp đẳng áp

Trong kĩ thuật thường gặp quá trình hỗn hợp hai loại không khí có trạng thái khác nhau. Trạng thái hỗn hợp nằm trong đoạn thẳng nối liền 2 trạng thái và chia đoạn thẳng đó làm 2 phần tỉ lệ nghịch với khối lượng không khí khô của chúng (H.3-6)



Hình 3-6

TRƯỜNG ĐẠI HỌC
THỦY VIỆN HUBT
TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Thực vậy, vì $G \cdot i = G_1 i_1 + G_2 i_2$ và $G = G_1 + G_2$ nên

$$G \cdot i = G_1 i_1 + (G - G_1) \cdot i_2 \text{ và } \frac{G_1}{G_1 + G_2} = \frac{i - i_2}{i_1 - i_2} \quad (3-19)$$

3.7.2.5. *Quá trình làm việc của hệ thống sấy*, thường gồm 2 giai đoạn :

- Giai đoạn đốt nóng (cấp nhiệt) không khí để giảm độ ẩm tương đối từ φ_1 đến φ_2 (nhiệt độ tăng từ t_1 đến t_2), trên đồ thị đoạn 12 đi từ dưới lên và song song với trục I.

- Giai đoạn sấy khô vật ẩm, độ ẩm của không khí tăng từ φ_2 đến φ_3 (nhiệt độ giảm từ t_2 xuống t_3), trên đồ thị là đoạn 23 song song với trục d và theo chiều d tăng. Khi φ_3 tăng đến 100% thì không khí hết khả năng sấy khô, mặc dầu nhiệt độ hãy còn tương đối cao. Thường cần tính :

Lượng không khí khô cần thiết để làm bốc hơi 1 kg ẩm trong vật muốn sấy :

$$G_k = \frac{1}{d_3 - d_2} \frac{\text{kg không khí khô}}{\text{kg ẩm}} \quad (3-20a)$$

Lượng không khí ẩm cần đưa vào :

$$G_1 = G_k (1 + d_1) \frac{\text{kg k. khí ẩm}}{\text{kg ẩm}} \quad (3-20b)$$

Lượng không khí ẩm cần thải ra :

$$G_3 = G_k (1 + d_3) \quad (3-20c)$$

Nhiệt lượng cần thiết để làm bốc hơi 1kg ẩm ở vật sấy :

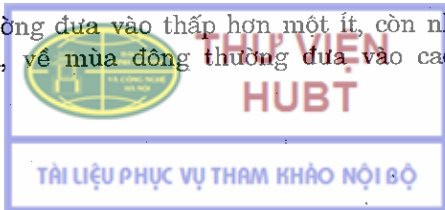
$$Q = G_k (I_2 - I_1) = \frac{I_2 - I_1}{d_3 - d_1} \frac{\text{kJ}}{\text{kg ẩm}} \quad (3-21)$$

3.7.2.6. *Quá trình điều hòa không khí*. Thường bao gồm các quá trình sau :

- Hỗn hợp không khí mới với không khí tái tuần hoàn theo một tỉ lệ chọn trước.

- Điều chỉnh hỗn hợp đến nhiệt độ và độ ẩm thích hợp.

Độ ẩm thường đưa vào thấp hơn một ít, còn nhiệt độ đưa vào thì tùy theo mùa, về mùa đông thường đưa vào cao hơn, về mùa hè



thấp hơn một ít so với nhiệt độ trong phòng. Để điều chỉnh độ ẩm có thể dùng biện pháp phun ẩm, hút ẩm hoặc ngưng tụ ; để điều chỉnh nhiệt độ có thể dùng biện pháp cấp nhiệt hoặc thải nhiệt.

D. QUÁ TRÌNH LÀM VIỆC CỦA MÁY NÉN

3.8. KHÁI NIỆM CƠ BẢN

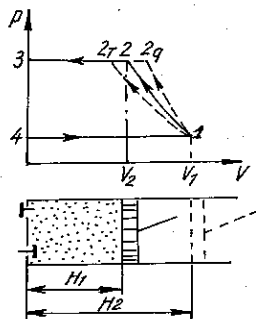
Khí và hơi nén được sử dụng rất rộng rãi, nên máy nén cũng rất hay gặp. Dựa vào nguyên lí làm việc có thể chia thành hai nhóm chính : máy nén pittông và máy nén quay. Tuy cấu tạo khác nhau nhưng đặc tính về nhiệt như nhau nên ở đây lấy máy nén pittông để nghiên cứu. Quá trình nghiên cứu được hạn chế trong các điều kiện :

- Toàn bộ thể tích của xy lanh là thể tích có ích.
- Không có ma sát, nên khi nạp và xả thì áp suất trong xy lanh bằng áp suất bên ngoài.

3.9. NGUYÊN LÝ LÀM VIỆC CỦA MÁY NÉN PITTÔNG MỘT CẤP

3.9.1. Các quá trình

Máy nén làm việc theo 3 quá trình, biểu thị trên đồ thị chỉ thị $p - V$ (H. 3-7) : quá trình nạp 4-1, quá trình nén 1-2 và quá trình xả khí nén 2-3. Cần chú ý là các quá trình 41 và 23 là quá trình thay đổi khối lượng còn trạng thái của môi chất trong từng quá trình không đổi, nên trên đồ thị trạng thái pV hoặc Ts thì 4 trùng với 1 và 3 trùng với 2.



Hình 3-7



3.9.2. Công tiêu thụ của máy nén

Vì cần tính công tiêu thụ nên thường quy ước về dấu ngược với các chương khác.

Công tiêu thụ trong quá trình nạp :

$$L_{41} = -p_1 S \cdot H_1 = -p_1 V_1 \quad (3 - 22a)$$

Công tiêu thụ trong quá trình xả :

$$L_{23} = p_2 \cdot S \cdot H_2 = p_2 V_2 \quad (3-22b)$$

Ở đây S diện tích tiết diện xy lanh ;

H_1, H_2 - hành trình của pittông.

Công tiêu thụ trong quá trình nén, nếu là nén đa biến :

$$L_{12} = \int_{V_1}^{V_2} p dV = \frac{1}{n-1} (p_2 V_2 - p_1 V_1) \quad (3-22c)$$

Công tiêu thụ trong một chu kì làm việc của máy nén :

$$L = L_{41} + L_{12} + L_{23} = \frac{n}{n-1} (p_2 V_2 - p_1 V_1), \text{ (kJ)} \quad (3-22d)$$

Ứng với 1kg khí nén :

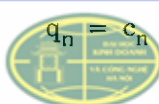
$$l = l_{kt} = \frac{n}{n-1} (p_2 v_2 - p_1 v_1), \text{ (kJ/kg)} \quad (3-22d)$$

$$\text{hoặc } l = l_{kt} = \frac{n}{n-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right], \text{ kJ/kg} \quad (3-22e)$$

Tùy theo quá trình nén, công tiêu thụ của máy nén thay đổi, nén đẳng nhiệt, công ít nhất ; nén đoạn nhiệt, công nhiều nhất, có thể nhận thấy qua diện tích trên đồ thị pV.

3.9.3. Nhiệt lượng cần thải ra

- Nhiệt thải ra trong quá trình nén qua cánh tỏa nhiệt hoặc nước làm mát xung quanh xy lanh :

$$q_n = c_n (t_2 - t_1), \text{ kJ/kg} \quad (3-23a)$$


**TRƯỜNG ĐẠI HỌC
HUBT**

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Nếu là khí lí tưởng : $q_n = c_v \frac{n - k}{n - 1} (t_2 - t_1)$
 $= c_v \frac{n - k}{n - 1} T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right], \text{ kJ/kg} \quad (3-23b)$

- Nhiệt thải ra để làm mát khí nén qua bình làm mát đến nhiệt độ t_1 , để đưa đi sử dụng hoặc để nén tiếp các cấp sau :

$$q_m = c_p(t_2 - t_1), \text{ kJ/kg} \quad (3-23c)$$

Nếu là khí lí tưởng có :

$$q_m = c_p T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right], \text{ kJ/kg} \quad (3-23d)$$

Ghi chú : Nếu dùng máy nén nhiều cấp mà trước và sau các cấp, nhiệt độ như nhau, thì tỉ số áp suất, công tiêu thụ và nhiệt thải ra trong mỗi cấp bằng nhau.

Tỉ số áp suất trong mỗi cấp bằng :

$$\pi = \sqrt[m]{\frac{p_c}{p_d}} \quad (3-24)$$

trong đó : p_d là áp suất đầu và p_c là áp suất cuối của không khí, còn m là số cấp nén.

Công tiêu thụ cho máy nén nhiều cấp lúc đó bằng :

$$l_m = m l_i \quad (3-25)$$

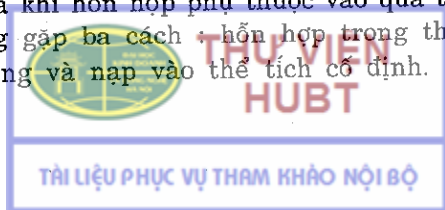
l_i - công tiêu thụ cho mỗi cấp nén.

Dùng máy nén nhiều cấp như vậy sẽ giảm được nhiệt độ không khí nén thải ra, giảm được công và giảm được tác hại của thể tích thừa giữa pittông và dầu xylanh.

E. QUÁ TRÌNH HỖN HỢP KHÍ

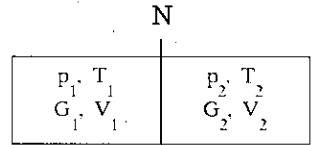
3.10. XÁC ĐỊNH TRẠNG THÁI SAU HỖN HỢP

Trạng thái của khí hỗn hợp phụ thuộc vào quá trình tạo thành hỗn hợp. Thường gặp ba cách : hỗn hợp trong thể tích đã cho, hỗn hợp theo dòng và nạp vào thể tích cố định.



3.10.1. Hỗn hợp trong thể tích đã cho (H.3-8)

Giả sử có một bình kín thể tích V , được vách N ngăn thành 2 phần, phần V_1 chứa G_1 kg chất khí thứ nhất có p_1, T_1 và phần V_2 chứa G_2 kg chất khí thứ hai có p_2, T_2 . Nếu rút vách ngăn N , sẽ được một hỗn hợp khí có khối lượng $G = G_1 + G_2$, thể tích $V = V_1 + V_2$, áp suất p và nhiệt độ T .



Hình 3-8

Ở đây là hệ kín nên năng lượng toàn phần là nội năng, nên ta có:

$$U = U_1 + U_2 \quad (3-25a)$$

hoặc $Gu = G_1 u_1 + G_2 u_2$.

Với khí lý tưởng : $G \cdot c_v \cdot T = G_1 c_{v_1} \cdot T_1 + G_2 c_{v_2} \cdot T_2$ (3-25b)

Ta được :

$$T = \frac{g_1 \cdot c_{v_1} \cdot T_1 + g_2 \cdot c_{v_2} \cdot T_2}{c_v} = \frac{\sum g_i \cdot c_{v_i} \cdot T_i}{\sum g_i \cdot c_{v_i}} \quad (3-26)$$

Áp suất tính theo phương trình trạng thái của hỗn hợp khí lý tưởng $pV = GRT$.

3.10.2. Hỗn hợp theo dòng

Giả sử có dòng khí thứ nhất lưu lượng G_1 , thông số p_1, T_1 hỗn hợp với dòng khí thứ hai có G_2, p_2, T_2 được dòng hỗn hợp có G, p, T . Ở đây là hệ hở nên năng lượng toàn phần là entanpi, nên ta có :

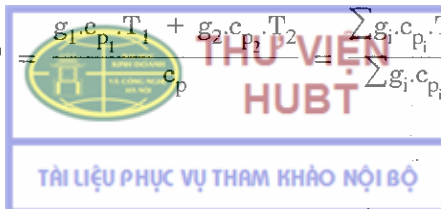
$$I = I_1 + I_2 \quad (3-27a)$$

hoặc $Gi = G_1 i_1 + G_2 i_2$ (3-27b)

Với khí lý tưởng có : $G \cdot c_p \cdot T = G_1 \cdot c_{p_1} \cdot T_1 + G_2 \cdot c_{p_2} \cdot T_2$ (3-27c)

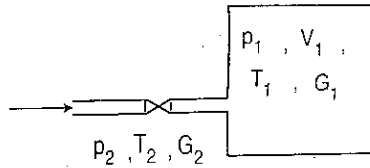
Ta được :

$$T = \frac{g_1 \cdot c_{p_1} \cdot T_1 + g_2 \cdot c_{p_2} \cdot T_2}{c_p} = \frac{\sum g_i \cdot c_{p_i} \cdot T_i}{\sum g_i \cdot c_{p_i}} ; \quad (8-28)$$



3.10.3. Nạp vào thể tích cố định (H.3-9)

Giả sử ta nạp một dòng khí có áp suất p_2 , nhiệt độ T_2 , khối lượng G_2 vào một bình kín có thể tích V_1 đã có sẵn một khối lượng G_1 chất khí thứ nhất với p_1, T_1 , ta sẽ được một hỗn hợp khối lượng là $G = G_1 + G_2$, thể tích giữ nguyên V_1 , có thông số là p và T . Ta có năng lượng toàn phần của khối khí bằng :



Hình 3-9

$$U = U_1 + I_2 \quad (3-29a)$$

hoặc
$$Gu = G_1 \cdot u_1 + G_2 \cdot i_2 \quad (3-29b)$$

Nếu nhiều dòng nạp vào thể tích cố sẵn, ta có :

$$Gu = G_1 \cdot u_1 + \sum_{i=1}^n G_i \cdot i_i \quad (3-29c)$$

Với khí lý tưởng ta được :

$$G \cdot c_v \cdot T = G_1 \cdot c_{v1} \cdot T_1 + G_2 \cdot c_{p2} \cdot T_2 \quad (3-30a)$$

hoặc :

$$T = \frac{g_1 \cdot c_{v1} \cdot T_1 + g_2 \cdot c_{p2} \cdot T_2}{c_v} \quad (3-30b)$$

hoặc :

$$T = \frac{g_1 \cdot c_{v1} \cdot T_1 + \sum_{i=1}^{n-1} g_i \cdot c_{p_i} \cdot T_i}{\sum_{i=1}^n g_i \cdot c_{v_i}} \quad (3-30c)$$

Áp suất tính theo phương trình trạng thái của hỗn hợp.



CHƯƠNG 4

ĐỊNH LUẬT NHIỆT THỨ HAI VÀ CHU TRÌNH CARNOT

4.1. KHÁI NIỆM CƠ BẢN

4.1.1. Nội dung của định luật nhiệt thứ hai

Bổ sung cho định luật thứ nhất, định luật nhiệt thứ hai xác định thêm điều kiện, chiều hướng và mức độ chuyển hóa năng lượng. Nội dung là một, nhưng tùy theo đặc điểm của đối tượng nghiên cứu, có nhiều cách phát biểu khác nhau.

4.1.2. Chu trình nhiệt động

Muốn chuyển hóa một cách liên tục giữa nhiệt năng với các dạng năng lượng khác, người ta thường phải thực hiện những chu trình, nghĩa là phải để môi chất thay đổi một cách liên tục từ trạng thái đầu qua vô số trạng thái trung gian rồi lại trở về trạng thái đầu.

Trong nhiệt kỹ thuật chủ yếu nghiên cứu những chu trình thuận nghịch, nó chỉ tiến hành qua các trạng thái cân bằng và có đặc điểm "thuận nghịch" nghĩa là có thể tiến hành ngược trở lại qua tất cả các trạng thái đã đi qua mà môi chất và môi trường không có gì thay đổi. Ta thường nghiên cứu hai loại chu trình : chu trình thuận chiều và chu trình ngược chiều.

Chu trình thuận chiều là chu trình thực hiện sự chuyển hóa nhiệt năng thành cơ năng ; là chu trình của động cơ nhiệt ; trên đồ thị $p-v$, $T-s$ thường dùng, là một đường cong khép kín tiến hành theo chiều thuận kim đồng hồ.

Chu trình ngược chiều là chu trình chuyển nhiệt năng từ nguồn có nhiệt độ thấp đến nguồn có nhiệt độ cao nhờ sự hỗ trợ của năng lượng bên ngoài, là chu trình của máy lạnh hoặc bơm nhiệt ; trên đồ thị $p-v$ và $T-s$ thường dùng, là một đường cong khép kín tiến hành ngược chiều với kim đồng hồ.

Để đánh giá hiệu quả chuyển hóa năng lượng, đối với chu trình thuận chiều ta dùng hiệu suất, với chu trình ngược chiều ta dùng hệ số làm lạnh hoặc hệ số làm nóng.

Hiệu suất là tỉ số giữa phần năng lượng có ích và năng lượng đưa vào. Nếu chọn nhiệt năng đại diện cho năng lượng để tính toán, ta có hiệu suất nhiệt :

$$\eta_1 = \frac{q_1 - |q_2|}{q_1} = \frac{l}{q_1} = \frac{l_{kt}}{q_1} \quad (4-1)$$

Ở đây : q_1 - tổng nhiệt lượng đưa vào cho môi chất trong các quá trình cấp nhiệt của chu trình.

q_2 - tổng nhiệt lượng do môi chất nhả ra trong các quá trình nhả nhiệt của chu trình.

l, l_{kt} - công dẫn nở và công kĩ thuật do môi chất sản ra trong cả chu trình. Dùng định luật I cho chu trình, ta chứng minh được

$$l = l_{kt} = q_1 - |q_2|$$

vì Δi và Δu trong chu trình bằng 0. Ta có thể biểu thị q_1, q_2, l, l_{kt} và η_1 bằng những diện tích trên đồ thị T - s.

Gần đây, người ta bắt đầu lấy exegeri đại diện cho năng lượng để tính hiệu suất và ta được hiệu suất exegeri.

Đối với chu trình ngược chiều, để đánh giá hiệu quả, ta dùng hệ số chuyển hóa năng lượng, bằng tỉ số giữa năng lượng có ích và công cấp cho môi chất trong chu trình, khi làm việc theo tác dụng máy lạnh, ta gọi là hệ số làm lạnh :

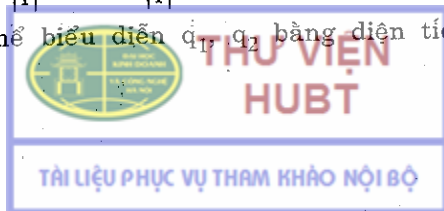
$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} = \frac{1}{\frac{|q_1|}{q_2} - 1} \quad (4-2a)$$

khi làm việc theo tác dụng bơm nhiệt, ta có hệ số làm nóng :

$$\varphi = \frac{|q_1|}{|l|} = \frac{|q_1|}{|q_1| - q_2} = \frac{1}{1 - \frac{q_2}{|q_1|}} \quad (4-2b)$$

$$\text{Ta thấy } \varphi = \frac{|q_1|}{|l|} = \frac{q_2 + |l|}{|l|} = \varepsilon + 1 \quad (4-2c)$$

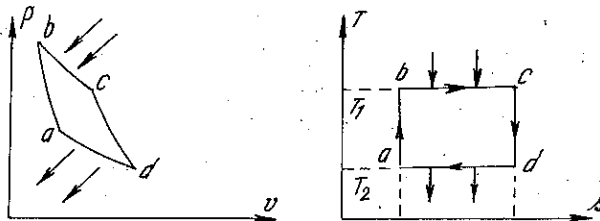
Ta cũng có thể biểu diễn q_1, q_2 bằng diện tích trên đồ thị T - s.



4.2. CHU TRÌNH CARNOT THUẬN NGHỊCH

Về phương diện chuyển hóa năng lượng nhiệt với các dạng năng lượng khác, đây là chu trình lý tưởng, có hiệu quả cao nhất, nhưng xét tổng thể, vì có những nhược điểm khác làm cho hiệu quả kinh tế giảm sút, nên trong thực tế không được áp dụng trực tiếp mà chỉ làm mục tiêu để hoàn thiện các chu trình.

4.2.1. Chu trình Carnot (1792-1832) thuận chiều (H.4-1) là chu trình của một động cơ nhiệt làm việc với hai nguồn nhiệt



Hình 4-1

có nhiệt dung vô cùng lớn giữ nhiệt độ T_1 và T_2 không đổi trong cả quá trình trao đổi nhiệt. Môi chất thực hiện 4 quá trình thuận nghịch: hai quá trình đẳng nhiệt và hai quá trình đoạn nhiệt tiến hành xen kẽ nhau, cụ thể là:

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

- Quá trình bc - giãn nở đẳng nhiệt, cũng là cấp nhiệt đẳng nhiệt, môi chất nhận nhiệt từ nguồn nóng một nhiệt lượng $q_1 = q_{bc} = T_1 (s_c - s_b)$, bằng diện tích bcs_b trên đồ thị T-s.

- Quá trình cd - giãn nở đoạn nhiệt, nhiệt độ môi chất giảm từ T_1 đến T_2 .

- Quá trình da - nén đẳng nhiệt, cũng là thải nhiệt đẳng nhiệt, môi chất nhả nhiệt cho nguồn lạnh một nhiệt lượng $q_2 = T_2 (s_a - s_d) =$ diện tích das_d trên đồ thị T-s.

Hiệu suất nhiệt của chu trình: Theo công thức chung, thay giá trị của q_1 và q_2 ta được hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot:

$$\eta_{TC} = 1 - \frac{T_2}{T_1} \quad (4-3)$$

Ta chứng minh được (có thể dùng đồ thị T-s), trong cùng phạm vi nhiệt độ của nguồn nóng và nguồn lạnh thì chu trình Carnot có hiệu suất nhiệt cao nhất.

Từ các kết quả trên, ta có thể rút ra một vài kết luận:

- Hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ hai nguồn nhiệt mà không phụ thuộc vào bản chất của môi chất ;

- Muốn nâng cao hiệu suất nhiệt, phải giảm tỉ số $\frac{T_2}{T_1}$;

- Tuy η_{TC} là lớn nhất, là mục tiêu hoàn thiện của động cơ nhiệt, nhưng không thể đạt đến 100% vì T_1 là hữu hạn và T_2 luôn dương.

Ghi chú : Chu trình hồi nhiệt lí tưởng cũng có hiệu suất nhiệt bằng chu trình Carnot.

4.2.2. Chu trình Carnot ngược chiều

Cũng là chu trình lí tưởng (về nhiệt) của máy lạnh và bơm nhiệt, cũng gồm các quá trình như trong chu trình thuận, nhưng tiến hành ngược chiều. Ta chứng minh được với chu trình Carnot ngược chiều hệ số làm lạnh bằng :

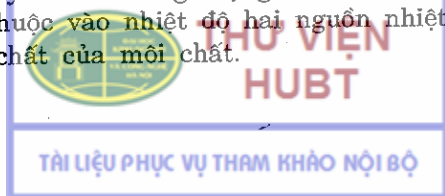
$$\varepsilon_c = \frac{q_2}{|1|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} = \frac{T_2}{T_1 - T_2} = \frac{1}{\frac{T_1}{T_2} - 1} \quad (4-4a)$$

hệ số làm nóng :

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

Ta cũng có thể rút ra một số kết luận :

- Hệ số chuyển hóa năng lượng của chu trình Carnot ngược chiều chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ hai nguồn nhiệt mà không phụ thuộc vào bản chất của môi chất.



• Muốn nâng cao hệ số chuyển hóa năng lượng, cần giảm $\frac{T_1}{T_2}$. Với điều kiện khí hậu nước ta, dùng máy lạnh là cần thiết nhưng không kinh tế, còn dùng bơm nhiệt thì có nhiều thuận lợi.

• Ta cũng chứng minh được (có thể dùng đồ thị T-s) trong cùng điều kiện nhiệt độ môi trường cũng như yêu cầu làm lạnh hoặc làm nóng thì hệ số chuyển hóa năng lượng của chu trình Carnot ngược chiều là lớn nhất.

Ghi chú : Để dễ dàng phân tích, so sánh, thường dùng chu trình Carnot tương đương bằng cách thay các quá trình cấp nhiệt bằng một quá trình cấp nhiệt đẳng nhiệt cùng Δs và q_1 với nhiệt độ T_{1tb} và các quá trình thải nhiệt bằng một quá trình thải nhiệt đẳng nhiệt cùng Δs và q_2 với nhiệt độ trung bình T_{2tb} . Hiệu suất nhiệt của chu trình bằng hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot tương đương :

$$\eta_i = 1 - \frac{T_{2tb}}{T_{1tb}} \quad (4-3a)$$

ε và φ cũng tính tương tự.

4.3. MỘT VÀI CÁCH PHÁT BIỂU CỦA ĐỊNH LUẬT NHIỆT THỨ HAI

1. "Nhiệt lượng không thể tự nó truyền từ vật có nhiệt độ thấp đến vật có nhiệt độ cao được". Cho nên muốn truyền nhiệt từ vật có nhiệt độ thấp sang vật có nhiệt độ cao cần phải sử dụng thêm năng lượng bên ngoài.

2. "Không thể sinh công một cách liên tục bằng một động cơ nhiệt làm việc theo chu trình với chỉ một nguồn nhiệt". Điều đó có nghĩa là phải có ít nhất là hai nguồn nhiệt, trong đó một số nguồn cấp nhiệt cho môi chất còn một số nguồn nhận nhiệt từ môi chất thải ra. Điều này cũng có nghĩa là không thể chuyển hóa toàn bộ nhiệt năng nhận từ nguồn nhiệt thành ra công được mà bao giờ cũng còn một phần nhiệt thải cho nguồn lạnh, phần nhiệt chuyển thành công tối đa cũng chỉ bằng hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận nghịch thuận chiều làm việc trong cùng phạm vi nhiệt độ.

CHƯƠNG 5

CHU TRÌNH NHIỆT ĐỘNG

Để chuyển hóa năng lượng một cách liên tục, thường phải thực hiện các chu trình nhiệt động. Có hai loại chu trình thuận chiều và chu trình ngược chiều.

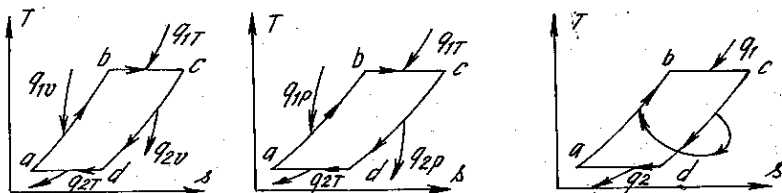
CHU TRÌNH THUẬN CHIỀU

Chu trình thuận chiều là chu trình của các động cơ nhiệt, nó biến nhiệt năng thành cơ năng hoặc điện năng. Trên các đồ thị $p-v$, $T-s$, $i-s$ thường dùng, chu trình tiến hành thuận chiều kim đồng hồ.

Về phương diện nhiệt, chu trình Carnot thuận nghịch thuận chiều là chu trình lí tưởng của động cơ nhiệt, nhưng trong thực tế không thực hiện, một trong những nguyên nhân quan trọng là khó thực hiện được quá trình cấp và thải nhiệt đẳng nhiệt của các chất khí. Tuy nhiên người ta lấy chu trình Carnot làm mục tiêu để nâng cao hiệu suất nhiệt.

Người ta cũng đã nêu lên chu trình hồi nhiệt lí tưởng trên cơ sở chu trình Stirling hoặc chu trình Ericsson. Chu trình hồi nhiệt lí tưởng cũng có hiệu suất nhiệt bằng hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot.

Chu trình Stirling gồm 2 quá trình-đẳng tích và 2 quá trình đẳng nhiệt tiến hành xen kẽ nhau, còn chu trình Ericsson dùng 2 quá trình đẳng áp thay cho 2 quá trình đẳng tích (H. 5-1).



Hình 5-1



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Để có chu trình hồi nhiệt lí tưởng, ta cho hai quá trình đẳng áp (hoặc đẳng tích) cùng tiến hành trong bộ hồi nhiệt lí tưởng, ở đây tất cả nhiệt lượng của quá trình cd thải ra đều do môi chất nhận lại trong quá trình ab. Như vậy, nhiệt lượng nhận vào chỉ là $q_1 = q_{bc} = T_1 (s_c - s_b)$ và $q_2 = q_{da} = T_2 (s_d - s_a)$ nên hiệu suất nhiệt của nó bằng hiệu suất của chu trình Carnot, tức

$$\eta_T = 1 - \frac{T_2}{T_1}$$

Chu trình hồi nhiệt lí tưởng khó thực hiện do 2 quá trình đẳng nhiệt, nhưng trong thực tế, chu trình tuabin khí lí tưởng có buồng làm mát trung gian (giữa quá trình nén đoạn nhiệt) và bộ hồi nhiệt đã cố gắng tiến gần đến chu trình hồi nhiệt lí tưởng trên cơ sở chu trình Ericsson.

Động cơ nhiệt có nhiều loại, theo thiết bị cấp nhiệt (đốt nhiên liệu), có loại động cơ đốt trong và động cơ đốt ngoài; theo môi chất có loại động cơ dùng khí lí tưởng, loại động cơ dùng khí thực.

5.1. CHU TRÌNH CỦA KHÍ LÍ TƯỞNG

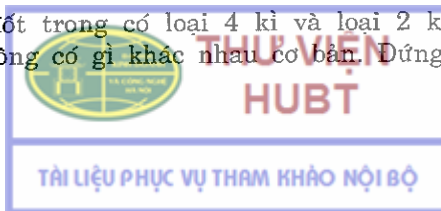
Môi chất có thể là sản phẩm cháy của nhiên liệu hoặc không khí. Chu trình thực tế của khí lí tưởng thường được thực hiện trong ba nhóm động cơ đốt trong: động cơ có pittông, tuabin (động cơ quay) và động cơ phản lực hoặc tên lửa.

Khí nghiên cứu các chu trình, cần đặt các điều kiện giả thiết:

- Các quá trình đều là thuận nghịch: không có ma sát, thay quá trình cháy bằng quá trình cấp nhiệt v.v...
- Coi quá trình nạp và thải môi chất triệt tiêu nhau về mặt nhiệt và công, biến hệ thống hở thành hệ thống kín.
- Coi môi chất là khí lí tưởng và đồng nhất.
- Coi quá trình nén và giãn nở là đoạn nhiệt thuận nghịch.

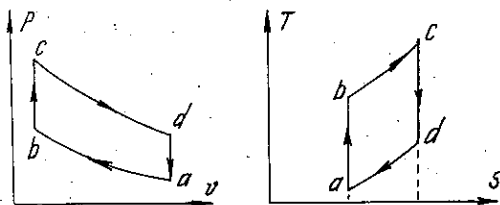
5.1.1. Các chu trình của động cơ đốt trong (có pittông)

Động cơ đốt trong có loại 4 kì và loại 2 kì, nhưng về phân tích nhiệt không có gì khác nhau cơ bản. Dưới đây đặc điểm của



quá trình cháy (coi là cấp nhiệt) có thể chia thành ba loại : chu trình cấp nhiệt đẳng tích, chu trình cấp nhiệt đẳng áp và chu trình cấp nhiệt hỗn hợp.

5.1.1.1 *Chu trình cấp nhiệt đẳng tích*, tương ứng với các loại động cơ đốt trong có tia lửa điện (bujơ), chạy bằng xăng hoặc khí đốt. Chu trình còn có tên là Beau de Rochas (1862) hoặc Otto (1867), gồm các quá trình (H.5-2) :



Hình 5-2

- Quá trình ab - nén đoạn nhiệt, (môi chất thực là hỗn hợp không khí và nhiên liệu),
- Quá trình bc - cấp nhiệt đẳng tích, thay cho quá trình cháy.
- Quá trình cd - giãn nở đoạn nhiệt.
- Quá trình da - nhả nhiệt đẳng tích, thay cho quá trình thải và nạp môi chất.

Khi tính nhiệt lượng, công và hiệu suất nhiệt của chu trình, ta coi thông số trạng thái ban đầu a đã biết, thường dùng thêm tỷ số nén

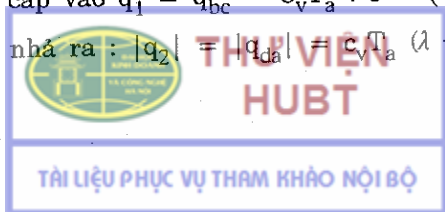
$$\varepsilon = \frac{v_a}{v_b} \text{ và tỷ số tăng áp suất khi cấp nhiệt}$$

$$\lambda = \frac{p_c}{p_b}$$

Dùng phương trình quá trình và phương trình trạng thái của khí lí tưởng, ta tính được :

$$\text{- Nhiệt lượng cấp vào } q_1 = q_{bc} = C_v T_a \cdot \varepsilon^{k-1} (\lambda - 1) \quad (5-1a);$$

$$\text{- Nhiệt lượng nhả ra : } |q_2| = |q_{da}| = C_v T_a (\lambda - 1) \quad (5-1b);$$



- Công môi chất đã sinh ra trong một chu trình :

$$l = q_1 - |q_2| = c_v T_a (\lambda - 1) (\varepsilon^{k-1} - 1) \quad (5-1c) ;$$

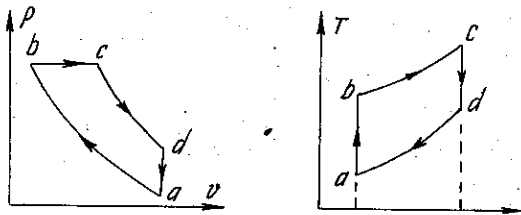
- Hiệu suất nhiệt của chu trình :

$$\eta_T = \frac{l}{q_1} = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \quad (5-1d)$$

Ta thấy hiệu suất nhiệt phụ thuộc vào số mũ đoạn nhiệt k , và tỉ số nén ε . Hiệu suất nhiệt tăng khi k và ε tăng, nhưng k phụ thuộc vào đặc tính của môi chất, ε cũng bị hạn chế vì hiện tượng kích nổ, thường $\varepsilon = 5 \div 7$ đối với xăng và $\varepsilon = 6 \div 9$ đối với nhiên liệu khí.

5.1.1.2. *Chu trình cấp nhiệt đẳng áp* (có tên là Diesel 1893), tương ứng với loại động cơ đốt trong không có buji, đốt dầu ma dút phun bằng không khí nén, dầu tự bốc cháy khi được phun vào không khí nén trong xy lanh có nhiệt độ cao hơn nhiệt độ tự bốc cháy của nó. Chu trình cũng gồm bốn quá trình (H. 5-3) :

- Quá trình nén đoạn nhiệt ab (môi chất chỉ là không khí)



Hình 5-3

- Quá trình bc - cấp nhiệt đẳng áp

- Quá trình cd và da - giống hoàn toàn như chu trình trên.

Khi tính toán ta đưa thêm hệ số dẫn nở sớm $\rho = \frac{v_c}{v_b}$, ta được :

$$\text{Nhiệt lượng cấp vào } q_1 = q_{bc} = C_p \cdot T_a \cdot \varepsilon^{k-1} (\rho - 1) \quad (5-2a) ;$$

$$\text{Nhiệt lượng nhả ra : } |q_2| = |q_{da}| = C_v T_a (\rho^k - 1) \quad (5-2b) ;$$

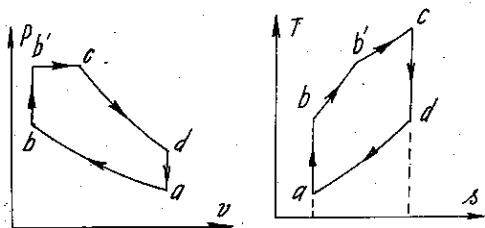
$$\text{Công sinh ra trong chu trình : } l = q_1 - |q_2| \quad (5-2c)$$

Hiệu suất nhiệt của chu trình

$$\eta_T = \frac{l}{q_1} = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \cdot \frac{\rho^k - 1}{k(\rho - 1)} \quad (5-2d)$$

Ta thấy hiệu suất nhiệt tăng khi k và ε tăng và ρ giảm, ε thường yêu cầu đủ cao để đảm bảo nhiệt độ sau quá trình nén lớn hơn nhiệt độ tự cháy của nhiên liệu, thường $\varepsilon = 13 \div 18$.

5.1.1.3 Chu trình cấp nhiệt hỗn hợp (còn có tên Trinkler, Seiligen hoặc Sabathé) tương ứng với loại động cơ đốt trong phun dầu ma dút bằng bơm cao áp vào không khí nén ở nhiệt độ cao và dầu tự cháy. Chu trình gồm các quá trình ab, cd và da giống hệt chu trình trên, chỉ khác quá trình cấp nhiệt : gồm giai đoạn bb' là cấp nhiệt đẳng tích và b'c là cấp nhiệt đẳng áp (H. 5-4).



Hình 5-4

Ta tính được nhiệt lượng cấp vào :

$$q_1 = q_{bb'c} = C_v T_a \varepsilon^{k-1} [(\lambda - 1) + k\lambda (\rho - 1)] \quad (5-3a)$$

Nhiệt lượng nhả ra :

$$|q_2| = |q_{da}| = C_v \cdot T_a (\lambda \rho^k - 1) \quad (5-3b)$$

Công sinh ra trong một chu trình :

$$l = q_1 - |q_2| \quad (5-3c)$$



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Hiệu suất nhiệt :

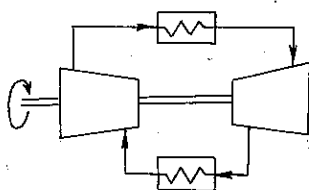
$$\eta_T = \frac{1}{q_1} = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \frac{\lambda \rho^k - 1}{[(\lambda - 1) + k\lambda(\rho - 1)]} \quad (5-3d)$$

Ta thấy hiệu suất nhiệt tăng khi k , ε , λ tăng và ρ giảm. ε cũng yêu cầu đủ lớn, bằng khoảng $13 \div 18$ để đảm bảo quá trình tự bốc cháy của nhiên liệu.

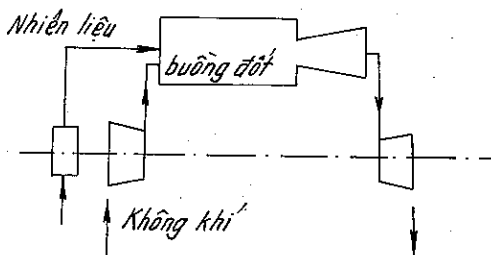
5.1.2 Chu trình tuabin khí (động cơ đốt trong kiểu quay)

Tuabin khí so với động cơ đốt trong có ưu điểm là cấu tạo nhỏ, nhẹ và có tốc độ cao nên dùng rất nhiều trong giao thông vận tải, nhất là hàng không. Dựa theo đặc điểm của quá trình cháy (cấp nhiệt) chia thành hai loại : chu trình cấp nhiệt đẳng áp và chu trình cấp nhiệt đẳng tích.

5.1.2.1 Chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp (có tên là Joule hoặc Brayton). Có loại động cơ thực hiện chu trình kín (H.5-5a), có loại chu trình hở nhưng cũng giả thiết thành chu trình kín tương tự như đối với chu trình động cơ đốt trong (H.5-5b).



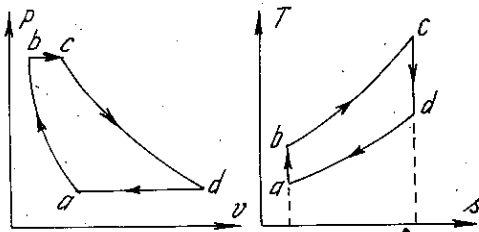
Hình 5-5a



Hình 5-5b

Chu trình gồm 4 quá trình (H.5-5c)

- Quá trình ab - nén đoạn nhiệt
- Quá trình bc - cấp nhiệt đẳng áp
- Quá trình cd - giãn nở đoạn nhiệt trong cánh tuabin có dạng ống tăng tốc, biến nhiệt năng thành động năng của dòng rồi chuyển động năng thành cơ năng trong cánh động.
- Quá trình da - nhả nhiệt đẳng áp



Hình 5-5c

Khi tính toán, coi thông số trạng thái a đã biết, để biểu thị mức độ nén, ít dùng tỉ số nén ε mà thường dùng tỉ số tăng áp khí nén $\beta = \frac{P_b}{P_a}$. Ta tính được

Nhiệt lượng cấp vào :

$$q_1 = q_{bc} = c_p T_a \beta^{\frac{k-1}{k}} (\rho - 1) \quad (5-4a)$$

Nhiệt lượng nhà ra : $|q_2| = |q_{da}| = C_p T_a (\rho - 1) \quad (5-4b)$

Công sinh ra trong chu trình : $l = q_1 - |q_2| \quad (5-4c)$

Hiệu suất nhiệt của chu trình $\eta_T = \frac{l}{q_1} = 1 - \frac{1}{\beta^{(k-1)/k}} \quad (5-4d)$.

Nếu dùng tỉ số nén ε , ta được công thức (5-1d) vì $\beta = \varepsilon^k$.

Hiệu suất nhiệt của chu trình tăng khi tăng k và tỉ số tăng áp.

5.1.2.2. *Chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng tích.* Chu trình cũng gồm 4 quá trình, trong đó 3 quá trình ab, cd và da hoàn toàn giống chu trình trên chỉ khác quá trình bc, quá trình cháy trong điều kiện buồng đốt được đóng kín, nên coi là quá trình cấp nhiệt đẳng tích (H.5-6).

Ta cũng tính được :

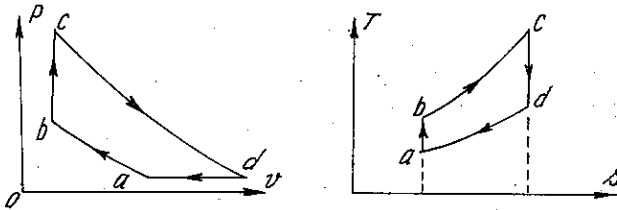
$$q_1 = q_{bc} = c_v T_a \beta^{(k-1)/k} (\lambda - 1) \quad (5-5a)$$

$$|q_2| = |q_{da}| = c_p T_a (\lambda^{1/k} - 1) \quad (5-5b)$$

$$l = q_1 - |q_2| \quad (5-5c)$$



$$\eta_T = 1 - \frac{1}{\beta^{(k-1)/k}} \frac{k(\lambda^{1/k} - 1)}{\lambda - 1} \quad (5-5d)$$



Hình 5-6

Ta thấy hiệu suất nhiệt tăng khi tăng k , β và λ . Để nâng cao hiệu suất nhiệt của tuabin khí, người ta còn thêm bộ hồi nhiệt và làm mát đẳng áp giữa quá trình nén đoạn nhiệt.

5.1.3. Chu trình động cơ phản lực

Nguyên lí làm việc của động cơ này là : nhiên liệu được đốt cháy, nhiệt năng được chuyển thành động năng của dòng phun ra ngoài, do tác dụng của phản lực, động cơ được đẩy về phía trước.

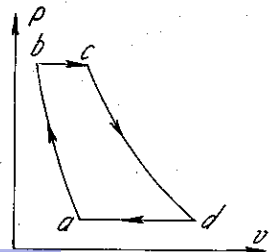
Động cơ phản lực có ưu điểm là có thể đạt đến tốc độ rất cao, nên dùng rất nhiều trong hàng không, quân sự và trong việc chinh phục vũ trụ. Động cơ phản lực được chia thành hai nhóm lớn : động cơ phản lực không khí và động cơ tên lửa.

5.1.3.1. Động cơ phản lực không khí.

Chu trình của loại động cơ này, tùy theo đặc điểm của quá trình cháy chia ra làm chu trình phản lực cấp nhiệt đẳng áp và chu trình phản lực cấp nhiệt đẳng tích.

a) *Chu trình phản lực cấp nhiệt đẳng áp.* Chu trình gồm 4 quá trình (H. 5-7) :

ab - nén đoạn nhiệt, thực hiện trong ống tăng áp hoặc máy nén.



Hình 5-7

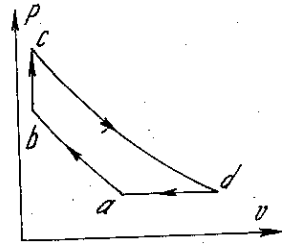
bc - cấp nhiệt đẳng áp.

cd - giãn nở đoạn nhiệt, tiến hành trong ống tăng tốc hoặc một phần trong tuabin khí (để cung cấp công cho máy nén).

da - nhà nhiệt đẳng áp.

Kết quả tính toán hoàn toàn giống chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng áp, nghĩa là có thể dùng các công thức (5-4a, b, c, d)

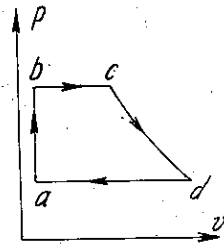
b) *Chu trình phản lực cấp nhiệt đẳng tích.* Các quá trình ab, cd, và da hoàn toàn giống chu trình trên, chỉ khác quá trình cấp nhiệt là đẳng tích, nghĩa là cháy trong điều kiện buồng đốt đóng kín (H.5-8)



Hình 5-8

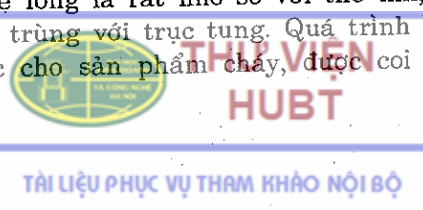
Kết quả tính toán hoàn toàn giống như chu trình tuabin khí cấp nhiệt đẳng tích, nghĩa là có thể dùng các công thức 5-5a, b, c, d)

5.1.3.2) *Chu trình tên lửa.* Động cơ tên lửa có thể chia thành hai nhóm : động cơ tên lửa hóa học (dùng nhiên liệu hữu cơ) và động cơ tên lửa hạt nhân. Động cơ tên lửa hóa học khác với động cơ phản lực là không dùng không khí để cấp oxy mà dùng các chất oxy hóa. Dựa theo nhiên liệu chia thành tên lửa dùng nhiên liệu lỏng và tên lửa dùng nhiên liệu rắn. Về cấu tạo có khác nhau, nếu dùng nhiên liệu lỏng phải có bơm, còn dùng nhiên liệu rắn thì không cần bơm, nhưng chu trình làm việc của hai loại này thì giống nhau (H.5-9):



Hình 5-9

Khi bắt đầu cháy, áp suất tăng rất nhanh, nên được coi là đẳng tích, lại vì thể tích riêng của nhiên liệu và chất oxy hóa ở thể rắn hoặc thể lỏng là rất nhỏ so với thể khí, nên quá trình ab có thể coi như trùng với trục tung. Quá trình bc là quá trình cấp nhiệt liên tục cho sản phẩm cháy, được coi như đẳng áp ;



quá trình có là quá trình giãn nở đoạn nhiệt trong ống tăng tốc chuyển nhiệt năng thành động năng và quá trình đã được coi là quá trình nở nhiệt đẳng áp.

Hiệu suất nhiệt của chu trình có thể tính theo :

$$\eta_T = \frac{1}{q_1} = \frac{(i_c - i_d) - (i_b - i_a)}{i_c - i_a} \approx \frac{i_c - i_d}{i_c - i_a} \quad (5-6a).$$

Khi qua ống tăng tốc, ta có $(i_c - i_d) = \frac{\omega_d^2 - \omega_1^2}{2} = \frac{\omega_2^2}{2}$

nên có $\eta_T = \frac{\omega_2^2}{2(i_c - i_a)} \quad (5-6b)$

Ở đây : ω_2 - tốc độ của dòng sản phẩm cháy ra khỏi tên lửa, có thể tính theo :

$$\omega_2 = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(k-1)/k} \right]} \quad (5-7a)$$

đối với tên lửa vũ trụ, $p_2 \rightarrow 0$ nên có :

$$\omega_2 = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} p_1 v_1} \quad (5-7b)$$

hoặc $\omega_2 = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} RT_1} \quad (5-7c)$

Lưu ý là ω_2 phụ thuộc vào R, tức là vào phân tử lượng nên dùng hydrogên có phân tử lượng nhỏ, có thể đạt tốc độ lớn hơn và hiệu suất cao.

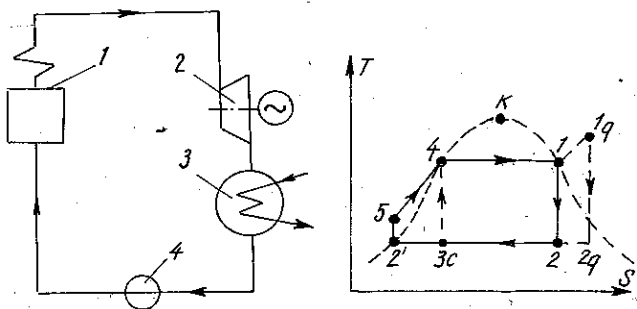
5.2. CHU TRÌNH CỦA KHÍ THỰC (HƠI)

Trong các loại động cơ này, môi chất có nhiệt độ tới hạn tương đối cao, thường có sự chuyển pha trong khi thực hiện chu trình, nếu dùng phương trình của khí lý tưởng, sai số quá lớn, nên thường dùng các bảng số hoặc đồ thị để tính toán.

Về mặt kĩ thuật, dùng khí thực trong phạm vi bão hòa có thể thực hiện được chu trình Carnot, và hiệu suất nhiệt vẫn là lớn nhất (trong cùng phạm vi nhiệt độ). Nhưng có một số nhược điểm như là chưa chọn được môi chất để có hơi bão hòa làm việc hết phạm vi nhiệt độ cho phép (t_1 cho phép khoảng 600°C , trong khi nhiệt độ tới hạn của nước chỉ có $374,15^\circ\text{C}$) và phải dùng máy nén công kénh để nén hơi bão hòa ẩm sau tuabin thành nước v.v.. nên đã được cải tiến thích hợp vào giữa thế kỉ 19 do W.Rankine và R.Clausius và thường gọi là chu trình Rankin. Chu trình này được dùng phổ biến trong các nhà máy nhiệt điện, nhà máy điện nguyên tử, nhà máy nhiệt mặt trời hoặc địa nhiệt v.v..

Thiết bị để thực hiện chu trình Rankin thường gồm các thiết bị sinh hơi (lò hơi, lò phản ứng nguyên tử, lò hơi mặt trời hoặc địa nhiệt) ; động cơ hơi nước 2 (máy hơi nước hoặc tuabin hơi) ; bình ngưng 3 và bơm nước 4. Chu trình Rankin gồm 2 quá trình đẳng áp và hai quá trình đoạn nhiệt tiến hành xen kẽ nhau.

Trong phạm vi hơi bão hòa, quá trình đẳng áp đồng thời cũng là đẳng nhiệt, nên chu trình Rankin trong phạm vi bão hòa rất gần với chu trình Carnot, nhưng ngoài phạm vi bão hòa thì có sự khác nhau rõ rệt. Chu trình gồm (H. 5-10) :



Hình 5-10

12 - quá trình dẫn nở đoạn nhiệt trong động cơ (máy hơi hoặc tuabin hơi).



22' - quá trình nhả nhiệt (ngưng tụ) đẳng áp (cũng là đẳng nhiệt) trong bình ngưng.

2'5 - quá trình nén đoạn nhiệt (bơm nước).

541 - quá trình cấp nhiệt đẳng áp trong thiết bị sinh hơi,

Trong khi tính toán, thường cho biết thông số của hơi vào động cơ p_1 , t_1 và áp suất trong bình ngưng p_2 .

Trên cơ sở đó, bằng bảng số hoặc đồ thị, ta có thể xác định được tất cả các thông số ở các trạng thái khác. Ta tính được :

$$q_1 = q_{541} = i_1 - i_5 \quad (5-8a)$$

$$|q_2| = |q_{22'}| = i_2 - i'_2 \quad (5-8b)$$

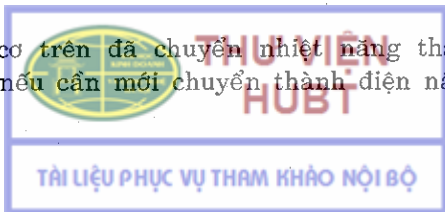
$$\begin{aligned} l &= q_1 - |q_2| = i_1 - i_5 - (i_2 - i'_2) = \\ &= (i_1 - i_2) - (i_5 - i'_2) \approx i_1 - i_2 \end{aligned} \quad (5-8c)$$

$$\eta_T = \frac{l}{q_1} = \frac{(i_1 - i_5) - (i_2 - i'_2)}{i_1 - i_5} \approx \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i'_2} \quad (5-8d)$$

Qua tính toán ta thấy, để nâng cao hiệu suất nhiệt, đối với hơi nước, cần nâng cao áp suất và nhiệt độ của hơi đưa vào động cơ (để nâng cao nhiệt độ trung bình của các quá trình cấp nhiệt) và giảm áp suất trong bình ngưng (để giảm nhiệt độ trung bình của quá trình nhả nhiệt). Người ta cũng dùng chu trình có quá nhiệt trung gian, chu trình trích hơi gia nhiệt nước cấp (một dạng hồi nhiệt), chu trình cấp nhiệt và cấp điện v. v.. để nâng cao hiệu suất nhiệt và giảm độ ẩm của hơi sau quá trình giãn nở. Người ta cũng đang tìm những môi chất thích hợp trong toàn phạm vi nhiệt độ, đồng thời cũng đang thí nghiệm phối hợp vài ba môi chất làm việc ở các phạm vi khác nhau trong chu trình ghép như : thủy ngân ở phạm vi nhiệt độ cao, hơi nước ở phạm vi nhiệt độ trung bình và môi chất lạnh như Freôn ở phạm vi nhiệt độ thấp.

5.3. CHU TRÌNH CHUYỂN TRỰC TIẾP NHIỆT - ĐIỆN

Các động cơ trên đã chuyển nhiệt năng thành các dạng cơ năng, sau đó nếu cần mới chuyển thành điện năng. Sau đây giới



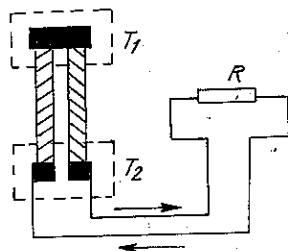
hiệu một số loại động cơ nhiệt chuyển nhiệt năng trực tiếp thành điện năng. Xếp vào loại này, có pin nhiệt - điện, pin nhiệt - điện tử. Nhiều khi người ta cũng xếp pin nhiên liệu và động cơ từ - thủy động vào loại động cơ này.

5.3.1. Chu trình pin nhiệt - điện (H. 5-11)

Chu trình này được xây dựng trên hiệu ứng nhiệt - điện do T. Seebeck nêu lên năm 1821 : "Nếu tồn tại hiệu nhiệt độ giữa hai mối hàn của hai dây dẫn bằng hai kim loại khác nhau thì trong mạch cũng tồn tại hiệu điện thế :

$$\Delta E = \alpha \Delta T \quad (5-9a)$$

Ở đây : ΔE - lực nhiệt điện động ;
 α - hệ số tỉ lệ gọi là hệ số nhiệt-điện.



Hình 5-11

Pin nhiệt - điện cũng liên quan đến một hiệu ứng khác do J. Peltier nêu lên năm 1834 : "Nếu cho dòng

điện chạy qua mạch gồm hai dây kim loại khác nhau thì một mối hàn được đốt nóng và mối hàn kia bị làm lạnh ; nếu ta đổi chiều dòng điện thì mối hàn trước được đốt nóng sẽ bị làm lạnh và ngược lại".

Nhiệt lượng nhận và thải ở hai mối hàn tỉ lệ thuận với cường độ dòng điện :

$$Q = P.I \quad (5-9b)$$

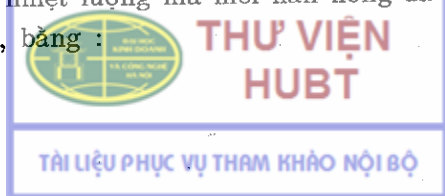
Người ta chứng minh được, hệ số Peltier P có quan hệ với hệ số nhiệt điện như sau : $P = \alpha T$, do đó

$$Q = P.I = \alpha.T.I \quad (5-9c)$$

Ta tính được nhiệt lượng do nguồn nóng cấp vào

$$Q_1 = Q_1^P + Q_2 - \frac{1}{2} Q_J \quad (5-10a)$$

Ở đây : Q_1^P - nhiệt lượng mà mối hàn nóng đã nhận được theo hiệu ứng Peltier, bằng :



$$Q_1^p = \alpha \cdot T_1 \cdot I \quad (5-9d)$$

Q_1 - nhiệt lượng truyền từ mỗi hàn nóng đến mỗi hàn lạnh bằng dẫn nhiệt qua hai dây dẫn.

Q_J - nhiệt lượng chuyển từ điện năng do hiệu ứng Joule.

$$\text{Năng lượng có ích trong chu trình } L = I^2 R \quad (5-10b)$$

$$\text{hoặc} \quad L = \alpha(T_1 - T_2)I - Q_J \quad (5-10c)$$

$$\text{Hiệu suất nhiệt của chu trình : } \eta_T = \frac{L}{Q_1} \quad (5-10d)$$

Hiệu suất nhiệt phụ thuộc nhiều vào bản chất của 2 cực nhiệt-điện. Với các cực kim loại hiện dùng, hiệu suất còn rất thấp, đang hy vọng nâng cao được hiệu suất bằng các cực bán dẫn. Tuy hiệu suất còn rất thấp, nhưng do cấu tạo đơn giản, không chuyển động nên đã được sử dụng trong những nơi có công suất nhỏ hoặc trong du hành vũ trụ có năng lượng bức xạ mặt trời vô tận.

5.3.2 Pin nhiệt - điện tử (H.5-12)

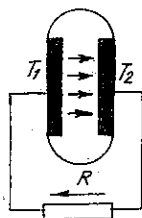
Được xây dựng trên đặc tính : "Trên bề mặt kim loại nóng luôn phóng ra những điện tử, nhiệt độ càng cao thì lượng điện tử phóng ra càng nhiều : Có hai cực kim loại ở hai nhiệt độ khác nhau $T_1 > T_2$, trên bề mặt có nhiệt độ T_1 cao hơn, điện tử phóng ra nhiều hơn nên nếu nối hai cực bằng một mạch ngoài thì sẽ có dòng điện chạy qua. Cực có nhiệt độ cao T_1 gọi là catốt và cực T_2 gọi là anốt.

Hiệu suất nhiệt của thiết bị vẫn được tính là

$$\eta_T = \frac{L}{Q_1}$$

trong đó : L - năng lượng có ích ;

Q_1 - nhiệt lượng cấp cho catốt, bằng tổng nhiệt lượng để phóng điện tử Q_1^i và nhiệt lượng truyền bằng bức xạ cho anốt Q_{bx} .

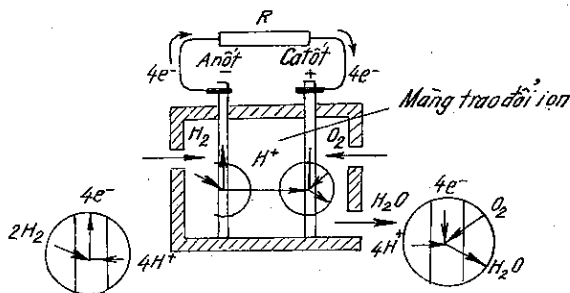
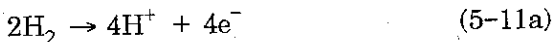


Hình 5-12

Mặc dầu còn những khó khăn về kĩ thuật và hiệu suất chưa cao nhưng nó cũng đã thu hút sự chú ý của nhiều nhà nghiên cứu nhất là khi đã có những lò phản ứng nguyên tử làm việc ở nhiệt độ cao.

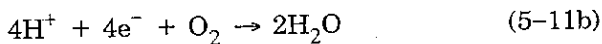
5.3.3. Chu trình pin nhiên liệu

Hình 5-13 là sơ đồ một pin nhiên liệu có màng trao đổi ion. Hydrô được đưa vào phía anốt, bị iôn hóa :



Hình 5-13

Các điện tử sinh ra đi từ anốt đến catốt theo mạch ngoài, còn ion Hydrô thì đi qua màng đến catốt, cùng với Oxy đưa vào sẽ xảy ra phản ứng:



Ta thấy có hiệu điện thế giữa anốt và catốt, sẽ có dòng điện và có năng lượng sử dụng được L.

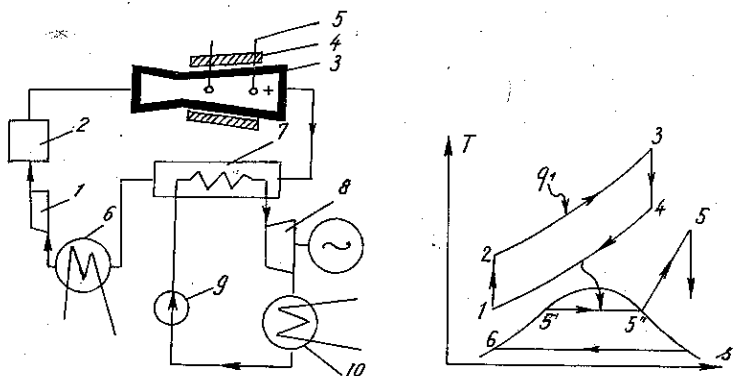
Hiện nay, nhiên liệu dùng trong pin là hydrô hoặc hỗn hợp hydrô cacbua với hydrô và chất oxy hóa là oxy. Các nhà nghiên cứu đang muốn dùng pin với nhiên liệu và không khí. Pin nhiên liệu đã được sử dụng trong kĩ thuật vũ trụ và cũng có triển vọng phát triển.

5.3.4. Chu trình động cơ từ - thủy động

Thường ghép động cơ từ - thủy động với một động cơ nhiệt thông thường như tuabin khí, động cơ hơi v.v..



Nguyên lí làm việc như sau (H.5 - 14) : Không khí được máy nén 1 nén đến áp suất khoảng 10 bar đi qua bộ sấy không khí được đốt nóng đến khoảng 2000°C, đưa vào buồng đốt 2 đốt cháy nhiên liệu làm cho nhiệt độ sản phẩm cháy lên đến khoảng 3000°C.



Hình 5-14

Dưới nhiệt độ cao, một phân chất khí bị ion hóa thành trạng thái plasma, cho đi qua ống tăng tốc 3 đặt trong một từ trường mạnh 4, dòng plasma có tốc độ cao (khoảng 1000m/s) đi qua từ trường sẽ tạo nên sức điện động và có dòng điện đi qua mạch nối giữa hai cực 5. Như vậy là nhiệt năng đã trực tiếp biến thành điện năng.

Khi ra khỏi ống từ - thủy động, nhiệt độ hãy còn cao nên có thể cấp nhiệt cho chu trình hơi nước, gồm lò hơi 7, tuabin hơi 8, bơm 9 và bình ngưng 10. Chu trình có thể biểu diễn trên đồ thị T - s, trong đó 1234 là chu trình từ - thủy động và 566'5'5" là chu trình hơi nước tận dụng.

$$\text{Hiệu suất nhiệt của chu trình là : } \eta_T = \frac{1}{q_1} ;$$

trong đó : 1 - công của chu trình, biểu thị bằng tổng diện tích 1234 và 566'5'5".



q_1 - nhiệt lượng cấp vào là nhiệt lượng của quá trình 23. Hiệu suất tổng của chu trình cao, có thể đến 60%, có nhiều triển vọng, nhưng còn phải giải quyết nhiều vấn đề như vật liệu chịu nhiệt và chọn môi chất dễ iôn hóa thành plasma.

• CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU

Chu trình ngược chiều là chu trình của máy lạnh và bơm nhiệt, nó chuyển nhiệt năng từ nguồn có nhiệt độ thấp đến nguồn có nhiệt độ cao nhờ sự hỗ trợ của năng lượng bên ngoài ; trên các đồ thị p-v, T-s v.v.. đường biểu diễn tiến hành ngược chiều kim đồng hồ.

Tùy theo mục đích sử dụng, ta chia thành chu trình máy lạnh mà nhiệt lượng lấy từ nguồn lạnh là có ích và chu trình bơm nhiệt mà nhiệt lượng có ích là nhiệt lượng nhả ra cho nguồn nóng.

Tùy theo môi chất, chia thành hai loại : chu trình của khí lí tưởng (thường dùng không khí) và chu trình của khí thực (thường dùng amôniac, các loại frêon, có thể là hơi nước).

Tùy theo cách nâng áp suất của môi chất, ta chia ra loại có máy nén, loại có êjectơ và loại hấp thụ.

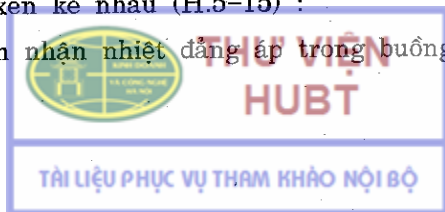
Tùy theo cách giảm nhiệt độ, có thể chia ra loại có máy dẫn nở và loại dùng hiệu ứng tiết lưu. Ngoài các loại trên, người ta đã áp dụng hiệu ứng nhiệt - điện vào chu trình ngược.

Cũng cần nhắc lại là, đứng về mặt chuyển hóa năng lượng thì chu trình Carnot ngược chiều vẫn là chu trình lí tưởng của máy lạnh và bơm nhiệt, có hệ số chuyển hóa năng lượng lớn nhất.

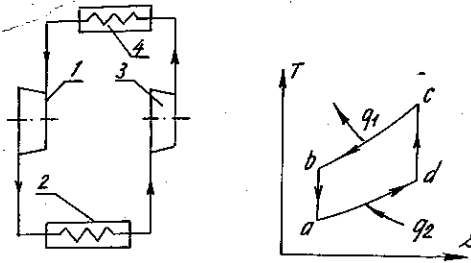
5.4. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU DÙNG KHÔNG KHÍ

Chu trình gồm hai quá trình đẳng áp và hai quá trình đoạn nhiệt tiến hành xen kẽ nhau (H.5-15) :

ad - quá trình nhận nhiệt đẳng áp trong buồng lạnh 2 ;



- dc - quá trình nén đoạn nhiệt trong máy nén 3 ;
- cb - quá trình nhả nhiệt đẳng áp trong bình làm mát (ngưng tụ) 4 ;
- ba - quá trình giãn nở đoạn nhiệt trong máy giãn nở 1 (có thể dùng tua bin hoặc xy lanh).



Hình 5-15

Nếu làm việc theo nguyên tắc máy lạnh, ta tính hệ số làm lạnh ε .

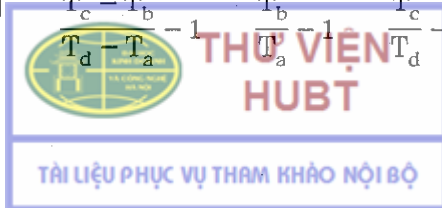
$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} \quad (5-12a)$$

Nếu làm việc theo nguyên tắc bơm nhiệt, ta tính hệ số làm nóng :

$$\varphi = \frac{|q_1|}{|l|} = \frac{q_1}{|q_1| - q_2} \quad (5-12b)$$

Nếu thay nhiệt lượng nhận từ nguồn lạnh $q_2 = c_p (T_d - T_a)$, nhiệt lượng nhả cho nguồn nóng $q_1 = c_p (T_c - T_b)$, và $|l| = |q_1| - q_2$ rồi dùng quan hệ giữa các thông số trạng thái trong các quá trình, ta được :

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l|} = \frac{1}{\frac{T_c - T_b}{T_d - T_a} - 1} = \frac{1}{\frac{T_b}{T_a} - 1} = \frac{1}{\frac{T_c}{T_d} - 1} \quad (5-13a)$$



hoặc :
$$\varepsilon = \frac{1}{\left(\frac{P_b}{P_a}\right)^{(k-1)/k} - 1} \quad (5-13b)$$

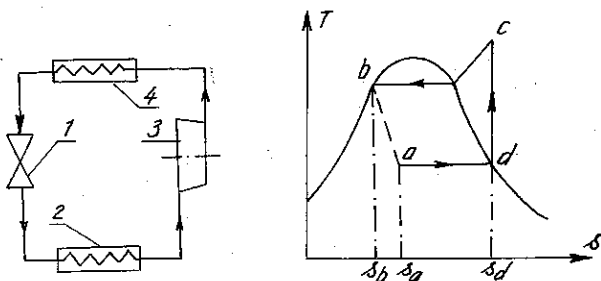
Hệ số làm nóng
$$\varphi = \frac{|q_1|}{|I|} = \varepsilon + 1 \quad (5-14)$$

Chu trình này tuy có những thuận lợi nhất định như môi chất sẵn có, rẻ tiền nên đã có thời kì được dùng rộng rãi, nhưng có nhược điểm về cấu tạo và hiệu quả kinh tế không cao, nên hiện nay chỉ còn dùng nhiều trong ngành hàng không.

5.5. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU DÙNG HƠI

(có máy nén và van tiết lưu)

Đây là loại thiết bị dùng phổ biến nhất hiện nay. Chu trình gồm (H.5-16) :

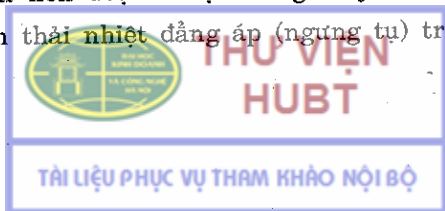


Hình 5-16

ad - quá trình nhận nhiệt (bốc hơi) đẳng áp (trong phạm vi bão hòa cũng là đẳng nhiệt) của môi chất từ nguồn lạnh trong buồng lạnh 2.

dc - quá trình nén đoạn nhiệt trong máy nén 3.

cb - quá trình thải nhiệt đẳng áp (ngưng tụ) trong buồng làm mát 4.



ba ~ quá trình tiết lưu trong van tiết lưu 1.

Dùng bảng hoặc đồ thị, ta tính được nhiệt lượng môi chất nhận từ nguồn lạnh :

$$q_2 = q_{ad} = i_d - i_a = Sads_d s_a \quad (5-15a)$$

Nhiệt lượng môi chất nhả cho nguồn nóng

$$|q_1| = |q_{bc}| = i_c - i_b = Sbc s_c s_b \quad (5-15b)$$

Công cung cấp cho chu trình

$$|l| = |q_1| - q_2 = i_c - i_d = Sbcda_a s_b \quad (5-15c)$$

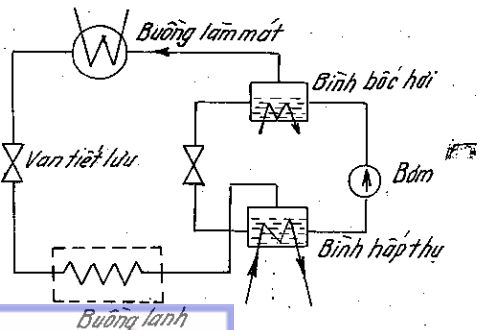
$$\text{Hệ số làm lạnh} \quad \varepsilon = \frac{q_2}{|l|} = \frac{i_d - i_a}{i_c - i_d} \quad (5-15d)$$

$$\varphi = \varepsilon + 1 = \frac{i_c - i_b}{i_c - i_d} \quad (5-15e)$$

Trong thực tế tính toán thường còn dùng đồ thị $i - p$.

5.6. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU DÙNG PHƯƠNG PHÁP HẤP THỤ (H. 5-17)

Ở đây dùng đặc tính : khả năng hấp thụ của dung dịch giảm khi nhiệt độ tăng. Môi chất sau buồng lạnh được cho hấp thụ vào một dung dịch nghèo có p, t thấp trong bình hấp thụ, sau đó bơm dung dịch vào bình bốc hơi, ở đó được gia nhiệt, khả năng hấp thụ của dung dịch giảm, môi chất được tách ra ở áp suất



THƯ VIỆN HUBT Hình 5-17

và nhiệt độ cao rồi đi vào buồng làm mát tiếp tục các quá trình như trong chu trình trên.

Hệ số làm lạnh ở đây được tính theo :

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|q_1| + l_b} \approx \frac{q_2}{|q_1|} \quad (5-16)$$

q_2 - nhiệt lượng do môi chất nhận được ở nguồn lạnh ;

q_1 - nhiệt lượng cung cấp vào bình bốc hơi ;

l_b - công dùng để bơm dung dịch từ bình hấp thụ đến bình bốc hơi, thường nhỏ hơn nhiều so với q_1 nên có thể không tính đến.

Đã có thời kì máy lạnh hấp thụ được sử dụng rất rộng rãi, nhưng rồi bị các loại máy lạnh khác cạnh tranh ; hiện còn dùng ở những nơi có nhiều nhiệt thừa hoặc thiếu điện nhất là ở những nước chậm phát triển với những sơ đồ đơn giản hơn.

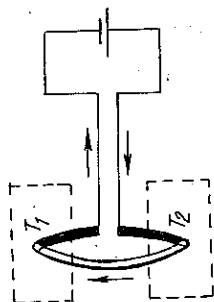
5.7. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU ĐIỆN - NHIỆT

Cũng dựa trên hiệu ứng Peltier "Khi có dòng điện đi qua một mạch nhiệt điện thì một mối hàn nhận nhiệt còn mối hàn kia thải nhiệt" (H. 5-18). Nhiệt lượng mối hàn lạnh nhận được :

$$Q_{21} = \alpha T_2 I \quad (5-17a)$$

Nếu không có những hiện tượng không thuận nghịch thì đây cũng là nhiệt lượng nhận được từ nguồn lạnh.

Nhưng thực tế phải trừ bớt phần nhiệt lượng dẫn nhiệt từ mối hàn nóng đến mối hàn lạnh qua hai cực Q_1 và trừ bớt khoảng $\frac{1}{2}$ nhiệt lượng do hiệu ứng Joule chuyển thành Q_J .



Hình 5-18

Như vậy trong thực tế, nhiệt lượng nhận từ nguồn lạnh là

$$Q_2 = \alpha T_2 I - \frac{1}{2} Q_J - Q_\lambda \quad (5-17b)$$

Mỗi hàn nóng tỏa ra một nhiệt lượng lí thuyết $Q_{1l} = \alpha T_1 I$, nhưng do có hiện tượng dẫn nhiệt và hiệu ứng Joule, nên :

$$|Q_1| = \alpha T_1 I + \frac{1}{2} Q_J - Q_\lambda \quad (5-18)$$

Năng lượng cấp vào

$$|L| = |Q_1| - Q_2 = \alpha I (T_1 - T_2) - Q_J \quad (5-19)$$

$$\text{và} \quad \varepsilon = \frac{Q_2}{|L|} = \frac{\alpha T_2 I - \frac{1}{2} Q_J - Q_\lambda}{\alpha I (T_1 - T_2) + Q_J} \quad (5-20a)$$

Ta cũng thấy, nếu không có các hiện tượng không thuận nghịch thì được hệ số chuyển hóa năng lượng bằng hệ số chuyển hóa năng lượng của chu trình Carnot thuận nghịch ngược chiều.

$$\varepsilon = \frac{\alpha T_2 I}{\alpha I (T_1 - T_2)} = \frac{T_2}{T_1 - T_2} \quad (5-20b)$$

$$\text{và} \quad \varphi = \varepsilon + 1 = \frac{T_1}{T_1 - T_2} \quad (5-20c)$$

PHẦN HAI

TRUYỀN NHIỆT

"Truyền nhiệt" là khoa học nghiên cứu sự truyền nhiệt năng trong không gian và sự trao đổi nhiệt giữa các vật có nhiệt độ khác nhau. Mọi quá trình truyền nhiệt đều là quá trình không thuận nghịch, chúng chỉ tự xảy ra khi có độ chênh nhiệt độ. Các quá trình truyền nhiệt luôn luôn tồn tại và xảy ra khắp mọi nơi, vì trong thực tế khó tạo ra hoặc tự tồn tại một không gian có nhiệt độ đồng đều, do đó lí thuyết truyền nhiệt được ứng dụng rộng rãi trong mọi lĩnh vực khoa học kĩ thuật.

Nhiệt năng được truyền từ chỗ này sang chỗ khác hoặc từ vật này sang vật khác bằng nhiều phương thức khác nhau : dẫn nhiệt, trao đổi nhiệt đối lưu, trao đổi nhiệt bức xạ. Trong thực tế, các phương thức truyền nhiệt cơ bản này thường xảy ra đồng thời và ảnh hưởng qua lại lẫn nhau, nhưng để có thể nghiên cứu và phát biểu các quy luật một cách chính xác, trong lí thuyết truyền nhiệt, trước hết người ta xem xét riêng biệt từng phương thức truyền nhiệt cơ bản.

Nhiệm vụ của người kĩ sư là phải nắm vững được các quy luật này để tìm ra các biện pháp thích hợp, kinh tế nhằm tăng cường hoặc kìm hãm các quá trình truyền nhiệt tùy theo yêu cầu của thực tiễn.



CHƯƠNG 6

DẪN NHIỆT

6.1. PHƯƠNG TRÌNH VI PHÂN DẪN NHIỆT

6.1.1. Một số khái niệm cơ bản

- *Dẫn nhiệt* là quá trình truyền nhiệt năng khi các vật hoặc các phân tử của vật có nhiệt độ khác nhau tiếp xúc trực tiếp với nhau.

- *Trường nhiệt độ* $t = f(x, y, z, \tau)$ là tập hợp tất cả các giá trị nhiệt độ trong không gian nghiên cứu tại 1 thời điểm τ nào đó. Trường nhiệt độ được phân thành trường ổn định (không phụ thuộc vào thời gian) và trường không ổn định, trường 1 chiều và trường nhiều chiều.

- *Mặt đẳng nhiệt và gradien nhiệt độ*

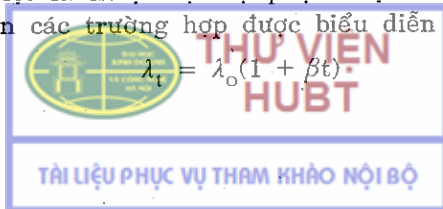
Mặt đẳng nhiệt là tập hợp của tất cả các điểm có cùng một giá trị nhiệt độ tại một thời điểm. Trong vật thể, nhiệt độ chỉ thay đổi từ mặt đẳng nhiệt này đến mặt đẳng nhiệt khác. Sự thay đổi nhiệt độ trên một đơn vị dài theo phương pháp tuyến của các mặt đẳng nhiệt là lớn nhất. Đại lượng vectơ có phương trùng với phương pháp tuyến của các mặt đẳng nhiệt, có chiều là chiều tăng nhiệt độ và có độ lớn bằng đạo hàm riêng của nhiệt độ theo phương pháp tuyến được gọi là gradien nhiệt độ, kí hiệu $\text{grad}t$

$$|\text{grad}t| = \frac{\partial t}{\partial n}$$

- *Hệ số dẫn nhiệt λ*

Hệ số dẫn nhiệt λ đặc trưng cho khả năng dẫn nhiệt của vật (hoặc chất) và được đo bằng W/mK. λ phụ thuộc vào loại vật liệu, cấu trúc của nó (cấu tạo tinh thể, độ xốp v.v...), độ ẩm, áp suất và đặc biệt là nhiệt độ. Sự phụ thuộc của λ vào nhiệt độ trong phần lớn các trường hợp được biểu diễn qua :

$$\lambda_t = \lambda_0 (1 + \beta t)$$



Ở đây $\lambda_0 = \lambda_{t=0^\circ\text{C}}$; β là hằng số xác định bằng thực nghiệm cho từng vật cụ thể, β có thể dương, âm hoặc bằng không.

Đối với chất khí $\beta > 0$ và có giá trị trong khoảng :

$$\lambda = 0,05 \div 0,5 \text{ W/mK}$$

Đối với chất lỏng $\beta < 0$ (trừ nước và glixêrin $\beta > 0$)

$$\lambda = 0,08 \div 0,7 \text{ W/mK}$$

Đối với vật liệu xây dựng và vật liệu cách nhiệt $\beta > 0$

$$\lambda = 0,02 \div 3,0 \text{ W/mK}$$

Hệ số dẫn nhiệt của phần lớn các kim loại giảm khi nhiệt độ tăng và có giá trị trong khoảng từ 20 đến 400 W/mK.

- Định luật FOURIER

- Định luật Fourier xác định quan hệ giữa mật độ dòng nhiệt q và gradien nhiệt độ :

$$\vec{q} = -\lambda \text{grad}t ; q = -\lambda |\text{grad}t| = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} \left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2} \right) \quad (6-1)$$

Dòng nhiệt Q và lượng nhiệt truyền trong thời gian τ (Q_τ) được xác định theo các công thức tương ứng sau đây :

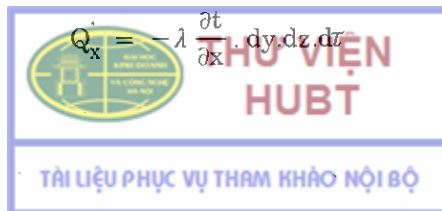
$$Q = \int_F q \cdot dF \text{ (W)}$$

$$Q_\tau = \int_0^\tau Q dt = - \int_0^\tau \int_F \lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF dt \text{ (J)}$$

6.1.2. Thiết lập phương trình vi phân dẫn nhiệt

Phương trình được thiết lập dựa trên cơ sở định luật bảo toàn năng lượng, định luật Fourier về dẫn nhiệt khi xem các đại lượng vật lí λ , C , ρ là hằng số và nguồn nhiệt bên trong phân bố đều q_v (W/m^3). Quá trình dẫn nhiệt thuần túy chỉ xảy ra trong các vật rắn đặc do đó khi thiết lập phương trình vi phân hoàn toàn có thể bỏ qua sự thay đổi thể tích do biến thiên nhiệt độ gây ra.

Lượng nhiệt dẫn vào phần thể tích $dV = dx \cdot dy \cdot dz$ theo phương x trong thời gian $d\tau$:



Lượng nhiệt đi ra khỏi phân tử ở nhiệt độ $t + \frac{\partial t}{\partial x} \cdot dx$:

$$Q_x'' = -\lambda \frac{\partial}{\partial x} \left(t + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right) dy \cdot dz \cdot d\tau$$

Lượng nhiệt lưu lại phân tử khi chỉ tính tới quá trình dẫn nhiệt theo phương x :

$$dQ_x = Q_x' - Q_x'' = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dV d\tau$$

Tổng lượng nhiệt lưu lại phân tử khi tính dẫn nhiệt theo cả 3 phương :

$$dQ = dQ_x + dQ_y + dQ_z = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) dV d\tau$$

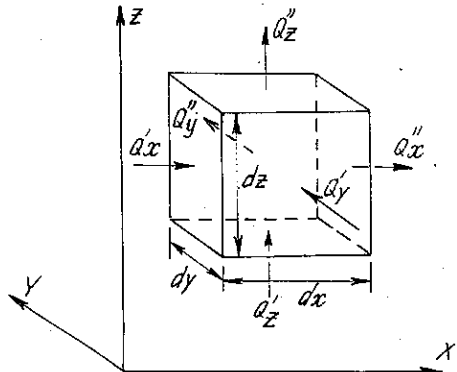
Lượng nhiệt lưu lại dQ và nguồn nhiệt bên trong phát ra $dQ_v = q_v \cdot dV \cdot d\tau$ chỉ làm biến thiên nội năng của phân tử, (vì công dẫn nở bằng không) do đó :

$$dQ + dQ_v = dU = C\rho \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau dV$$

$$\text{hay : } \frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{C\rho} \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \frac{q_v}{C\rho} \quad (6-2)$$

Tổ hợp $\frac{\lambda}{C\rho}$ được gọi là hệ số dẫn nhiệt độ, kí hiệu là a (m^2/s). Hệ số dẫn nhiệt độ càng lớn thì sự san bằng nhiệt độ trong vật thể xảy ra càng nhanh. Sử dụng kí hiệu toán tử ∇^2 , phương trình vi phân dẫn nhiệt có thể viết dưới dạng tổng quát :

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \nabla^2 t + \frac{q_v}{C\rho} \quad (6-2a)$$



THƯ VIỆN
HUBT Hình 6-1

Đối với hệ tọa độ Đề các :

$$\nabla^2 \equiv \frac{\partial^2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2}{\partial y^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2} \quad (6-2b)$$

Đối với hệ tọa độ trụ :

$$\nabla^2 \equiv \frac{\partial^2}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2} \quad (6-2c)$$

Đối với hệ tọa độ cầu :

$$\begin{aligned} \nabla^2 \equiv & \frac{\partial^2}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2}{\partial \psi^2} + \\ & + \frac{\cos \psi}{r^2 \sin \psi} \frac{\partial}{\partial \psi} + \frac{1}{r^2 \sin^2 \psi} \frac{\partial^2}{\partial \varphi^2} \end{aligned} \quad (6-2d)$$

Khi nhiệt độ chỉ phụ thuộc vào tọa độ mà không thay đổi theo thời gian (trường nhiệt độ ổn định) và không có nguồn trong, phương trình (6-2) trở thành :

$$\nabla^2 t = 0 \quad (6-3)$$

6.1.3. Điều kiện đơn trị

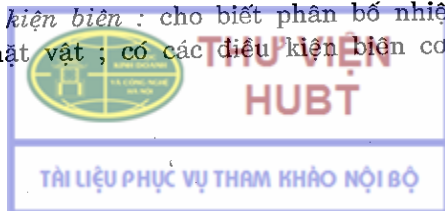
Phương trình (6-2) chỉ mô tả một quá trình dẫn nhiệt tổng quát. Để bài toán trở thành cụ thể, ngoài phương trình vi phân cần có thêm điều kiện đơn trị (điều kiện để giới hạn bài toán). Điều kiện đơn trị gồm :

6.1.3.1. Điều kiện hình học : cho biết hình dáng, kích thước.

6.1.3.2. Điều kiện vật lí : cho biết các thông số vật lí và phân bố nguồn nhiệt bên trong.

6.1.3.3. Điều kiện thời gian : cho biết phân bố nhiệt trong vật tại một thời điểm nào đó $t = f(x, y, z, \tau = \tau_1)$. Khi cho biết phân bố nhiệt độ ở thời điểm ban đầu $\tau = 0$ thì điều kiện thời gian được gọi là điều kiện ban đầu $t_{\tau=0} = f(x, y, z, \tau = 0)$. Đối với các quá trình dẫn nhiệt ổn định không tồn tại điều kiện thời gian.

6.1.3.4. Điều kiện biên : cho biết phân bố nhiệt độ hoặc dòng nhiệt trên bề mặt vật ; có các điều kiện biên cơ bản sau :



- Điều kiện biên loại 1 : cho biết nhiệt độ trên bề mặt vật là một hàm của tọa độ bề mặt và thời gian.

- Điều kiện biên loại 2 : cho biết dòng nhiệt trên bề mặt.

- Điều kiện biên loại 3 : cho biết nhiệt độ môi trường xung quanh (lông, khí) t_f và hệ số tỏa nhiệt từ môi trường tới bề mặt vật α . Sử dụng công thức của Newton $q = \alpha(t_w - t_f)$ có thể viết phương trình cân bằng trên bề mặt vật:

$$-\left(\frac{\partial t}{\partial n}\right)_{n=0} = \frac{\alpha}{\lambda}(t_w - t_f) = \frac{1}{e}(t_w - t_f) \quad (6-4)$$

Như vậy tiếp tuyến của đường cong phân bố nhiệt độ tại bề mặt luôn luôn đi qua một điểm cách bề mặt vật một khoảng không đổi $e = \frac{\lambda}{\alpha}$.

- Điều kiện biên loại 4 : bề mặt vật tiếp xúc lý tưởng với một bề mặt vật khác, tức là :

$$-\lambda_1 \left(\frac{\partial t}{\partial n}\right)_{1, n=0} = -\lambda_2 \left(\frac{\partial t}{\partial n}\right)_{2, n=0}$$

6.2. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHI KHÔNG CÓ NGUỒN TRONG

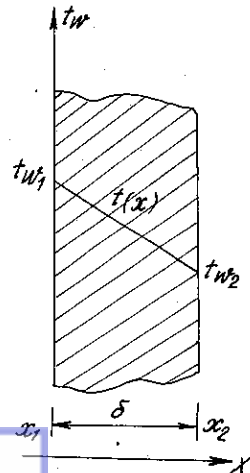
Bài toán dẫn nhiệt đơn giản nhất là bài toán dẫn nhiệt ổn định, một chiều. Phương trình vi phân dẫn nhiệt đối với 3 loại vách kinh điển (vách phẳng, vách trụ, vách cầu) viết cho các hệ tọa độ tương ứng :

Vách phẳng : $\frac{d^2 t}{dx^2} = 0$

Vách trụ : $\frac{d^2 t}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{dt}{dr} = 0 \quad (6-5a, b, c)$

Vách cầu : $\frac{d^2 t}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dt}{dr} = 0$

Phương trình vi phân đối với vách trụ và vách cầu có thể chuyển thành phương



Hình 6-2

trình vi phân đối với vách phẳng, khi thực hiện phép thế $r = e^x$ (đối với vách trụ) và $r = \frac{1}{x}$ (đối với vách cầu). Tức là khi thế $x = \ln r$ vào nghiệm của phương trình (6-5a) ta nhận được nghiệm của phương trình (6-5b) và thế $x = \frac{1}{r}$ vào nghiệm của phương trình (6-5a) ta được nghiệm của (6-5c).

6.2.1. Bài toán dẫn nhiệt qua tấm phẳng rộng vô hạn có chiều dày $\delta = x_2 - x_1$:

$$\begin{cases} \frac{d^2 t}{dx^2} = 0 \\ t_{x=x_1} = t_{w_1}; t_{x=x_2} = t_{w_2} \end{cases}$$

Nghiệm tổng quát của phương trình :

$$t = C_1 x + C_2$$

Các hằng số tích phân được xác định từ điều kiện biên :

$$C_1 = -\frac{t_{w_1} - t_{w_2}}{x_2 - x_1}; \quad C_2 = t_{w_1} + \frac{t_{w_1} - t_{w_2}}{x_2 - x_1} x_1$$

Phương trình phân bố nhiệt độ trong vách phẳng :

$$t = t_{w_1} - \frac{t_{w_1} - t_{w_2}}{x_2 - x_1} (x - x_1) \quad (6-6a)$$

Thay $x_2 - x_1$ bằng δ và cho $x_1 = 0$, (6 - 6a) trở thành :

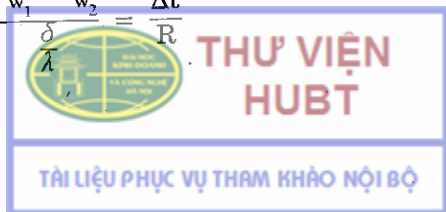
$$t = t_{w_1} - (t_{w_1} - t_{w_2}) \frac{x}{\delta} \quad (6-6b)$$

Lượng nhiệt truyền qua vách :

$$Q = -\lambda \cdot F \frac{dt}{dx} = \frac{\lambda}{\delta} (t_{w_1} - t_{w_2}) \cdot F \quad (W) \quad (6-7)$$

Mật độ dòng nhiệt truyền qua vách $q = \frac{Q}{F}$ có thể viết dưới dạng :

$$q = \frac{t_{w_1} - t_{w_2}}{\delta} = \frac{\Delta t}{R} \quad (6-8a)$$



Như vậy mật độ dòng nhiệt tỉ lệ thuận với hiệu nhiệt độ (nguyên nhân gây ra dòng) và tỉ lệ nghịch với nhiệt trở R. Công thức (6-8a) tương ứng với định luật Ôm ($I = \frac{U}{R}$) trong mạch điện. Sử dụng sự tương tự giữa dòng nhiệt và dòng điện, ta dễ dàng rút ra công thức tính mật độ dòng nhiệt truyền qua vách phẳng nhiều lớp, thí dụ đối với vách gồm n lớp :

$$q = \frac{t_{w_1} - t_{w_{n+1}}}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}} \quad (6-8b)$$

Thực hiện phép thế $x = \ln r$ và $x = \frac{1}{r}$ vào phương trình (6-6a) ta được :

Phương trình trường nhiệt độ trong vách trụ :

$$t = t_{w_1} - \frac{t_{w_1} - t_{w_2}}{\frac{r_2}{r_1} \ln \frac{r_2}{r_1}} \ln \frac{r}{r_1} \quad (6-9a)$$

Phương trình trường nhiệt độ trong vách cầu :

$$t = t_{w_1} - \frac{t_{w_1} - t_{w_2}}{\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2}} \left(\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r} \right) \quad (6-10a)$$

Trong đó r_1 là bán kính trong và r_2 là bán kính ngoài của các vách. Kết hợp phương trình (6-9) và (6-10) với phương trình định luật Fourier, dễ dàng thu được công thức tính dòng nhiệt truyền qua các vách.

Đối với vách trụ có chiều dài l :

$$Q = \frac{2\pi l l (t_{w_1} - t_{w_2})}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (6-9b)$$



Đối với vách cầu :

$$Q = 2\pi\lambda (t_{w_1} - t_{w_2}) \frac{d_1 d_2}{d_2 - d_1} \quad (6-10b)$$

Để dàng kiểm tra các công thức (6-9) và (6-10) bằng cách giải các phương trình (6-5b), (6-5c) với điều kiện biên loại 1.

Dùng khái niệm nhiệt trở và sự tương tự giữa 2 hiện tượng dẫn nhiệt và dẫn điện, ta có thể trực tiếp suy ra công thức dẫn nhiệt qua vách trụ và vách cầu nhiều lớp mà không cần phải chứng minh dài dòng.

Vách trụ nhiều lớp :

$$q_l = \frac{Q}{l} = \frac{\pi(t_{w_1} - t_{w_{n+1}})}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i}} \quad (6-9c)$$

Vách cầu nhiều lớp :

$$Q = \frac{t_{w_1} - t_{w_{n+1}}}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\pi\lambda_i d_i d_{i+1}}} \quad (6-10c)$$

trong đó : δ_i là chiều dày lớp thứ i , $\delta_i = \frac{d_{i+1} - d_i}{2}$.

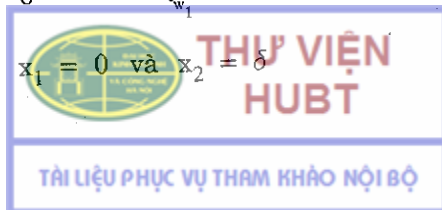
Đối với các bài toán đơn giản như bài toán dẫn nhiệt ổn định qua vách phẳng, vách trụ, vách cầu ta cũng có thể tích phân trực tiếp phương trình định luật Fourier để nhanh chóng thu được các công thức tính toán (6-8), (6-9) và (6-10) mà không phải giải phương trình vi phân dẫn nhiệt. Thí dụ, đối với vách phẳng một lớp :

$$\int_{x_1}^{x_2} q dx = - \int_{t_{w_1}}^{t_{w_2}} \lambda dt$$

hay
$$\int_0^{\delta} q dx = - \int_{t_{w_1}}^{t_{w_2}} \lambda dt$$

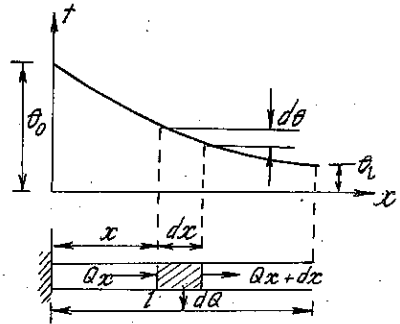
khi

$$x_1 = 0 \text{ và } x_2 = \delta$$



6.2.2. Dẫn nhiệt qua cánh (hoặc thanh) có tiết diện không đổi

Để tăng cường truyền nhiệt giữa bề mặt vật với môi trường, trong kĩ thuật người ta thường làm cánh gắn vào bề mặt vật (thí dụ cánh tản nhiệt ngoài xilanh của động cơ ôtô, cánh trên giàn ngưng của máy điều hòa nhiệt độ hoặc tủ lạnh v.v...). Tùy theo hình dạng, cách bố trí các bề mặt v.v... mà người ta sử dụng các loại cánh khác nhau : cánh tròn, cánh phẳng, cánh hình thang, hình tam giác. Dưới đây ta chỉ khảo sát 1 trường hợp : cánh phẳng có tiết diện vuông không đổi.



Hình 6-3

Xét 1 cánh phẳng có tiết diện vuông không đổi f , chu vi của tiết diện u , hệ số dẫn nhiệt λ . Cánh được đặt trong môi trường có nhiệt độ $t_f = \text{const}$, hệ số tỏa nhiệt từ cánh tới môi trường là α . Vì cánh có đặc trưng là chiều dày δ rất bé, bé hơn rất nhiều so với chiều cao l ($\delta \ll l$) do đó có thể xem nhiệt độ chỉ thay đổi theo chiều cao của cánh.


6.2.2.1. Phương trình vi phân dẫn nhiệt qua cánh :

$$Q_x - Q_{x+dx} = dQ = Q_\alpha$$

$$\begin{aligned} Q_x - Q_{x+dx} &= -\lambda f \frac{dt}{dx} - \left[-\lambda f \frac{d}{dx} \left(t + \frac{dt}{dx} dx \right) \right] \\ &= \lambda f \frac{d^2 t}{dx^2} dx \end{aligned}$$

$$Q_\alpha = \alpha \cdot u \cdot dx (t - t_f)$$

Sử dụng kí hiệu nhiệt độ thừa $\theta = t - t_f$ đối với trường hợp $t_f = \text{const}$ ta có phương trình :



HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

hay
$$\frac{d^2\theta}{dx^2} - m^2\theta = 0 \quad (6-11)$$

trong đó
$$m = \pm \sqrt{\frac{\alpha \cdot u}{\lambda \cdot f}}$$

6.2.2.2. Điều kiện biên và trường nhiệt độ

Nghiệm tổng quát của phương trình 6-11 có dạng :

$$\theta = C_1 \cdot e^{mx} + C_2 e^{-mx} \quad (6-12)$$

C_1, C_2 được xác định nhờ các điều kiện biên. Đối với bài toán dẫn nhiệt qua cánh, điều kiện biên thường là :

$$\theta_{x=0} = \theta_0 \quad (6-13a)$$

$$-\lambda \left(\frac{d\theta}{dx} \right)_{x=l} = \theta_1 \cdot \alpha_1 \quad (6-13b)$$

Tức là điều kiện biên ở gốc cánh là điều kiện biên loại 1, còn ở đỉnh cánh là điều kiện biên loại 3.

Từ (6-12) và (6-13a, b) dễ dàng tìm được :

$$\theta = \theta_0 \frac{\text{ch}[m(l-x)] + \frac{\alpha_1}{m\lambda} \text{sh}[m(l-x)]}{\text{ch}(ml) + \frac{\alpha_1}{m\lambda} \text{sh}(ml)} \quad (6-14a)$$

trong đó : $\text{sh}(x)$ và $\text{ch}(x)$ là các hàm số sinhyperbolic và coshyperbolic

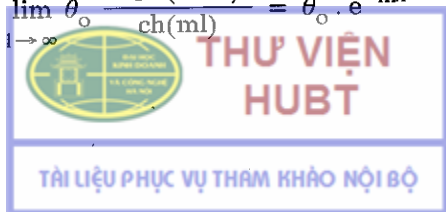
Một số trường hợp riêng :

- Bỏ qua tỏa nhiệt ở đỉnh cánh (hoặc thanh) : Vì $f \ll u.l$ nên giả thiết này không gây ra sai số lớn. Trường nhiệt độ khi $\alpha_1 \rightarrow 0$ sẽ là :

$$\theta = \theta_0 \frac{\text{ch}[m(l-x)]}{\text{ch}[ml]} \quad (6-14b)$$

- Thanh (cánh) dài vô hạn ($l \rightarrow \infty$) : khi thanh dài vô hạn thì đồng thời tỏa nhiệt ở đỉnh cũng có thể xem bằng không, do đó :

$$\theta = \lim_{l \rightarrow \infty} \theta_0 \frac{\text{ch}[m(l-x)]}{\text{ch}(ml)} = \theta_0 \cdot e^{-mx} \quad (6-14c)$$



6.2.2.3. Lượng nhiệt truyền qua góc cánh :

$$Q = -\lambda f \frac{d\theta}{dx} \Big|_{x=0}$$

- Trường hợp tổng quát :

$$Q = m\lambda f\theta_0 \frac{\frac{\alpha_1}{m\lambda} + \text{th}(ml)}{1 + \frac{\alpha_1}{m\lambda} \text{th}(ml)} \quad (6-15a)$$

- Khi bỏ qua tỏa nhiệt ở đỉnh cánh

$$Q = m\lambda f\theta_0 \text{th}(ml) \quad (6-15b)$$

- Khi thanh (cánh) dài vô hạn

$$Q = m\lambda f\theta_0 \quad (6-15c)$$

Đối với các loại cánh khác, như cánh hình tròn, hình tam giác v.v... vì nghiệm của phương trình khá phức tạp do đó trong kĩ thuật người ta thường tính gần đúng thông qua các cánh phẳng tương ứng và hệ số hiệu chỉnh cho từng loại cánh.

6.3. DẪN NHIỆT KHÔNG ỔN ĐỊNH KHI KHÔNG CÓ NGUỒN TRÙNG

Quá trình dẫn nhiệt không ổn định thường gặp nhất trong kĩ thuật là quá trình đốt nóng và làm nguội các vật. Vì trong các quá trình này nhiệt độ tại các điểm trong vật thay đổi theo thời gian, do đó giải bài toán dẫn nhiệt không ổn định khó khăn hơn nhiều so với một bài toán dẫn nhiệt ổn định. Về cơ bản có 3 phương pháp sau đây để giải bài toán dẫn nhiệt.

- Phương pháp giải tích : Trực tiếp giải phương trình vi phân dẫn nhiệt với các điều kiện đơn trị. Có nhiều phương pháp giải tích khác nhau, việc lựa chọn phương pháp giải phụ thuộc chủ yếu vào điều kiện biên.

- Phương pháp gần đúng : Đối với những bài toán phức tạp, thí dụ bài toán không tuyến tính, nhiều chiều, khi không thể



dùng các phương pháp giải tích để giải được, người ta phải sử dụng các phương pháp gần đúng như : phương pháp sai phân hữu hạn, phương pháp cân bằng phân tử v.v...

- Phương pháp thực nghiệm : do sự tương tự giữa các hiện tượng nhiệt, điện, thủy lực, nên trong nghiên cứu thực nghiệm người ta đã phát triển và sử dụng các loại mô hình điện, mô hình thủy lực.

6.3.1. Khảo sát quá trình đốt nóng (hoặc làm nguội) bằng phương pháp giải tích

Phát biểu bài toán : Một tấm phẳng rộng vô hạn, có chiều dày 2δ , hệ số dẫn nhiệt λ , có nhiệt độ ban đầu đồng đều là t_0 được làm nguội trong môi trường có nhiệt độ không đổi t_f . Hệ số tỏa nhiệt từ các bề mặt đến môi trường là như nhau và bằng α . Hãy xác định phân bố nhiệt độ trong tấm tại thời điểm $\tau = \tau_1$ và lượng nhiệt tỏa ra môi trường trong quá trình làm nguội từ $\tau = 0$ đến $\tau = \tau_1$. Nếu đặt gốc tọa độ ở tâm của tấm, có thể mô tả quá trình trên bằng các biểu thức toán học sau đây (thay t bằng nhiệt độ thừa $\theta = t - t_f$) :

$$\frac{\partial \theta}{\partial x} = a \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2} \quad (6-16)$$

$$\theta_{(x, \tau = 0)} = \theta_0 = \text{const}$$

$$\left. \frac{\partial \theta}{\partial x} \right|_{x=0} = 0 ; \quad -\lambda \left. \frac{\partial \theta}{\partial x} \right|_{x=\delta} = \alpha(t_w - t_f)$$

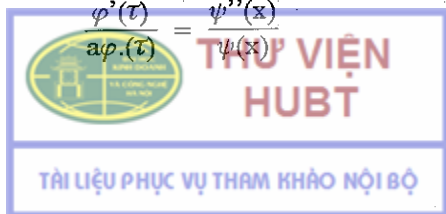
Ta hãy giải bài toán này bằng phương pháp phân li biến số :

Đặt $\theta(x, \tau) = \varphi(\tau) \cdot \psi(x)$ ta có :

$$\left. \begin{aligned} \frac{\partial \theta}{\partial \tau} &= \psi(x) \cdot \varphi'(\tau) \\ \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2} &= \psi''(x) \cdot \varphi(\tau) \end{aligned} \right\} \rightarrow \psi(x) \cdot \varphi'(\tau) = a \cdot \psi''(x) \cdot \varphi(\tau)$$

Chuyển các hàm cùng biến về một phía sẽ thành :

$$\frac{\varphi'(\tau)}{a \cdot \varphi(\tau)} = \frac{\psi''(x)}{\psi(x)} \quad (6-17)$$



Biểu thức trên gồm vế trái là một hàm theo thời gian và vế phải là một hàm theo tọa độ, do đó chỉ thỏa mãn khi cả hai vế đều bằng hằng số. Nếu kí hiệu hằng số này bằng k^2 , từ (6-17) ta có hai phương trình

$$\varphi'(\tau) = ak^2\varphi(\tau) \quad (6-17a)$$

$$\psi''(x) = k^2\psi(x) \quad (6-17b)$$

Nghiệm tổng quát của phương trình (6-17a) là :

$$\varphi(\tau) = B_1 e^{ak^2\tau}$$

và nghiệm của (6-17b) :

$$\psi(x) = B_2 e^{kx} + B_3 e^{-kx}$$

Nghiệm của (6-16) trong trường hợp này sẽ là :

$$\theta(x, \tau) = \varphi(\tau)\psi(x) = B_1 e^{ak^2\tau}(B_2 e^{kx} + B_3 e^{-kx}) \quad (6-18)$$

Nhiệt độ không thể tăng không giới hạn theo thời gian, do đó $k^2 < 0$. Nếu đặt $k^2 = -q^2$ hay $k = \pm iq$ thì (6-18) trở thành :

$$\theta(x, \tau) = B_1 e^{-aq^2\tau}(B_4 \cos qx + B_5 i \sin qx) \quad (6-19)$$

Vì cả phần thực và phần ảo của (6-19) đều là nghiệm của phương trình vi phân và tổng của các nghiệm cũng là một nghiệm do đó một cách tổng quát, nghiệm của phương trình có dạng :

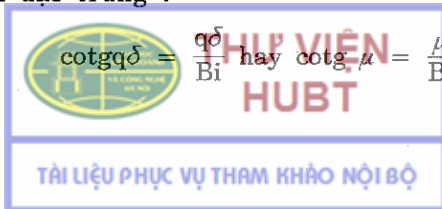
$$\theta(x, \tau) = C_1 e^{-aq^2\tau}(C_2 \cos qx + C_3 \sin qx) \quad (6-20)$$

Vì $\left(\frac{\partial\theta}{\partial x}\right)\Big|_{x=0} = 0$, nên $C_3 = 0$, do đó trong trường hợp cụ thể của bài toán đang xét (6-20) trở thành :

$$\theta(x, \tau) = A e^{-aq^2\tau} \cos qx \quad (6-21)$$

Từ điều kiện biên $\left(\frac{\partial\theta}{\partial x}\right)\Big|_{x=\delta} = -\frac{\alpha}{\lambda}(t_w - t_f)$ ta nhận được phương trình đặc trưng :

$$\cot g q\delta = \frac{q\delta}{Bi} \text{ hay } \cot g \mu = \frac{\mu}{Bi} \quad (6-22a)$$



Trong đó $q\delta = \mu$ và tiêu chuẩn Biot : $Bi = \frac{\alpha\delta}{\lambda}$

Phương trình siêu việt (6-22) có một loạt nghiệm $\mu_1 < \mu_2 <$

$\mu_3 \dots < \mu_n$

Trường hợp đặc biệt : khi $Bi \rightarrow 0$ thì $\mu = 0, \pi, 2\pi \dots$

$(n-1)\pi$ và khi $Bi \rightarrow \infty$ thì $\mu = \frac{\pi}{2}, \frac{3\pi}{2} \dots (2n-1)\frac{\pi}{2}$.

Chập tất cả các nghiệm riêng về dạng (6-21) với các giá trị khác nhau của μ ta được nghiệm tổng quát :

$$\theta = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \cos\left(\mu_n \frac{x}{\delta}\right) \cdot e^{-\mu_n^2 \frac{a\tau}{\delta^2}} \quad (6-22b)$$

Sử dụng điều kiện ban đầu đã cho, ta dễ dàng xác định được ẩn số còn lại trong phương trình (6-21) bằng cách nhân cả hai vế của phương trình mô tả phân bố nhiệt độ ở thời điểm ban đầu ($\tau = 0$) với :

$$\cos \mu_n \frac{x}{\delta}$$

sau đó lấy tích phân theo cận từ $x = -\delta$ đến $x = +\delta$

$$A_n = \theta_0 \frac{2 \sin \mu_n}{\mu_n + \sin \mu_n \cos \mu_n} \quad (6-23)$$

Như vậy, nghiệm của (6-16) là :

$$\theta = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \theta_0 \sin \mu_n}{\mu_n + \sin \mu_n \cos \mu_n} \times \cos\left(\mu_n \frac{x}{\delta}\right) \exp\left(-\mu_n^2 \frac{a\tau}{\delta^2}\right) \quad (6-24a)$$

Khi sử dụng các tổ hợp không thứ nguyên như : nhiệt độ thừa không thứ nguyên $\theta^* = \frac{\theta}{\theta_0}$, tọa độ không thứ nguyên

$X = \frac{x}{\delta}$, hệ số không thứ nguyên $D_n = \frac{A_n}{\theta_0}$ và thời gian không



thứ nguyên (hay tiêu chuẩn Fourier) $Fo = \frac{a \cdot \tau}{\delta^2}$, phương trình (6-24a) có thể viết dưới dạng :

$$\theta^* = \sum_{n=1}^{\infty} D_n \cdot \cos(\mu_n X) \exp(-\mu_n^2 Fo) \quad (6-24b)$$

Kết quả nghiên cứu cho thấy : khi Fo đủ lớn, số hạng của chuỗi (6-24a) giảm rất nhanh. Khi $Fo \geq 0,3$ chỉ cần lấy số hạng đầu tiên của chuỗi thì sai số cũng không vượt quá 1%.

Trong kĩ thuật thường người ta chỉ quan tâm tới nhiệt độ trên trục tâm ($X = 0$) và ở trên bề mặt ($X = 1$) ; trong trường hợp này D_1 và $\cos(\mu_1 X)$ chỉ là hàm của tiêu chuẩn Bi còn $\mu_1^2 Fo$ là hàm của Bi và Fo do đó $\theta_{x=0}^* = f_1(Bi, Fo)$, $\theta_{x=1}^* = f_2(Bi, Fo)$. Các hàm f_1 và f_2 được biểu diễn bằng đồ thị nên việc xác định nhiệt độ ở tâm và ở bề mặt vật trong quá trình làm nguội và đốt nóng tương đối dễ dàng.

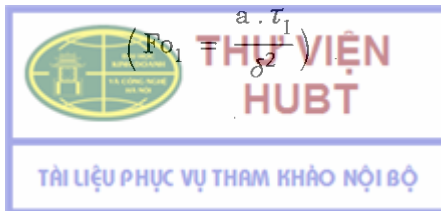
Xác định lượng nhiệt thải ra trong quá trình làm nguội : Lượng nhiệt thải ra khi làm nguội vật từ $\tau = 0$ đến $\tau = \tau_1$:

$$Q_{\tau_1} = G.C(t_o - \bar{t}_1) = G.C(t_o - t_f) \left(1 - \frac{\bar{t}_1 - t_f}{t_o - t_f}\right) \quad (6-25)$$

Vì $G.C(t_o - t_f)$ là lượng nhiệt vật thải ra khi làm nguội hoàn toàn Q_{∞} , và $\frac{\bar{t}_1 - t_f}{t_o - t_f}$ chính là nhiệt độ thừa trung bình không thứ nguyên của vật tại thời điểm $\tau = \tau_1$, do đó (6-25) có thể viết thành :

$$Q_{\tau_1} = Q_{\infty}(1 - \bar{\theta}_1^*) = Q_{\infty}\left(1 - \int_{X=0}^{X=1} \theta^* dx\right) = Q_{\infty} f_q \quad (6-26)$$

Hàm $f_q(Bi, Fo)$ thường được tính sẵn và lập thành đồ thị, do đó dễ dàng tính được Q_{τ_1} khi biết Bi và Fo_1 .



Phương pháp giải bài toán dẫn nhiệt khi đốt nóng (hoặc làm nguội) vách trụ dài vô hạn hoặc vách cầu tương tự như đối với vách phẳng. Trong kĩ thuật người ta thường sử dụng các đồ thị đã lập sẵn để xác định nhiệt độ ở tâm và bề mặt vật cũng như lượng nhiệt tỏa ra trong quá trình làm nguội :

$$\theta_x^* = f_1(Bi, Fo); f_q = f(Bi, Fo) .$$

6.3.2. Phương pháp gần đúng để giải bài toán dẫn nhiệt không ổn định : Phương pháp sai phân hữu hạn

Nội dung cơ bản của phương pháp sai phân hữu hạn là chuyển phương trình vi phân thành phương trình sai phân bằng cách xem quá trình dẫn nhiệt là quá trình không liên tục : xem nhiệt độ chỉ thay đổi sau từng khoảng không gian Δx , Δy , Δz và từng khoảng thời gian $\Delta \tau$. Khi Δx , Δy , Δz và $\Delta \tau$ là rất bé thì chúng trở thành dx , dy , dz và $d\tau$. Theo phương pháp này, người ta chia không gian trong đó có quá trình dẫn nhiệt thành những khoảng (hay phân tử) bằng nhau và khảo sát sự biến thiên nhiệt độ từ phân tử này đến phân tử khác sau những khoảng thời gian đều nhau $\Delta \tau$. Độ lớn của các khoảng không gian và thời gian phải lựa chọn tùy thuộc vào độ chính xác yêu cầu.

Nhiệt độ được kí hiệu như sau :

$$\begin{aligned} t_{n,k} &\equiv t_{x_n, \tau_k} \\ \text{với} \quad x_n &= x_0 + n \cdot \Delta x \\ \tau_k &= \tau_0 + k \cdot \Delta \tau \end{aligned}$$

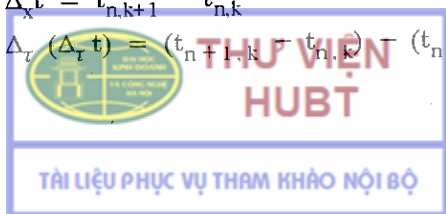
Ở đây x_0 , τ_0 là những giá trị ban đầu cho trước ; n , k là những số nguyên dương.

Phương trình vi phân dẫn nhiệt không ổn định qua vách phẳng (6-16) được chuyển thành phương trình sai phân :

$$\frac{\Delta_x t}{\Delta \tau} = a \frac{\Delta_\tau (\Delta_\tau t)}{\Delta x^2} \quad (6-27a)$$

Trong đó :

$$\begin{aligned} \Delta_x t &= t_{n,k+1} - t_{n,k} \\ \Delta_\tau (\Delta_\tau t) &= (t_{n+1,k} - t_{n,k}) - (t_{n,k} - t_{n-1,k}) \end{aligned}$$



Với các kí hiệu này (6-27a) trở thành :

$$\frac{t_{n,k+1} - t_{n,k}}{\Delta \tau} = a \frac{t_{n+1,k} + t_{n-1,k} - 2t_{n,k}}{\Delta x^2} \quad (6-27b)$$

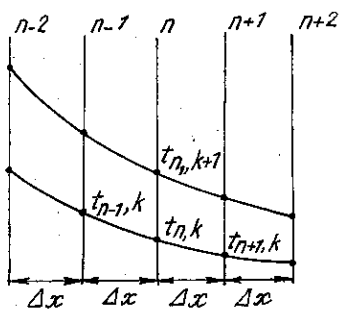
tức là : khi biết phân bố nhiệt độ trong vật tại thời điểm τ_k , dễ dàng xác định được nhiệt độ tại thời điểm :

$$\tau_{k+1} = \tau_k + \Delta \tau$$

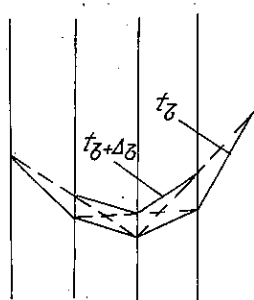
Nếu chọn $\frac{2a \Delta \tau}{\Delta x^2} = 1$ thì (6-27b) thành :

$$t_{n,k+1} = \frac{t_{n+1,k} + t_{n-1,k}}{2} \quad (6-27c)$$

Khi đưa (6-27b) về (6-27c) có thể sử dụng phương pháp đồ thị để xác định phân bố nhiệt độ trong vật ở các thời điểm khác nhau một cách rất nhanh chóng và thuận tiện (H.6-5).



Hình 6-4



Hình 6-5

Phương pháp sai phân hữu hạn có thể áp dụng để giải bài toán dẫn nhiệt không ổn định qua vách phẳng, vách trụ và vách cầu ; nó có một số ưu điểm cơ bản như : giải được đối với mọi điều kiện biên, đặc biệt ưu việt là có thể dùng phương pháp này để giải các bài toán có điều kiện biên thay đổi theo thời gian và các bài toán dẫn nhiệt qua vách nhiều lớp [7].

6.4. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHI CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG

Nguồn nhiệt bên trong, hiểu theo nghĩa rộng, bao gồm cả nguồn thu lẫn nguồn phát (hay còn gọi là nguồn âm và nguồn dương). Thí dụ điển hình nhất về nguồn trong là hiện tượng phát nhiệt trong dây dẫn khi có dòng điện chạy qua, hay sự phát nhiệt của các thanh nhiên liệu trong lò phản ứng hạt nhân. Ngoài hai trường hợp này, nguồn trong chỉ xuất hiện khi trong vật xảy ra các phản ứng hóa học hay quá trình biến đổi trạng thái. Các quá trình này bao giờ cũng làm thay đổi tính chất vật lý của đối tượng được khảo sát, tức là làm thay đổi điều kiện đơn trị của bài toán, do đó, quá trình dẫn nhiệt thuần túy khi có nguồn trong mà tính chất nhiệt vật lý không thay đổi ít có ý nghĩa thực tiễn. Tuy nhiên, để minh họa một cách tổng quát các loại bài toán dẫn nhiệt đơn giản, dưới đây sẽ khảo sát trường hợp dẫn nhiệt ổn định một chiều khi có nguồn trong phân bố đều trong thể tích, $q_v = \text{const}$, của tấm phẳng, vách trụ và vách cầu.

Đối với những trường hợp này (6-2) trở thành :

$$\nabla^2 t + \frac{q_v}{\lambda} = 0 \quad (6-28)$$

Nếu xem dòng nhiệt được truyền theo phương r , thì phương trình vi phân dẫn nhiệt cho cả ba loại vách: phẳng, trụ, cầu có thể viết dưới dạng tổng quát sau đây:

$$\frac{d^2 t}{dr^2} + \frac{n}{r} \frac{dt}{dr} + \frac{q_v}{\lambda} = 0 \quad (6-29)$$

trong đó : $n = 0$ đối với tấm phẳng ; $n = 1$ đối với vách trụ và $n = 2$ đối với vách cầu. Nghiệm tổng quát của phương trình vi phân (6-29) đối với ba loại vách theo thứ tự lần lượt là:

$$t(r) = \left\{ \begin{array}{l} C_1 + C_2 r \\ C_1 + C_2 \ln r \\ C_1 + C_2 \left(\frac{1}{r} \right) \end{array} \right\} - \frac{q_v r^2}{2(1+n)\lambda} \quad (6-30)$$



THƯ VIỆN
HUBT

Các hằng số tích phân C_1, C_2 được xác định dựa trên các điều kiện biên cụ thể. Để làm thí dụ ta sẽ giải bài toán với điều kiện biên loại 3 đối xứng (cho cả ba vật). Nếu gốc tọa độ đặt ở tâm các vật thì do tính đối xứng ta có:

$$\left. \frac{dt}{dr} \right|_{r=0} = 0 \quad (6-31)$$

Trên các mặt ngoài $r = \pm R$, theo điều kiện (6-4) ta có :

$$-\lambda \left(\frac{dt}{dr} \right)_{r=R} = \alpha(t_w - t_f) \quad (6-32)$$

Từ (6-31) suy ra $C_2 = 0$, còn khi thế (6-32) vào (6-30) ta thu được :

$$t_{r=R} = t_w = t_f + \frac{q_v R}{(1+n)\alpha} = C_1 - \frac{q_v R^2}{2(1+n)\alpha}$$

Từ đây xác định được hằng số tích phân C_1 :

$$C_1 = t_f + \frac{q_v R}{(1+n)\alpha} + \frac{q_v R^2}{2(1+n)\lambda} \quad (6-33)$$

Như vậy, phân bố nhiệt độ trong cả 3 loại vách được biểu diễn bằng phương trình tổng quát :

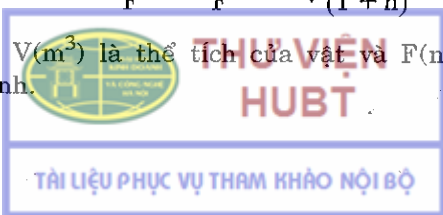
$$t(r) = t_f + \frac{q_v R^2}{2\lambda(1+n)} \left[1 - \frac{r^2}{R^2} + \frac{2\lambda}{\alpha R} \right] \quad (6-34)$$

Chỉ cần thay các giá trị n tương ứng ($n = 0, n = 1$ và $n = 2$) vào (6-34) ta có biểu thức phân bố nhiệt độ trong từng vách cụ thể.

Vì mật độ nguồn trong được giả thiết là phân bố đều trong toàn bộ thể tích, do đó mật độ dòng nhiệt tỏa ra trên bề mặt vật được tính theo:

$$q = \frac{Q_v}{F} = \frac{q_v V}{F} = q_v \frac{R}{(1+n)} \quad (6-35)$$

trong đó : $V(m^3)$ là thể tích của vật và $F(m^2)$ là diện tích bề mặt bao quanh.



CHƯƠNG 7

TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

7.1. CÁC KHÁI NIỆM CƠ BẢN

7.1.1 Định nghĩa

Trao đổi nhiệt đối lưu là quá trình trao đổi nhiệt xảy ra khi có sự dịch chuyển khối chất lỏng hoặc chất khí trong không gian từ vùng có nhiệt độ này đến vùng có nhiệt độ khác.

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu được thực hiện đồng thời với quá trình dẫn nhiệt, do trong quá trình chuyển động không thể tránh khỏi sự va chạm trực tiếp giữa các phân tử lỏng (hoặc khí) có nhiệt độ khác nhau.

Quá trình trao đổi nhiệt giữa bề mặt vật rắn và dòng chất lỏng (hoặc khí) chuyển động trên bề mặt đó được gọi là sự tỏa nhiệt đối lưu.

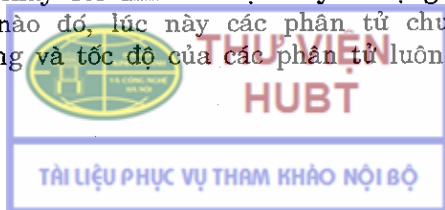
7.1.2. Những nhân tố ảnh hưởng tới quá trình trao đổi nhiệt đối lưu

7.1.2.1 Nguyên nhân gây ra chuyển động

Nếu chất lỏng chuyển động tự nhiên, tức là chất lỏng chuyển động không do tác dụng của lực bên ngoài mà do sự chênh lệch nhiệt độ trong lòng bản thân nó, thì quá trình trao đổi nhiệt được gọi là trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên. Khi chất lỏng chuyển động do tác dụng của lực bên ngoài như do bơm, quạt, máy nén v.v... thì quá trình trao đổi nhiệt được gọi là trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức.

7.1.2.2 Chế độ chuyển động của chất lỏng

Có hai chế độ chuyển động cơ bản : chế độ chảy tầng và chế độ chảy rối. Ở các điều kiện khác nhau, chế độ chảy tầng sẽ chuyển sang chảy rối khi tốc độ chuyển động vượt quá một giá trị tới hạn nào đó, lúc này các phân tử chuyển động hỗn loạn, độ lớn hướng và tốc độ của các phân tử luôn luôn thay đổi.



7.1.2.3 Loại chất lỏng và tính chất vật lí của chất lỏng

Những đại lượng vật lí ảnh hưởng lớn tới quá trình trao đổi nhiệt đối lưu : hệ số dẫn nhiệt λ (W/mK), nhiệt dung riêng C (J/kgK), khối lượng riêng ρ (kg/m³) độ nhớt động học ν (m²/s), nhiệt độ t_p , hệ số dẫn nở vì nhiệt β (1/K).

7.1.2.4 Hình dáng, kích thước và vị trí của vách.

7.1.3. Công thức Newton

Lượng nhiệt tỏa ra từ bề mặt vật rắn tiếp xúc với chất lỏng trong một đơn vị thời gian trong quá trình trao đổi nhiệt đối lưu được xác định theo công thức :

$$Q = \alpha.F.\Delta t \quad (7-1)$$

trong đó : α - hệ số tỏa nhiệt (hệ số trao đổi nhiệt đối lưu) W/m²K.

F - diện tích bề mặt tiếp xúc giữa vách rắn và chất lỏng m².

$\Delta t = |t_f - t_w|$ độ chênh (nhiệt độ) giữa nhiệt độ chất lỏng ở xa bề mặt và nhiệt độ bề mặt vách rắn t_w .

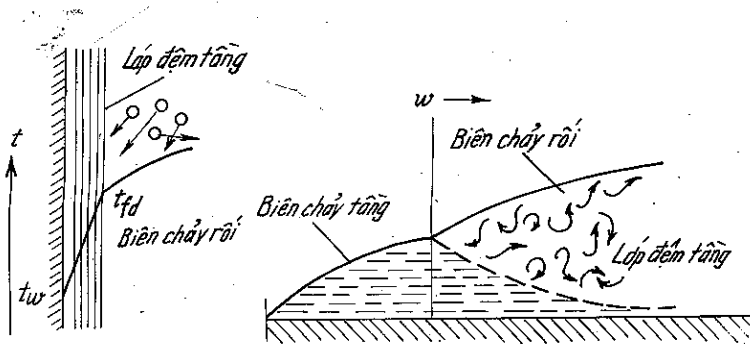
Nội dung cơ bản của việc tính toán quá trình trao đổi nhiệt đối lưu là xác định hệ số tỏa nhiệt α .

7.1.4. Lớp biên và vai trò của lớp biên trong trao đổi nhiệt đối lưu

7.1.4.1 Biên thủy lực

Vùng chất lỏng sát bề mặt tiếp xúc trong đó có sự biến thiên tốc độ chuyển động theo phương vuông góc với chiều chuyển động ($\frac{\partial \omega}{\partial n} \neq 0$) được gọi là lớp biên thủy lực.

Lớp biên thủy lực có thể chảy tầng hoặc chảy rối, nhưng ngay cả trong trường hợp chảy rối, ở sát bề mặt vách vẫn có 1 lớp đệm chảy tầng. Trong lớp đệm này, do thiếu sự xáo trộn, nên nhiệt chỉ được truyền bằng dẫn nhiệt và vì phần lớn các chất lỏng và chất khí đều là chất dẫn nhiệt kém do đó độ chênh nhiệt độ trong lớp này chiếm phần lớn trong toàn bộ độ chênh nhiệt độ giữa chất lỏng và vách $t_{fd} - t_w \gg t_f - t_{fd}$ (H.7-1).



Hình 7-1. Lớp biên khi dòng chảy rôi dọc theo 1 tấm phẳng

Đặc tính và chiều dày lớp biên ảnh hưởng rất lớn tới quá trình tỏa nhiệt đối lưu, do đó biện pháp chủ yếu để cường hóa quá trình trao đổi nhiệt này là phá vỡ hoặc giảm chiều dày của lớp biên.

7.1.4.2 Lớp biên nhiệt

Trong vùng lớp biên nhiệt, gradien nhiệt độ theo phương vuông góc với chiều chuyển động của chất lỏng khác không ($\frac{\partial t}{\partial n} \neq 0$). Chiều dày của lớp biên nhiệt và lớp biên thủy lực thường không bằng nhau. Phương trình vi phân tỏa nhiệt đối lưu chính là phương trình cân bằng giữa lượng nhiệt truyền bằng đối lưu, tính theo (7-1) và lượng nhiệt truyền qua lớp đệm tầng bằng dẫn nhiệt, tính theo công thức (6-1).

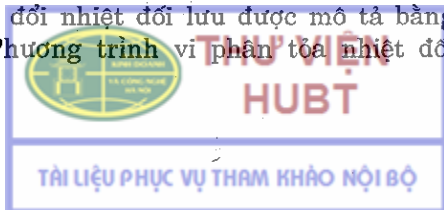
$$\lambda \frac{\partial t}{\partial n} \Big|_{n=0} = \alpha |(t_f - t_w)| \quad (7-2)$$

7.1.5. Phương pháp xác định hệ số tỏa nhiệt đối lưu

Hệ số tỏa nhiệt đối lưu α phụ thuộc vào một loạt yếu tố : $\alpha = f(\omega, \lambda, \nu, \rho, c_p, \text{ kích thước hình học, } t_f, t_w, \dots)$ nên việc xác định hệ số này rất phức tạp và là nội dung chủ yếu của việc tính toán quá trình trao đổi nhiệt đối lưu. Có hai phương pháp xác định hệ số α .

7.1.5.1 Phương pháp lý thuyết

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu được mô tả bằng hệ 4 phương trình vi phân : Phương trình vi phân tỏa nhiệt đối lưu (phương



trình 7-2), phương trình năng lượng, phương trình chuyển động và phương trình liên tục. Giải hệ phương trình này kết hợp với điều kiện đơn trị là phương pháp lí thuyết để xác định hệ số tỏa nhiệt α cho một quá trình trao đổi nhiệt đối lưu cụ thể. Đáng tiếc là cho tới nay mới giải được hệ phương trình trên trong những trường hợp rất đơn giản và phải chấp nhận hàng loạt giả thiết do đó phương pháp này về cơ bản chưa có ý nghĩa thực tiễn.

7.1.5.2. Phương pháp thực nghiệm

Bằng thực nghiệm có thể gián tiếp xác định được α qua đo mật độ dòng nhiệt q và hiệu nhiệt độ $t_f - t_w$:

$$\alpha = \frac{q}{|t_f - t_w|} \quad (7-3a)$$

Phương pháp này cũng sẽ mất hết ý nghĩa, nếu kết quả thực nghiệm không được tổng quát hóa để áp dụng cho nhiều trường hợp, vì để xác định q phải biết α nhưng để biết α lại phải đo q . Đây là một vòng luẩn quẩn.

Kết quả thực nghiệm tính theo (7-3) chỉ có ý nghĩa khi kết quả đó có thể áp dụng được cho rất nhiều trường hợp khác. Lí thuyết giúp ta khái quát hóa các kết quả thực nghiệm và xây dựng các mô hình thực nghiệm là lí thuyết đồng dạng.

7.2. LÍ LUẬN ĐỒNG DẠNG

7.2.1. Điều kiện đồng dạng

Từ sự đồng dạng hình học ta đã biết rằng, khi hai tam giác đồng dạng với nhau thì tỉ lệ giữa các cạnh tương ứng luôn luôn bằng nhau và bằng một số không đổi c_1 gọi là hằng số đồng dạng (hình học).

$$\frac{a}{a'} = \frac{b}{b'} = \frac{c}{c'} = \frac{h}{h'} = \dots c_1 = \text{const}$$

Hai hiện tượng vật lí chỉ có thể đồng dạng với nhau khi chúng có cùng bản chất, tức là khi chúng được mô tả bởi một phương

trình toán học giống nhau về nội dung và hình thức. Đồng dạng của các hiện tượng vật lý là đồng dạng về trường các đại lượng cùng tên mô tả hiện tượng đó. Nếu một hiện tượng vật lý được biểu diễn bằng phương trình.

$F(u_1, u_2, u_3 \dots u_n) = 0$ và xảy ra trong 2 hệ thống a và b, thì các quá trình ở a và b sẽ đồng dạng với nhau khi

$$\frac{u_{1a}(x, y, z, t)}{u_{1b}(x, y, z, t)} = C_1, \quad \frac{u_{2a}(x, y, z, t)}{u_{2b}(x, y, z, t)} = C_2 \dots$$

$$\frac{u_{na}(x, y, z, t)}{u_{nb}(x, y, z, t)} = C_n$$

Ở đây $u_1, u_2 \dots u_n$ là các đại lượng vật lý, (kích thước hình học có thể là một trong các đại lượng đó), $C_1, C_2 \dots C_n$ là các hằng số đồng dạng.

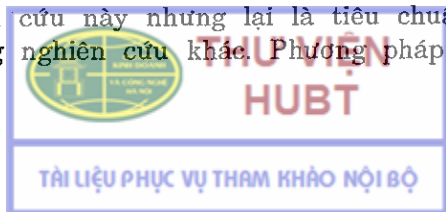
Trong thực tế, không thể đo tất cả các đại lượng vật lý để khẳng định tính chất đồng dạng, do đó từ bản chất của sự đồng dạng trên đây người ta đã phát biểu các định lý về đồng dạng ; đáng chú ý là các định lý về hệ quả của sự đồng dạng và về điều kiện đồng dạng của các hiện tượng vật lý.

Định lý 1 : Khi hai hiện tượng vật lý đồng dạng thì các tiêu chuẩn đồng dạng cùng tên sẽ có giá trị bằng nhau từng đôi một. Tiêu chuẩn đồng dạng là tổ hợp không thứ nguyên do một số đại lượng vật lý mô tả hiện tượng tạo nên.

Định lý 2 : Hai hiện tượng vật lý đồng dạng với nhau khi điều kiện đơn trị đồng dạng và các tiêu chuẩn xác định cùng tên phải có giá trị bằng nhau từng đôi một.

Tiêu chuẩn xác định là tiêu chuẩn đồng dạng xác định trước được, tức là những tiêu chuẩn do điều kiện đơn trị tạo thành.

Tính chất xác định (hoặc chưa xác định) của các tiêu chuẩn đồng dạng không phải là cố định mà phụ thuộc vào đối tượng nghiên cứu, tức là : tiêu chuẩn có thể là tiêu chuẩn xác định ở đối tượng nghiên cứu này nhưng lại là tiêu chuẩn không xác định ở đối tượng nghiên cứu khác. Phương pháp tìm các tiêu



chuẩn đồng dạng được gọi là phương pháp biến đổi đồng dạng. Có hai phương pháp biến đổi đồng dạng là phương pháp biến đổi tỉ lệ và phương pháp phân tích thứ nguyên.

7.2.2. Phương pháp biến đổi đồng dạng

Phương pháp biến đổi tỉ lệ là phương pháp tìm các tiêu chuẩn đồng dạng từ phương trình vi phân mô tả hiện tượng hoặc từ nghiệm của phương trình vi phân đó (tiêu chuẩn đồng dạng tìm được từ phương trình vi phân và từ nghiệm của nó là như nhau). Ta hãy tìm tiêu chuẩn đồng dạng từ phương trình vi phân tỏa nhiệt đối lưu (7-2). Khi hai quá trình xảy ra ở hệ thống 1 và 2 đồng dạng với nhau, thì có thể viết :

$$\lambda_1 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_1 \Big|_{n=0} = \alpha_1 \Delta t_1 \quad (7-3b)$$

$$\lambda_2 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 \Big|_{n=0} = \alpha_2 \Delta t_2 \quad (7-3c)$$

$$\frac{\lambda_1}{\lambda_2} = C_\lambda; \quad \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{\partial t_1}{\partial t_2} = C_{\Delta t}; \quad \frac{\alpha_1}{\alpha_2} = C_\alpha; \quad \frac{n_1}{n_2} = \frac{l_1}{l_2} = C_l.$$

Thay các đại lượng ở hệ thống 1 bằng tích của đại lượng tương ứng ở hệ thống 2 và hằng số đồng dạng, phương trình (7-3b) trở thành :

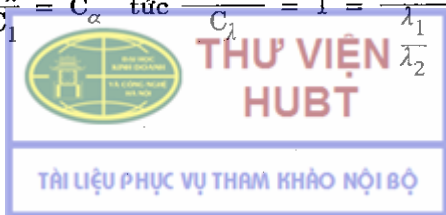
$$\frac{C_\lambda \cdot C_{\Delta t}}{C_l} \cdot \lambda_2 \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_{n=0} = C_\alpha \cdot C_{\Delta t} \cdot \alpha_2 \cdot \Delta t_2 \quad (7-3d)$$

Để (7-3d) đồng nhất với (7-3c) :

$$\frac{C_\lambda \cdot C_{\Delta t}}{C_l} \text{ phải bằng } C_\alpha \cdot C_{\Delta t}$$

hay

$$\frac{C_\lambda}{C_l} = C_\alpha \quad \text{tức} \quad \frac{C_\alpha \cdot C_l}{C_\lambda} = 1 = \frac{\alpha_1 l_1}{\alpha_2 l_2}$$



Như vậy khi hai hiện tượng đồng dạng thì tổ hợp $\frac{\alpha l}{\lambda}$ phải có giá trị bằng nhau $\frac{\alpha_1 \cdot l_1}{\lambda_1} = \frac{\alpha_2 \cdot l_2}{\lambda_2}$. Tổ hợp này chính là một tiêu chuẩn đồng dạng.

Khi không biết phương trình vi phân mô tả hiện tượng hoặc nghiệm của nó, phải tìm tiêu chuẩn đồng dạng bằng phương pháp phân tích thứ nguyên.

7.2.3. Các tiêu chuẩn đồng dạng cơ bản trong tỏa nhiệt đối lưu

Tiêu chuẩn Nusselt Nu :

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}$$

Tiêu chuẩn Reynolds Re :

$$Re = \frac{w \cdot l}{\nu}$$

Tiêu chuẩn Grashof Gr :

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot \Delta t \cdot l^3}{\nu^2}$$

Tiêu chuẩn Prandtl Pr :

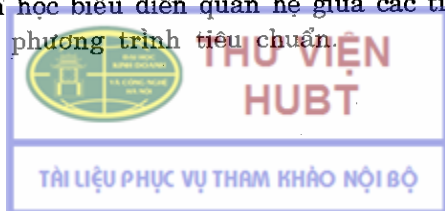
$$Pr = \frac{\nu}{a}$$

Trong đó :

$l(m)$ - kích thước xác định của bề mặt tỏa nhiệt ;

$\beta(1/K)$ - hệ số giãn nở vì nhiệt của chất lỏng, đối với khí lí tưởng $\beta = \frac{1}{T}$.

Biểu thức toán học biểu diễn quan hệ giữa các tiêu chuẩn đồng dạng được gọi là phương trình tiêu chuẩn.



Quan hệ giữa tiêu chuẩn chưa xác định và các tiêu chuẩn xác định của các quá trình tỏa nhiệt đối lưu thường đều có thể được biểu diễn dưới dạng hàm số mũ [7].

$$Nu = C.Re^n.Gr^m.Pr^p \quad (7-4)$$

Ở đây : C, m, n, p là các hằng số được xác định bằng thực nghiệm.

Khi thiết lập hoặc sử dụng phương trình tiêu chuẩn để tính toán các quá trình tỏa nhiệt đối lưu phải đặc biệt lưu ý :

7.2.3.1 *Nhiệt độ xác định*, là nhiệt độ do người nghiên cứu chọn để tra tính chất nhiệt vật lí của chất lỏng như β , ν , a v.v...

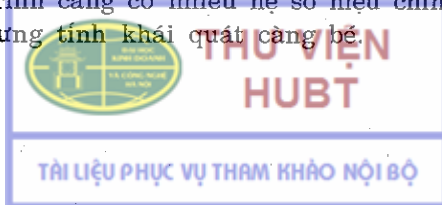
Nhiệt độ xác định có thể là nhiệt độ trung bình $t_m = \frac{t_f + t_w}{2}$, nhiệt độ chất lỏng t_f hoặc nhiệt độ vách t_w . Người nghiên cứu cho biết sự lựa chọn thông qua kí hiệu chân các tiêu chuẩn đồng dạng, thí dụ khi chọn t_m làm nhiệt độ xác định thì các tiêu chuẩn đồng dạng đều thêm kí hiệu chân m như Nu_m, Re_m, Gr_m ...

7.2.3.2 *Kích thước xác định l*, là kích thước hình học của bề mặt tỏa nhiệt có ảnh hưởng lớn nhất tới quá trình nghiên cứu. Khi nghiên cứu người ta đã xác định rõ đại lượng này, do đó khi sử dụng các phương trình tiêu chuẩn, nhất thiết phải lấy kích thước này để tính toán các tiêu chuẩn đồng dạng.

7.2.3.3 *Các hệ số hiệu chỉnh*. Khi cần tính tới ảnh hưởng của một số yếu tố như : ảnh hưởng của chiều dòng nhiệt, ảnh hưởng của độ nhám bề mặt, ảnh hưởng của chiều dài tương đối v.v... phương trình (7-4) được chính xác hóa bằng cách thêm vào đó các hệ số hiệu chỉnh tương ứng. Thí dụ :

$$\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0.25} \varepsilon_l, \varepsilon_\varphi, \varepsilon_l \text{ v.v...}$$

Phương trình càng có nhiều hệ số hiệu chỉnh thì độ chính xác càng cao nhưng tính khái quát càng bé.



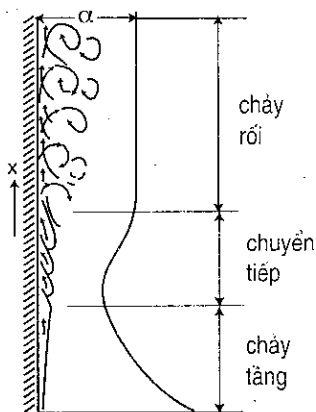
7.3. MỘT SỐ TRƯỜNG HỢP TỎA NHIỆT ĐỐI LƯU

Nội dung cơ bản của việc tính toán quá trình tỏa nhiệt đối lưu là lựa chọn được đúng phương trình tiêu chuẩn và tính trị số của α từ phương trình đó. Vì phạm vi sử dụng, điều kiện đơn trị v.v... không như nhau do đó có thể có nhiều phương trình tiêu chuẩn để tính toán một quá trình, trong trường hợp đó việc lựa chọn không phải lúc nào cũng hoàn toàn đơn giản. Dưới đây trình bày một số công thức tính toán đối với một số quá trình tỏa nhiệt đối lưu cơ bản. Các công thức này có phạm vi sử dụng tương đối rộng rãi, do đó có nhược điểm là không phải trong trường hợp nào cũng có độ chính xác cao nhất.

7.3.1. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên

Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên là quá trình trao đổi nhiệt đối lưu giữa vách rắn và chất lỏng chuyển động tự nhiên. Đặc tính của chuyển động tự nhiên phụ thuộc vào độ chênh nhiệt độ trong lòng chất lỏng, vào vị trí của vách và không gian chứa chất lỏng. Do phụ thuộc vào không gian mà người ta chia tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên thành tỏa nhiệt trong không gian vô hạn và tỏa nhiệt trong không gian hữu hạn.

7.3.1.1 Tỏa nhiệt đối lưu trong không gian vô hạn. Không gian vô hạn là không gian chứa chất lỏng có kích thước đủ lớn để bảo đảm cho trong đó chỉ xảy ra một hiện tượng hoặc là đốt nóng chất lỏng hoặc là làm nguội chất lỏng. Nói cách khác là không gian đủ lớn để hai quá trình này xảy ra độc lập, không có ảnh hưởng lẫn nhau.



Hình 7-2

Hình ảnh chuyển động "đối lưu tự nhiên" của chất lỏng trên bề mặt vách (phẳng hoặc ống) đặt đứng trong



không gian vô hạn được trình bày trên hình 7-2, trong trường hợp này vách là bề mặt tỏa nhiệt $t_w > t_f$. Chế độ chuyển động của chất lỏng thay đổi theo chiều cao của vách do đó hệ số tỏa nhiệt đối lưu cục bộ cũng thay đổi theo chiều cao: α có trị số lớn nhất ở dưới cùng, sau đó trong đoạn chảy tầng α giảm vì chiều dày lớp biên chảy tầng tăng theo chiều cao của vách.

Trong đoạn chuyển tiếp, α lại tăng lên vì có sự chuyển chế độ chuyển động từ chảy tầng sang chảy rối. Ở chế độ chảy rối ổn định $\alpha = \text{const}$ vì chiều dày lớp biên có giá trị không đổi.

Hệ số tỏa nhiệt trung bình $\bar{\alpha} = \frac{1}{h} \int_0^h \alpha dx$ được tính theo các phương trình tiêu chuẩn sau đây [7]:

Đối với ống hoặc tấm đặt đứng:

- Khi $10^3 < Gr_f \cdot Pr_f < 10^9$

$$Nu_f = 0,76(Gr_f \cdot Pr_f)^{0,25} \cdot (Pr_f/Pr_w)^{0,25} \quad (7-5a)$$

- Khi $Gr_f \cdot Pr_f > 10^9$

$$Nu_f = 0,15(Gr_f \cdot Pr_f)^{0,33} (Pr_f/Pr_w)^{0,25} \quad (7-5b)$$

Trong các công thức (7-5a) và (7-5b) kích thước xác định là chiều cao h , nhiệt độ xác định là t_f , thừa số $(Pr_f/Pr_w)^{0,25}$ là hệ số hiệu chỉnh tính tới ảnh hưởng của chiều dòng nhiệt. Khi Pr không thay đổi theo nhiệt độ thì $Pr_f = Pr_w$ và hệ số hiệu chỉnh sẽ bằng 1, tức là chiều dòng nhiệt không ảnh hưởng tới kết quả tính toán hệ số tỏa nhiệt theo các công thức này.

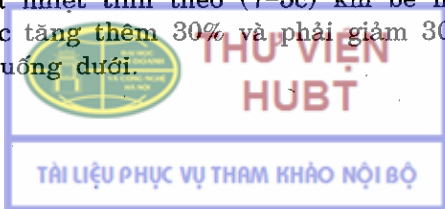
Đối với ống hoặc tấm nằm ngang:

- Khi $10^3 < Gr_f \cdot Pr_f < 10^8$

$$Nu_f = 0,5(Gr_f \cdot Pr_f)^{0,25} \cdot (Pr_f/Pr_w)^{0,25} \quad (7-5c)$$

Kích thước xác định là đường kính ống hoặc chiều rộng tấm.

Hệ số tỏa nhiệt tính theo (7-5c) khi bề mặt đốt nóng quay lên trên được tăng thêm 30% và phải giảm 30% nếu bề mặt đốt nóng quay xuống dưới.



Người ta đã thiết lập được hàng loạt phương trình tiêu chuẩn để tính toán các quá trình trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên khác nhau [7].

Trong tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên Reynold Re là một tiêu chuẩn không xác định, nên tiêu chuẩn này không có mặt trong các phương trình tiêu chuẩn mặc dù $Re \neq 0$.

7.3.1.2. Tỏa nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian hữu hạn.
Không gian hữu hạn là không gian chứa chất lỏng có kích thước nhỏ, trong đó không thể tách biệt được 2 quá trình đốt nóng và làm nguội chất lỏng.

Khảo sát quá trình tỏa nhiệt đối lưu trong các rãnh thẳng đứng với hai vách rãnh có các nhiệt độ t_{w1} và t_{w2} , $t_{w1} > t_{w2}$ cho 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 dụng lẫn nhau, nhưng khi δ nhỏ, hai dòng này sẽ tác động lẫn nhau và tạo ra những dòng tuần hoàn, do đó không thể tính toán chúng như những quá trình riêng biệt như trong không gian vô hạn.

Trong trường hợp này mật độ dòng nhiệt truyền từ vách 1 sang vách 2 được tính theo

$$q = \frac{\lambda_{TD}}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) \quad (7-6)$$

Trong đó $\lambda_{TD} = \lambda \cdot \varepsilon_{dl}$ (bằng tích của hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng và hệ số hiệu chỉnh tính tới quá trình đối lưu ε_{dl}). Khi $Gr_f \cdot Pr_f > 10^3$, hệ số hiệu chỉnh được tính theo phương trình :

$$\varepsilon_{dl} = 0,18(Gr_f \cdot Pr_f)^{0,25} \quad (7-7)$$

Kích thước xác định trong công thức 7-7 là chiều rộng của rãnh.

Nhiệt độ xác định $t_f = \frac{1}{2}(t_{w1} + t_{w2})$.

Khi $Gr_f \cdot Pr_f < 10^3$ thì $\varepsilon_{dl} = 1$



7.3.2. Tỏa nhiệt đối lưu cưỡng bức

Có rất nhiều trường hợp tỏa nhiệt đối lưu cưỡng bức và ở mỗi trường hợp cũng có rất nhiều phương trình tiêu chuẩn. Dưới đây chỉ trình bày một số quá trình hay gặp nhất và những phương trình tính toán thông dụng nhất.

7.3.2.1. Tỏa nhiệt đối lưu khi chất lỏng chuyển động trong ống

Hệ số tỏa nhiệt đối lưu cục bộ α_1 thay đổi theo chiều dài ống. Đối với các ống nằm ngang, chỉ khi chiều dài lớn hơn 50 lần đường kính trong của ống thì giá trị trung bình của hệ số α mới không thay đổi theo chiều dài.

$$\alpha = \frac{1}{l} \int_0^l \alpha_1 dl = \text{const} \quad l \geq 50d$$

Phương trình tiêu chuẩn đối với chế độ chảy tầng $Re < 2,3 \cdot 10^3$

$$Nu_f = 0,15 Re_f^{0,33} Pr_f^{0,43} Gr_f^{0,1} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_1 \varepsilon_R \quad (7-8)$$

Đối với chế độ chảy rối $Re > 10^4$

$$Nu_f = 0,021 Re_f^{0,8} Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_1 \varepsilon_R \quad (7-9)$$

Trong các công thức (7-8), (7-9), kích thước xác định là đường kính trong của ống. Nếu ống không tròn thì kích thước xác định là đường kính tương đương $d_{td} = \frac{4f}{u}$, trong đó f là diện tích thiết diện ngang và u là chu vi ướt của thiết diện.

ε_R là hệ số hiệu chỉnh tính tới độ cong của ống (có bán kính cong R):

$$\varepsilon_R = 1 + 1,77 \frac{d}{R} \quad (7-10)$$

ε_1 là hệ số hiệu chỉnh chiều dài tương đối của ống, khi $\frac{l}{d} \geq 50$ thì $\varepsilon_1 = 1$.



Khi chiều dài ống nhỏ hơn 50 lần đường kính trong $\varepsilon_1 = f\left(\text{Re}, \frac{l}{d}\right)$ được xác định theo bảng sau :

Re \ l/d	1	2	5	10	15	20	30	40	50
$< 2.10^3$	1,90	1,70	1,44	1,28	1,18	1,13	1,05	1,02	1
1.10^4	1,56	1,50	1,34	1,23	1,17	1,13	1,07	1,03	1
2.10^4	1,51	1,40	1,27	1,18	1,13	1,10	1,05	1,02	1
5.10^4	1,34	1,27	1,18	1,13	1,10	1,08	1,04	1,02	1
1.10^5	1,28	1,22	1,15	1,10	1,08	1,06	1,03	1,02	1

Đối với không khí, do hệ số tỏa nhiệt không phụ thuộc vào chiều dòng nhiệt (trị số Pr không phụ thuộc nhiều vào nhiệt độ) nên các công thức (7-8) và (7-9) có dạng đơn giản hơn :

Chế độ chảy tầng :

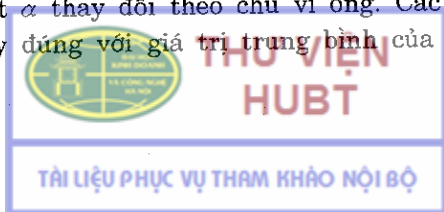
$$\text{Nu}_f = 0,13 \text{Re}_f^{0,33} \text{Gr}_f^{0,1} \varepsilon_1 \varepsilon_R \quad (7-8a)$$

Chế độ chảy rối :

$$\text{Nu}_f = 0,018 \text{Re}_f^{0,8} \varepsilon_1 \varepsilon_R \quad (7-9a)$$

7.3.2.2. Tỏa nhiệt đối lưu khi chất lỏng chuyển động ngang bên ngoài ống

a) Dòng chảy ngang qua một ống. Hệ số tỏa nhiệt phụ thuộc rất lớn vào sự tác động của dòng với bề mặt ống. Sự tác động này lại phụ thuộc vào trị số Reynolds. Khi $\text{Re} < 5$ thì dòng chảy bao quanh ống và không có hiện tượng tạo xoáy sau ống. Khi $\text{Re} > 5$ phía sau ống bắt đầu có hiện tượng tạo xoáy và khi $\text{Re} > 10^3$ thì có sự tách dòng khỏi bề mặt ống và tạo xoáy mãnh liệt. Góc tách dòng (tính từ vị trí chính giữa phía trước ống) ở chế độ chảy tầng $\varphi = 82^\circ \div 84^\circ$ và ở chế độ chảy rối $\varphi = 120^\circ \div 140^\circ$. Hệ số tỏa nhiệt α thay đổi theo chu vi ống. Các công thức thực nghiệm sau đây đúng với giá trị trung bình của hệ số α .



$$\text{Khi : } Re = 5 \div 10^3$$

$$Nu_f = 0,5 \cdot Re_f^{0,5} Pr_f^{0,38} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_\psi \quad (7-11)$$

$$\text{Khi : } Re = 10^3 \div 2 \cdot 10^5$$

$$Nu_f = 0,25 \cdot Re_f^{0,6} Pr_f^{0,38} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_\psi \quad (7-12)$$

Trong các công thức (7-11) và (7-12) :

ε_ψ là hệ số hiệu chỉnh tính tới góc cắt giữa dòng chảy và ống. Khi $\psi = 90^\circ$, $\varepsilon_\psi = 1$. Các giá trị khác của ε_ψ tra đồ thị hoặc tính gần đúng theo công thức :

$$\varepsilon_\psi = 1 - 0,54 \cdot \cos^2 \psi \quad (7-13)$$

Đối với không khí có thể dùng các công thức sau đây thay (7-11) và (7-12).

$$\text{Khi : } Re = 5 \div 10^3$$

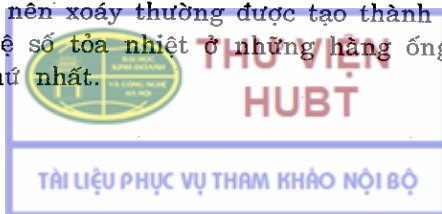
$$Nu_f = 0,43 Re_f^{0,5} \varepsilon_\psi \quad (7-11a)$$

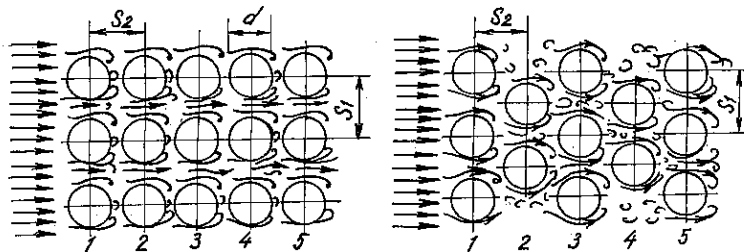
$$\text{Khi : } Re = 10^3 \div 2 \cdot 10^5$$

$$Nu_f = 0,216 Re_f^{0,6} \varepsilon_\psi \quad (7-12a)$$

b) *Dòng chảy cắt ngang chùm ống.* Các thiết bị trao đổi nhiệt trong kỹ thuật thường là loại chùm ống thí dụ bộ quá nhiệt, bộ hâm nước trong nhà máy nhiệt điện, bộ đốt nóng không khí trong các thiết bị sấy v.v. Ở các loại thiết bị này, chùm ống được sắp xếp hoặc theo kiểu song song hoặc so le (H.7-3).

Do ảnh hưởng qua lại giữa các ống, nên đặc tính chuyển động của chất lỏng qua chùm ống sẽ phức tạp và khác với trường hợp dòng chảy cắt ngang một ống. Đối với chùm song song đặc tính chuyển động ở hàng ống thứ 1 giống như trường hợp một ống ; từ hàng ống thứ 2 trở đi, do dòng chảy bị ảnh hưởng bởi các ống bên cạnh, nên xoáy thường được tạo thành cả phía trước lẫn phía sau và hệ số tỏa nhiệt ở những hàng ống này sẽ lớn hơn ở hàng ống thứ nhất.





Chùm song song

Chùm so le

Hình 7-3. Cách bố trí các chùm ống

Đối với chùm so le, hàng ống thứ 1 cũng giống như trường hợp một ống, hàng thứ 2 có chịu ảnh hưởng qua lại giữa các ống nhưng ít hơn so với hàng thứ 2 của chùm song song, do đó hệ số tỏa nhiệt của hàng thứ 2 tăng hơn hàng thứ 1 không nhiều. Từ hàng thứ 3 trở đi, khác với chùm ống song song, xoáy chỉ tạo thành ở phía sau các ống (vì khoảng cách giữa 2 ống theo chiều dòng chảy lớn).

Thực nghiệm cho thấy từ hàng ống thứ 3 trở đi hệ số tỏa nhiệt trung bình (theo chu vi ống) ở cả hai loại chùm ống sẽ không thay đổi nữa, tức là $\alpha_1 < \alpha_2 < \alpha_3 = \alpha_4 = \dots \alpha_n$.

Hệ số tỏa nhiệt trung bình của chùm ống so le thường lớn hơn so với chùm ống song song. Phương trình tiêu chuẩn của từng loại chùm ống như sau :

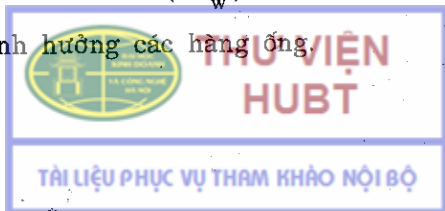
Đối với chùm ống song song :

$$Nu_f = 0,26 Re_f^{0,65} Pr_f^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \epsilon_1 \epsilon_s \epsilon_\psi \quad (7-14)$$

Đối với chùm so le :

$$Nu_f = 0,41 Re_f^{0,6} Pr_f^{0,33} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \epsilon_1 \epsilon_s \epsilon_\psi \quad (7-15)$$

ϵ_1 là hệ số ảnh hưởng các hàng ống



Đối với chùm song song $\varepsilon_1 = 0,6 ; \varepsilon_2 = 0,9 ;$
 $\varepsilon_3 = \varepsilon_4 = \varepsilon_n = 1$

Đối với chùm so le $\varepsilon_1 = 0,6 ; \varepsilon_2 = 0,7 ;$
 $\varepsilon_3 = \varepsilon_4 = \varepsilon_n = 1$

ε_s là hệ số kể tới ảnh hưởng của bước ống ; trong trường hợp đơn giản có thể bỏ qua yếu tố ảnh hưởng này tức xem $\varepsilon_s = 1$.

ε_ψ là hệ số tính tới ảnh hưởng góc cắt giữa dòng chảy và chùm ống ψ . Khi $\psi = 90^\circ \rightarrow \varepsilon_\psi = 1$, với các $\psi \neq 90^\circ$ tra đồ thị để xác định ε_ψ .

Các công thức (7-14) (7-15) đúng cho trường hợp $Re_f = 10^3 \div 10^5$, kích thước xác định là đường kính ngoài của ống, tốc độ của dòng chất lỏng lấy ở chỗ tiết diện hẹp nhất (tốc độ cực đại).

Hệ số tỏa nhiệt trung bình của chùm ống có n hàng ống dọc được tính theo công thức :

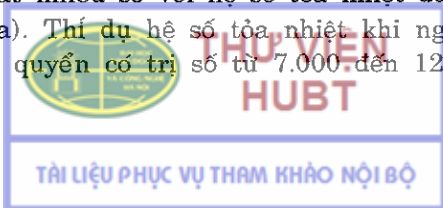
$$\alpha = \frac{\alpha_1 F_1 + \alpha_2 F_2 + \alpha_3 F_3 + \dots + \alpha_n F_n}{F_1 + F_2 + F_3 + \dots + F_n} \quad (7-16a)$$

Thường các ống trong chùm có kích thước như nhau do đó

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3(n - 2)}{n} \quad (7-16b)$$

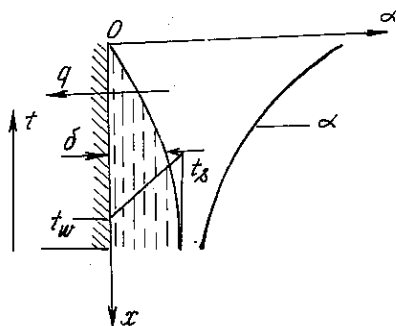
7.3.3. Tỏa nhiệt khi chất lỏng biến đổi pha

Quá trình sôi và ngưng (biến đổi pha) thường rất hay gặp trong kĩ thuật và đời sống : sôi, ngưng môi chất trong hệ thống lạnh, sôi nước trong các ống sinh hơi của nhà máy nhiệt điện v.v. Đặc trưng cơ bản của những quá trình này là do có sự biến đổi pha nên chúng thu vào hoặc thải ra một lượng nhiệt ẩn rất lớn trong điều kiện nhiệt độ không đổi. Hệ số tỏa nhiệt khi sôi hoặc ngưng vì thế lớn hơn rất nhiều so với hệ số tỏa nhiệt đối lưu bình thường (đối lưu 1 pha). Thí dụ hệ số tỏa nhiệt khi ngưng của hơi nước ở áp suất khí quyển có trị số từ 7.000 đến 120.000 W/m²K.



7.3.3.1. Tỏa nhiệt khi ngưng

Quá trình ngưng hơi thường gặp trong thực tế là quá trình ngưng trên bề mặt vật rắn. Điều kiện để có quá trình này là : nhiệt độ bề mặt vật rắn phải nhỏ hơn nhiệt độ bão hòa $t_w < t_s$ và trên bề mặt vật rắn phải có những tâm ngưng tụ (những hạt bụi, những bọt khí hoặc những chỗ lồi lõm của bề mặt). Tùy theo tính dính ướt bề mặt vật rắn của nước ngưng mà tồn tại chế độ ngưng giọt hoặc chế độ ngưng màng. Hệ số tỏa nhiệt khi ngưng màng có thể bé hơn khi ngưng giọt 10 đến 15 lần.



Hình 7-4

Ngưng màng trên vách đứng

Quá trình ngưng màng khi nước ngưng chảy tầng trên vách đứng được trình bày trên hình 7-4.

Mật độ dòng nhiệt truyền qua màng nước ngưng tới vách q :

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_s - t_w) = \alpha (t_s - t_w) \quad (7-17)$$

Hệ số tỏa nhiệt cục bộ α phụ thuộc vào chiều dày màng nước ngưng tại vị trí đó : $\alpha_x = \lambda/\delta_x$. Chiều dày màng nước ngưng tại thiết diện x , theo Nusselt được tính theo :

$$\delta_x = \sqrt[4]{\frac{4\lambda\nu(t_s - t_w)x}{r\rho g}} \quad (7-18)$$

Hệ số tỏa nhiệt trung bình trên bề mặt vách đứng có chiều cao h :

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{h} \int_0^h \alpha_x dx = 0,943 \sqrt[4]{\frac{r\rho g \lambda^3}{\nu h (t_s - t_w)}} \quad (7-19)$$

Khi vách đặt nghiêng một góc φ so với phương thẳng đứng :

$$\alpha\varphi = \alpha^4 \sqrt{\cos\varphi}$$



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Đối với ống có đường kính ngoài d , đặt nằm ngang, Nusselt cũng đã thiết lập được công thức tính hệ số tỏa nhiệt trung bình :

$$\bar{\alpha} = 0,728 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho g r}{\nu d(t_s - t_w)}} \quad (7-20)$$

trong đó : g - gia tốc trọng trường ($g = 9,81 \text{ m/s}^2$) ;

λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng ngưng, W/mK ;

r - nhiệt hóa hơi, J/kg ;

ρ - khối lượng riêng của chất lỏng ngưng, kg/m^3 ;

ν - độ nhớt động học của chất lỏng ngưng, m^2/s ;

h - chiều cao của tấm hoặc ống đặt đứng, m ;

d - đường kính ngoài của ống đặt nằm ngang, m ;

t_w - nhiệt độ của vách, $^{\circ}\text{C}$;

t_s - nhiệt độ bão hòa của chất lỏng ứng với áp suất

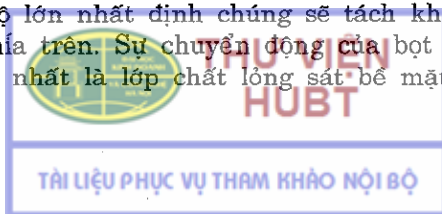
ngưng, $^{\circ}\text{C}$;

Nhiệt độ xác định : $0,5(t_s + t_w)$.

Hệ số tỏa nhiệt khi ngưng chịu ảnh hưởng của một loạt yếu tố như : tốc độ và phương lưu động của dòng hơi, trạng thái bề mặt và vật liệu bề mặt ngưng, sự quá nhiệt hoặc độ ẩm của hơi, cách bố trí bề mặt ngưng, ảnh hưởng của các khí không ngưng lẫn trong hơi. Cường độ tỏa nhiệt khi ngưng có thể giảm đi 2 lần nếu như trong hơi ngưng có lẫn 1% khí không ngưng. Trong thực tế, khi sử dụng các công thức (7-19) (7-20), người ta phải nhân thêm các hệ số hiệu chỉnh tính tới ảnh hưởng của một số yếu tố cơ bản để nâng cao độ chính xác của các kết quả tính toán.

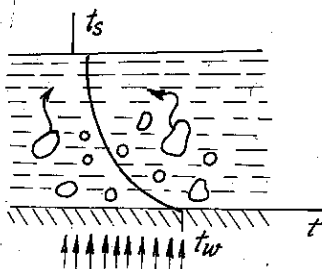
7.3.3.2. Tỏa nhiệt khi sôi

Dưới đây ta chỉ khảo sát quá trình sôi trên bề mặt bị đốt nóng - quá trình có ý nghĩa lớn trong kĩ thuật. Để có quá trình sôi, tương tự như quá trình ngưng, phải có 2 điều kiện : có độ quá nhiệt $t_w - t_s > 0$ và phải có tâm hóa hơi. Các bọt hơi xuất hiện tại các tâm hóa hơi trên bề mặt bị đốt nóng sẽ lớn dần lên và đến một độ lớn nhất định chúng sẽ tách khỏi bề mặt và dịch chuyển lên phía trên. Sự chuyển động của bọt hơi làm xáo động lớp chất lỏng, nhất là lớp chất lỏng sát bề mặt bị đốt nóng nên

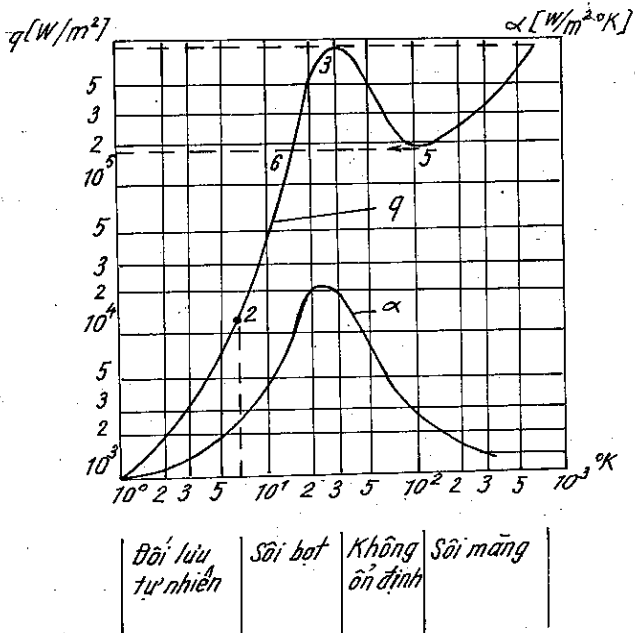


lượng nhiệt trao đổi giữa vách và chất lỏng sẽ lớn hơn rất nhiều so với trường hợp đối lưu một pha (khi không sôi).

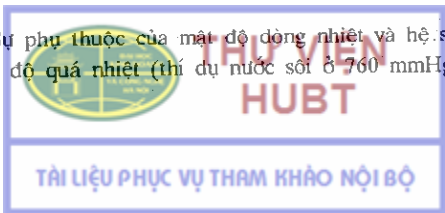
Trong quá trình sôi, nhiệt độ của khối chất lỏng cao hơn nhiệt độ bão hòa từ 0,1 đến 0,5°C (H.7-5). Ở sát bề mặt bị đốt nóng, chất lỏng được quá nhiệt lớn hơn. Quan hệ giữa q , α và độ quá nhiệt $\Delta t = t_s - t_w$ (thí dụ đối với nước sôi ở áp suất khí quyển) được trình bày trên hình 7-6. Ở vùng 1-2, Δt còn bé, phụ tải nhiệt thấp do đó lượng nhiệt trao đổi chủ yếu là do đối lưu tự nhiên.



Hình 7-5. Phân bố nhiệt độ trong lớp chất lỏng sôi.



Hình 7-6. Sự phụ thuộc của mật độ dòng nhiệt và hệ số tỏa nhiệt vào độ quá nhiệt (thí dụ nước sôi ở 760 mmHg)



Vùng 2 - 3 : Vùng sôi bọt - q và α đều tăng lên nhanh. Khi đạt tới giá trị tối hạn q_{kr1} ở điểm 3 các bọt hơi tạo thành màng và trong một vài giây chế độ sôi chuyển nhanh từ chế độ sôi bọt (3) sang chế độ sôi màng (4). Ở chế độ sôi màng, do có màng hơi ngăn cách chất lỏng và bề mặt bị đốt nóng nên hệ số tỏa nhiệt α giảm. Khi tiến hành theo chiều ngược lại, nếu đang ở chế độ sôi màng, ta giảm phụ tải nhiệt thì quá trình sẽ đi từ 4 đến 5, tại điểm 5 (điểm có phụ tải nhiệt tối hạn q_{kr2}) chế độ sôi sẽ chuyển đột ngột sang chế độ sôi bọt (điểm 6). Sự chuyển chế độ đột ngột từ 3 sang 4 và từ 5 đến 6 sẽ kèm theo sự quá nhiệt hoặc quá lạnh đột ngột nhiệt độ của bề mặt bị đốt nóng. Thí dụ nước sôi ở áp suất khí quyển có $q_{kr1} = 1,2 \cdot 10^6 \text{W/m}^2$, $\alpha_3 \approx (3,5 \div 4) \cdot 10^4 \text{W/m}^2\text{K}$, $\Delta t = 25 \div 35\text{K}$. Khi chuyển từ trạng thái 3 sang 4, Δt tăng lên tới 30 lần, tức là ở điểm 4, $\Delta t = 750-1050\text{K}$ và $t_w = 850 - 1150^\circ\text{C}$, điều này dễ dàng dẫn tới sự phá hủy bề mặt đốt nóng.

Khi thiết kế và vận hành các thiết bị trao đổi nhiệt có sự sôi thì điều kiện cần thiết là dòng nhiệt trao đổi phải nhỏ hơn dòng nhiệt tối hạn. Dòng này được tính theo công thức [8] :

$$q_{kr1} = 0,14r\sqrt{\sigma g \rho''^2 (\rho' - \rho'')} \quad (7-21)$$

Trong (7-21) :

r - nhiệt ẩn hóa hơi (J/kg) ;

σ - sức căng bề mặt (J/m²) ;

g - gia tốc trọng trường (m/s²) ;

ρ' , ρ'' - khối lượng riêng của chất lỏng bão hòa và hơi bão hòa khô (kg/m³).

Hệ số tỏa nhiệt α khi nước sôi bọt trong phạm vi áp suất từ 1 bar đến 40 bar được tính theo công thức thực nghiệm sau đây

$$\alpha = 3,14 q^{0,7} p^{0,15} \quad (7-22a)$$

hoặc
$$\alpha = 46\Delta t^{2,33} p^{0,5} \quad (7-22b)$$

trong đó α (W/m²K), q(W/m²), p(bar), $\Delta t = t_w - t_s$

Khi chất lỏng sôi trong điều kiện chuyển động cưỡng bức, hiện tượng cũng tương tự như khi sôi trong thể tích lớn nhưng phức tạp hơn nhiều vì khi đó sự sôi phụ thuộc nhiều vào tính chất chuyển động của chất lỏng. Các yếu tố cơ bản ảnh hưởng tới quá

trình tỏa nhiệt khi sôi là : độ quá nhiệt Δt , góc dính ướt giữa chất lỏng về bề mặt bị đốt nóng, áp suất, sức căng bề mặt và độ nhớt của chất lỏng, trạng thái bề mặt bị đốt nóng và tốc độ chuyển động của chất lỏng cũng như cách bố trí bề mặt bị đốt nóng.

CHƯƠNG 8

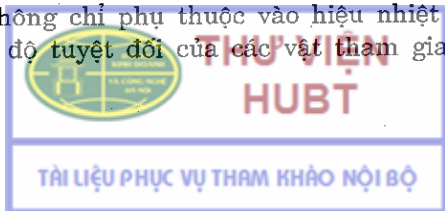
TRAO ĐỔI NHIỆT BẰNG BỨC XẠ

Một dạng trao đổi nhiệt cơ bản không cần có sự tiếp xúc (khác với đối lưu và dẫn nhiệt) giữa các vật tham gia trao đổi và có ý nghĩa rất lớn trong kĩ thuật, đặc biệt trong kĩ thuật nhiệt độ cao là trao đổi nhiệt bằng bức xạ.

8.1 NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN

8.1.1. Bức xạ và hấp thụ nhiệt của các vật

Mọi vật trong tự nhiên đều có khả năng bức xạ năng lượng do kết quả của quá trình dao động điện từ bên trong các nguyên tử, phân tử vật chất. Các dao động điện từ này được truyền trong không gian theo mọi phương dưới dạng các sóng điện từ. Trong kĩ thuật nhiệt ta chỉ khảo sát những tia mà ở nhiệt độ thường gặp trong kĩ thuật chúng có hiệu ứng nhiệt cao (vật có thể hấp thụ được và biến thành nhiệt năng). Đó là những tia hồng ngoại và ánh sáng trắng hay còn gọi là tia nhiệt ($\lambda = 0,40 \div 400\mu$). Các tia nhiệt này truyền đi trong không gian và khi đập vào các vật khác chúng bị hấp thụ (một phần hoặc toàn bộ) để lại biến thành năng lượng nhiệt. Như vậy quá trình trao đổi nhiệt bằng bức xạ kèm theo hai lần biến đổi dạng năng lượng : biến nội năng thành sóng điện từ ở vật phát và quá trình biến đổi ngược lại ở vật thu. Hiệu quả của quá trình trao đổi nhiệt bức xạ, như sẽ thấy sau này, không chỉ phụ thuộc vào hiệu nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào nhiệt độ tuyệt đối của các vật tham gia trao đổi nhiệt.



8.1.2. Vật đen tuyệt đối, trắng tuyệt đối, trong tuyệt đối

Trường hợp tổng quát, khi một dòng bức xạ Q đập đến bề mặt vật thì một phần bị phản xạ Q_R , một phần được hấp thụ Q_A và phần còn lại sẽ xuyên qua vật Q_D :

$$Q = Q_R + Q_A + Q_D$$

$\frac{Q_R}{Q} = R$ gọi là hệ số phản xạ, $\frac{Q_A}{Q} = A$ là hệ số hấp thụ và $\frac{Q_D}{Q} = D$ là hệ số xuyên qua ; $R + A + D = 1$

Khi $A = 1$ tức $D = R = 0$: vật được gọi là đen tuyệt đối

Khi $R = 1$ tức $D = A = 0$: vật trắng tuyệt đối

Khi $D = 1$ tức $R = A = 0$: vật trong tuyệt đối

Trong kĩ thuật không có các vật có tính chất tuyệt đối ; các vật rắn và chất lỏng có thể coi là có $D = 0$ do đó được gọi là vật đục, các loại khí có số nguyên tử nhỏ hơn hoặc bằng 2 có thể xem là vật có $D = 1$.

8.1.3. Năng suất bức xạ, bức xạ hiệu dụng, bức xạ hiệu quả

Lượng nhiệt bức xạ phát ra từ bề mặt vật theo mọi phương của không gian bán cầu và ở mọi bước sóng trong một đơn vị thời gian được gọi là dòng bức xạ $Q(W)$. Nếu bức xạ chỉ tính ứng với một khoảng rất hẹp chiều dài bước sóng $\lambda \div \lambda + d\lambda$ thì được gọi là dòng bức xạ đơn sắc Q_λ .

Năng suất bức xạ là dòng bức xạ phát ra từ một đơn vị diện tích bề mặt vật

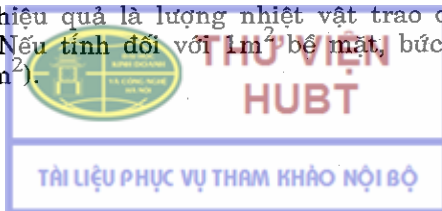
$$E(W/m^2) = \frac{dQ}{dF}$$

- Bức xạ hiệu dụng bằng tổng của bức xạ bản thân (bức xạ riêng E) và bức xạ phản xạ E_R (phần phản xạ của bức xạ tới E_t), đối với vật đục E_{hd} được tính :

$$E_{hd} = E_R + E = E + (1 - A)E_t \quad (8-1)$$

Trong đó E_t là phần bức xạ của môi trường xung quanh tới vật.

- Bức xạ hiệu quả là lượng nhiệt trao đổi với môi trường xung quanh. Nếu tính đối với $1m^2$ bề mặt, bức xạ hiệu quả được kí hiệu $q(W/m^2)$.



Khi vật khảo sát có nhiệt độ nhỏ hơn môi trường [vật nhận nhiệt].

$$q = E_A - E = A.E_t - E \quad (8-2a)$$

Nếu vật tỏa nhiệt ra môi trường, bức xạ hiệu quả sẽ là

$$q = E - E_A = E - A.E_t \quad (8-2b)$$

Thay E_t từ biểu thức (8-2a) hoặc (8-2b) vào 8-1 ta có

$$E_{hd} = \frac{E}{A} \pm q \left(\frac{1}{A} - 1 \right) \quad (8-3)$$

Trong công thức (8-3) dấu cộng (+) ứng với trường hợp vật nhận nhiệt từ môi trường, dấu trừ (-) ứng với trường hợp vật tỏa nhiệt ra môi trường.

8.2. MỘT SỐ ĐỊNH LUẬT CƠ BẢN VỀ BỨC XẠ

8.2.1. Định luật Planck

$$E_{\text{ol}} = \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{C_2/\lambda T} - 1} \quad (8-4)$$

E_{ol} là năng suất bức xạ đơn sắc của vật đen tuyệt đối.

$C_1 = 0,374 \cdot 10^{-15} \text{ W/m}^2$; $C_2 = 1,4388 \cdot 10^{-2} \text{ mK}$. Từ (8-4) dễ dàng tìm được :

- Năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối :

$$E_o = \int_0^{\infty} E_{\text{ol}} d\lambda \quad (8-5)$$

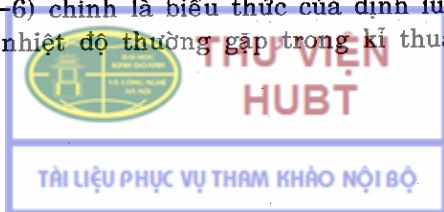
và bước sóng λ , tại đó $E_{\text{ol}} = \text{Max}$. Bước sóng này được kí hiệu là λ_{max}

$$\left. \frac{\partial E_{\text{ol}}}{\partial \lambda} \right|_{\lambda = \lambda_{\text{max}}} = e^{-C_2/\lambda_{\text{max}} T} + \frac{C_2}{5\lambda_{\text{max}} T} - 1 = 0$$

Giải phương trình này ta tìm được :

$$\lambda_{\text{max}} \cdot T = 2,898 \cdot 10^{-3} \text{ mK} \quad (8-6)$$

Công thức (8-6) chính là biểu thức của định luật dịch chuyển Wien. Ở những nhiệt độ thường gặp trong kĩ thuật, từ (8-6) dễ



chất : năng lượng bức xạ thường tập trung trong khoảng chiều dài bước sóng từ 0,8 đến 10μ .

Những vật có $E(\lambda, T) = \varepsilon E_o(\lambda, T)$ ở mọi giá trị nhiệt độ T được gọi là vật xám. Hệ số tỉ lệ ε được gọi là hệ số bức xạ (hoặc độ đen). Như vậy đối với vật xám, độ đen không phụ thuộc vào bước sóng và vào nhiệt độ. Còn đối với vật thực độ đen không chỉ phụ thuộc vào bước sóng, nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào cả tính chất và tình trạng bề mặt của vật.

8.2.2. Định luật Stefan - Boltzmann

Lấy tích phân phương trình (8-5) sau khi thay $E_{\text{đ}}$ bằng biểu thức (8-4) ta được biểu thức của định luật Stefan - Boltzmann

$$E_o = \sigma_o \cdot T^4 \quad (8-7a)$$

σ_o là hằng số bức xạ của vật đen tuyệt đối :

$$\sigma_o = 5,67 \cdot 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4}$$

Trong tính toán kĩ thuật công thức (8-7a) thường được viết dưới dạng

$$E_o = C_o \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad (8-7b)$$

trong đó hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối :

$$C_o = \sigma_o \cdot 10^8 = 5,67 \frac{W}{m^2 K^4}$$

Định luật Stefan - Boltzmann cũng đúng đối với các vật xám và trong thực tế có thể áp dụng một cách gần đúng cho hầu hết các vật rắn, trừ kim loại. Phương trình Stefan - Boltzmann đối với vật xám có dạng :

$$E = \varepsilon \cdot E_o = \varepsilon \cdot C_o \left(\frac{T}{100} \right)^4 = C \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad (8-8)$$

trong đó C là hệ số bức xạ của vật xám.

8.2.3. Định luật Kirchoff

Theo định luật Kirchoff tỉ số giữa năng suất bức xạ và hệ số hấp thụ của các vật đục chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ và



luôn luôn bằng năng suất bức xạ của vật đen tuyệt đối có cùng nhiệt độ

$$\frac{E(T)}{A(T)} = E_o(T) \quad (8-9a)$$

Đối với bức xạ đơn sắc :

$$\frac{E_{\lambda}(T)}{A_{\lambda}(T)} = E_{o,\lambda}(T) \quad (8-9b)$$

Từ (8-8) và (8-9) ta thấy, ở điều kiện cân bằng nhiệt động, độ đen của vật có trị số bằng hệ số hấp thụ của nó $\varepsilon = A$.

Đối với vật xám $\varepsilon_{\lambda 1} = \varepsilon_{\lambda k} = \varepsilon = A = \text{const}$

8.3 TRAO ĐỔI NHIỆT BẰNG BỨC XẠ GIỮA CÁC VẬT ĐẶT TRONG MÔI TRƯỜNG TRONG SUỐT

Lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa các vật phụ thuộc vào một loạt yếu tố : bản chất vật lí của các vật, hình dáng, kích thước và trạng thái bề mặt vật, nhiệt độ, vị trí tương đối giữa các vật và tính chất của môi trường giữa các vật. Phần này chỉ xét tới một số trường hợp đơn giản : trao đổi nhiệt giữa các vật đặt trong môi trường trong suốt $D = 1$ (môi trường không hấp thụ, không phản xạ hoặc tán xạ).

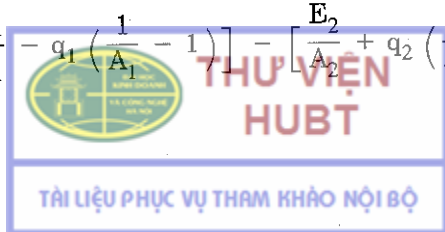
8.3.1. Trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai vách phẳng song song rộng vô hạn

8.3.1.1. Khi không có màn chắn giữa hai vật

Xét hai vách phẳng có các thông số T_1, A_1, ε_1 và $T_2, A_2, \varepsilon_2, T_1 > T_2$. Lượng nhiệt trao đổi giữa 2 vách bằng hiệu giữa bức xạ hiệu dụng của vật 1 và vật 2 và bằng lượng nhiệt do vật 1 mất đi và cũng bằng lượng nhiệt do vật 2 nhận được :

$$q_{1,2} = E_{hd_1} - E_{hd_2} = q_1 = q_2$$

$$q_{1,2} = \left[\frac{E_1}{A_1} - q_1 \left(\frac{1}{A_1} - 1 \right) \right] = \left[\frac{E_2}{A_2} + q_2 \left(\frac{1}{A_2} - 1 \right) \right]$$



$$q_{1,2} = \frac{A_2 E_1 - A_1 E_2}{A_1 + A_2 + A_1 A_2} = \frac{C_o}{\frac{1}{A_1} + \frac{1}{A_2} - 1} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad (8-10a)$$

Đặt $\frac{C_o}{1/A_1 + 1/A_2 - 1} = C_{1,2}$ và gọi là hệ số bức xạ của hệ thống, công thức (8-10a) trở thành :

$$q_{1,2} = C_{1,2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \text{ (W/m}^2\text{)} \quad (8-10b)$$

Như vậy nhiệt lượng trao đổi bằng bức xạ tỉ lệ với hiệu số nhiệt độ lũy thừa bậc 4 (khác với dẫn nhiệt và đối lưu - chỉ tỉ lệ với hiệu nhiệt độ).

Vì $\varepsilon = A$ nên (8-10a) cũng có thể viết :

$$q_{1,2} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad (8-10c)$$

Thừa số thứ nhất của (8-10c) được gọi là độ đen quy dẫn của hệ $\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1}$.

8.3.1.2. Trường hợp có màn chắn ở giữa.

Ta xét trường hợp giữa 2 vách có n màn chắn và các màn chắn này có hệ số hấp thụ được kí hiệu từ $A_{m1}, A_{m2}, A_{m3} \dots A_{mn}$. Do quá trình ổn định và một chiều nên :

$$q_{1,m1} = q_{m1,m2} = q_{m2,m3} = \dots = q_{mn,2} = q_{12}$$

Lượng nhiệt trao đổi giữa các cặp tấm được tính theo công thức (8-10b) :

$$q_{1,m1} = C_{1,m1} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{m1}}{100} \right)^4 \right] \rightarrow$$

$$\rightarrow \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{m1}}{100} \right)^4 = \frac{q_{1,m1}}{C_{1,m1}}$$

$$q_{m1,m2} = C_{m1,m2} \left[\left(\frac{T_{m1}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{m2}}{100} \right)^4 \right] \rightarrow$$

$$\rightarrow \left(\frac{T_{m1}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{m2}}{100} \right)^4 = \frac{q_{m1,m2}}{C_{m1,m2}}$$

$$q_{mn,2} = C_{mn,2} \left[\left(\frac{T_{mn}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \rightarrow$$

$$\rightarrow \left(\frac{T_{mn}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 = \frac{q_{mn,2}}{C_{mn,2}}$$

Cộng đại số các vế của các phương trình trên ta được :

$$q_{1;2} \left(\frac{1}{C_{1,m1}} + \frac{1}{C_{m1,m2}} + \frac{1}{C_{m2,m3}} + \dots + \frac{1}{C_{mn,2}} \right) =$$

$$= \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4$$

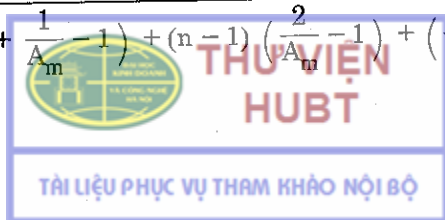
$$\text{hay } q_{1;2} = \frac{\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4}{\frac{1}{C_{1,m1}} + \frac{1}{C_{m1,m2}} + \frac{1}{C_{m2,m3}} + \dots + \frac{1}{C_{mn,2}}} \quad (8-11)$$

Khi $A_{m1}=A_{m2}=A_{m3}\dots = A_{mn}=A_m$ công thức (8-11) trở thành :

$$q_{1;2} = \frac{\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4}{\frac{1}{C_{1,m}} + \frac{n-1}{C_{m,m}} + \frac{1}{C_{m,2}}} \quad (8-12)$$

Thay hệ số bức xạ của từng hệ thống vào (8-12) ta được :

$$q_{1;2} = \frac{C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\left(\frac{1}{A_1} + \frac{1}{A_m} \right) + (n-1) \left(\frac{2}{A_m} - 1 \right) + \left(\frac{1}{A_m} + \frac{1}{A_2} - 1 \right)}$$



$$q_{1;2} = \frac{C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1}{A_1} + \frac{1}{A_2} - 1 + n \left(\frac{2}{A_m} - 1 \right)} \quad (8-13)$$

8.3.2. Trao đổi bức xạ giữa hai vật bọc nhau

Ta khảo sát 2 vật bọc nhau, trong đó có một vật lõi (vật 1) và một vật lốm (vật 2). Các đại lượng tương ứng của hai vật là : $F_1, \varepsilon_1, A_1, T_1$ và $F_2, \varepsilon_2, A_2, T_2$ với $T_1 > T_2$.

Năng lượng bức xạ hiệu dụng của vật 1 giáng hoàn toàn đến vật 2 :

$$Q_{1 \rightarrow 2} = Q_{hd1}$$

Nhưng chỉ một phần bức xạ hiệu dụng của vật 2 giáng đến vật 1, xác định thông qua hệ số góc bức xạ $\varphi_{2;1}$:

$$Q_{2 \rightarrow 1} = Q_{hd2} \cdot \varphi_{2;1}$$

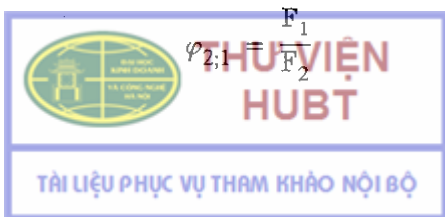
Phần còn lại $(1 - \varphi_{2;1})Q_{hd2}$ lại giáng ngay vào bản thân nó. Trong trường hợp ổn định, lượng nhiệt trao đổi bằng bức xạ giữa hai vật :

$$Q_{1;2} = Q_{1 \rightarrow 2} - Q_{2 \rightarrow 1} = Q_{hd1} - \varphi_{2;1} Q_{hd2} \quad (8-14)$$

Thay bức xạ hiệu dụng từ công thức (8-3) vào (8-14) ta có :

$$\begin{aligned} Q_{1;2} &= \frac{\frac{Q_1}{A_1} - \varphi_{2;1} \frac{Q_2}{A_2}}{\frac{1}{A_1} + \varphi_{2;1} \left(\frac{1}{A_2} - 1 \right)} = \\ &= \frac{C_o \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 \cdot F_1 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \cdot F_2 \cdot \varphi_{2;1} \right]}{\frac{1}{A_1} + \left(\frac{1}{A_2} - 1 \right) \varphi_{2;1}} \end{aligned} \quad (8-15)$$

Hệ số góc $\varphi_{2;1}$ (còn gọi là hệ số hình dạng) được xác định từ điều kiện cân bằng $T_1 = T_2$. Khi đó $Q_{1;2} = 0$, nên từ (8-15) rút ra



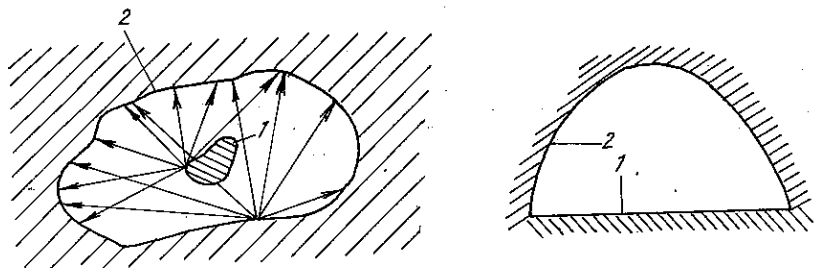
Thay hệ số góc $\varphi_{2,1}$ vào (8-15) ta nhận được dòng bức xạ trao đổi giữa hai vật :

$$Q_{1,2} = \frac{C_0 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1}{A_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{A_2} - 1 \right)} ; W(8-16a)$$

Khi $F_1 = F_2$ thì $\varphi_{2,1} = 1$ công thức (8-16a) trở thành (8-10), còn khi $F_1 \ll F_2$:

$$Q_{1,2} = C_0 A_1 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] ; W \quad (8-16b)$$

Công thức (8-16) dùng được cho 2 vật bọc nhau có hình dạng bất kì với điều kiện là vật nhỏ phải không lõm (H. 8-1)

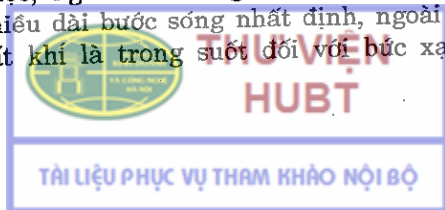


Hình 8-1

8.4. BỨC XẠ CỦA CHẤT KHÍ

Hầu hết các chất khí một hoặc hai nguyên tử có khả năng bức xạ rất bé, nên khi nói tới bức xạ của chất khí người ta chỉ đề cập tới khí ba hoặc nhiều nguyên tử. Bức xạ của chất khí có các đặc tính đặc thù sau :

- Tính chọn lọc, nghĩa là chúng chỉ bức xạ và hấp thụ trong những khoảng chiều dài bước sóng nhất định, ngoài những khoảng chiều dài đó chất khí là trong suốt đối với bức xạ nhiệt.



- Tính bức xạ thể tích, nghĩa là quá trình bức xạ và hấp thụ xảy ra trong toàn bộ thể tích khối khí chứ không chỉ xảy ra trên bề mặt như ở vật rắn. Nếu áp dụng định luật Kirchhoff cho chất khí có thể viết :

$$\varepsilon_{\lambda} = A_{\lambda} = 1 - e^{k_{\lambda}pl} \quad (8-17)$$

Trong đó hệ số k_{λ} là hệ số biểu thị đặc tính bức xạ đơn sắc phụ thuộc vào bản chất của từng chất khí, p là phân áp suất và l là chiều dài trung bình của tia bức xạ trong khối khí.

Bức xạ toàn phần của chất khí trên toàn bộ bề rộng quang phổ sẽ bằng :

$$E = \sum_{i=1}^n E_{\Delta\lambda,i} \quad (8-18)$$

Trong đó n là số dãy (khoảng) hấp thụ và bức xạ trong quang phổ của chất khí và $\Delta\lambda$ là chiều rộng của từng dãy đó.

Tính toán theo (8-18) rất phức tạp, do đó bằng thực nghiệm người ta đã thiết lập công thức tính bức xạ toàn phần của chất khí dưới dạng một hàm của các thông số p , l và T . Thí dụ đối với CO_2 và hơi nước (hai thành phần chủ yếu của sản phẩm cháy) các công thức đó là :


$$E_{\text{CO}_2} = 4,07 \cdot (p \cdot l)^{0,33} \left(\frac{T}{100} \right)^{3,5} \quad (8-19)$$

$$E_{\text{H}_2\text{O}} = 4,07 p^{0,8} \cdot l^{0,6} \left(\frac{T}{100} \right)^3 \quad (8-20)$$

Chiều dài trung bình tia bức xạ, một cách gần đúng được xác định theo công thức :

$$l = 0,9 \frac{4V}{F}$$

với V là thể tích khối khí và F là diện tích bao quanh của khối khí đó. Các công thức dạng (8-19), (8-20) không thuận tiện cho việc tính toán, do đó trong kĩ thuật người ta thường đưa chúng về dạng biểu thức của định luật Stefan - Boltzmann :



$$E_k = \varepsilon_k \cdot C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4$$

HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Độ đen (toàn phần) của khối khí ε_k , giống công thức 8-17, phụ thuộc vào p_i và T :

$$\varepsilon_k = 1 - \exp(-\sum k_i p_i l)$$

Đối với một hỗn hợp khí, thí dụ như sản phẩm cháy gồm hai chất khí bức xạ chủ yếu CO_2 và hơi nước, phải tính tới ảnh hưởng tương hỗ của chúng khi trong phổ bức xạ của chúng có những dãy chồng nhau. Trong sản phẩm cháy, năng lượng bức xạ của khí CO_2 một phần bị hơi nước hấp thụ và ngược lại, do vậy khả năng bức xạ (hoặc hấp thụ) của hỗn hợp bé hơn tổng khả năng bức xạ (hoặc hấp thụ) của các khí thành phần. Độ đen của khối vì vậy được tính theo công thức

$$\varepsilon_k = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta\varepsilon \quad (8-21)$$

$\varepsilon_{\text{CO}_2}$, $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$, $\Delta\varepsilon$ được xác định bằng đồ thị. Do đồ thị xác định $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$ được lập cho trường hợp phân áp suất của hơi nước rất bé $P_{\text{H}_2\text{O}} \approx 0$ hoặc $P_{\text{H}_2\text{O}} \approx 1$, do đó trong tính toán thực tế phải nhân thêm hệ số hiệu chỉnh β , hệ số này cũng được xác định bằng đồ thị.

Tính toán trao đổi nhiệt bức xạ giữa khối khí với bề mặt vách bao quanh nó là bài toán phức tạp, nhưng khi cần tính một cách gần đúng có thể áp dụng công thức sau :

$$q_{K-W} = \varepsilon_{w,hd} C_o \left[\varepsilon_k \left(\frac{T_k}{100} \right)^4 - A_{kw} \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right] ; W/m^2 \quad (8-22)$$

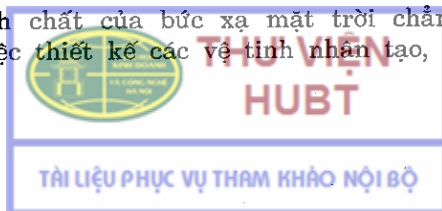
trong đó : $\varepsilon_{w,hd} = \frac{\varepsilon_w + 1}{2}$

$$A_{kw} \approx \varepsilon_{\text{CO}_2} \left(\frac{T_k}{T_w} \right)^{0,65} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta\varepsilon \quad (8-23)$$

Các đại lượng trong (8-23) đều xác định tại nhiệt độ T_w .

8.5. BỨC XẠ MẶT TRỜI

Khảo sát tính chất của bức xạ mặt trời chẳng những có ý nghĩa đối với việc thiết kế các vệ tinh nhân tạo, con tàu vũ trụ



mà còn có ý nghĩa rất quan trọng đối với việc sử dụng năng lượng này trên mặt đất, một xu hướng ngày càng được quan tâm rộng rãi và có rất nhiều triển vọng. Ngày nay năng lượng mặt trời không chỉ được sử dụng để sấy, sưởi mà còn được sử dụng trong nhiều lĩnh vực như : chưng cất nước, làm lạnh, điều tiết không khí, nấu chảy kim loại tinh khiết v.v... Các loại pin mặt trời và các nhà máy điện sử dụng năng lượng mặt trời đã trở thành khá quen thuộc trong kĩ thuật và đời sống.

Mặt trời là một khối khí hình cầu có đường kính $1,392.10^6$ km, cách xa quả đất $149,6.10^6$ km, có nhiệt độ bề mặt là 5777 K và nhiệt độ ở tâm thay đổi trong khoảng từ 8.10^6 đến 40.10^6 K. Có thể xem mặt trời là một lò phản ứng nhiệt hạch khổng lồ biến hydro thành heli có công suất nhiệt là 4.10^{23} kW. Năng lượng mặt trời phát ra trong 1 năm tương đương với 400.000 tỉ tấn nhiên liệu quy ước, nhưng quả đất chỉ nhận được một phần nhỏ trong số đó - tương đương với khoảng 200 tỉ tấn nhiên liệu.

Năng lượng mặt trời được phát ra dưới dạng sóng điện từ và do nhiệt độ mặt trời cao nên phần lớn năng lượng phát ra ở vùng bước sóng ngắn : 98% năng lượng tập trung ở vùng có bước sóng nhỏ hơn $3\mu\text{m}$ và khoảng 50% năng lượng bức xạ phát ra trong vùng ánh sáng trắng ($\lambda = 0,4 \div 0,76\mu$). Khi truyền qua lớp khí quyển bao bọc quanh trái đất, các chùm tia bức xạ bị hấp thụ và tán xạ bởi ôzôn, hơi nước và bụi trong khí quyển, chỉ một phần năng lượng được truyền trực tiếp tới trái đất. Chùm tia truyền thẳng từ mặt trời được gọi là bức xạ trực xạ. Tổng hợp các tia bức xạ trực xạ và bức xạ tán xạ gọi là bức xạ tổng xạ.

Mật độ dòng bức xạ trực xạ ở ngoài lớp khí quyển, tính đối với 1m^2 bề mặt đặt vuông góc với tia bức xạ, được tính theo công thức :

$$q = \varphi_{D-T} \cdot C_o \cdot (T/100)^4 \quad (8-14)$$

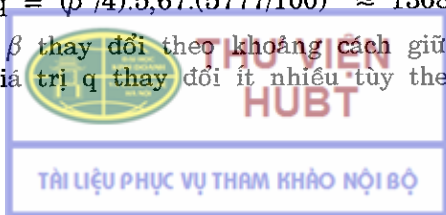
Ở đây φ_{D-T} là hệ số góc bức xạ giữa trái đất và mặt trời

$$\varphi_{D-T} = \beta^2/4$$

β là góc nhìn mặt trời (xem là một đĩa tròn) từ trái đất
 $\beta \approx 32$ phút

$$q = (\beta^2/4) \cdot 5,67 \cdot (5777/100)^4 \approx 1368 \text{ W/m}^2 \quad (8-25)$$

Góc nhìn β thay đổi theo khoảng cách giữa mặt trời và trái đất, do đó giá trị q thay đổi ít nhiều tùy theo mùa trong năm.



Nhưng sự thay đổi này không lớn lắm nên có thể xem là không đổi và $q = 1368\text{W/m}^2$ được gọi là hằng số mặt trời.

Mật độ dòng bức xạ tán xạ trên mặt đất vào những ngày trời trong vào khoảng 40 đến 90W/m^2 .

Do bức xạ mặt trời tập trung ở vùng sóng ngắn $\lambda < 3\mu$ nên khi chọn vật liệu để ngăn bức xạ mặt trời (như mái nhà) cần chọn loại vật liệu phi kim loại có màu sáng vì những loại vật liệu này có hệ số hấp thụ nhỏ đối với các tia bức xạ bước sóng ngắn. Ngược lại, khi cần tập trung năng lượng mặt trời phải chọn các vật liệu có hệ số hấp thụ lớn các tia bức xạ sóng ngắn và có hệ số bức xạ (độ đen) bé ở nhiệt độ thấp để vừa tăng cường được khả năng hấp thụ năng lượng mặt trời vừa giảm được tổn thất năng lượng do "bề mặt hấp thụ" bức xạ ra môi trường xung quanh. Thông thường người ta phải dùng các phương pháp đặc biệt để chế tạo các bề mặt có đặc tính hấp thụ và bức xạ chọn lọc theo ý muốn.

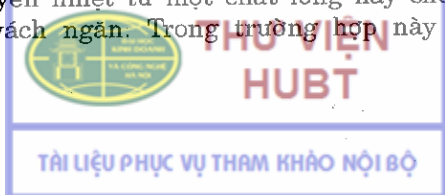
Các bộ thu năng lượng mặt trời dạng hộp phẳng thường được phủ bằng một hoặc nhiều (2 đến 3) lớp kính. Lớp kính cho các tia bức xạ mặt trời có bước sóng ngắn xuyên qua để đập tới bề mặt hấp thụ đặt ở đáy và các thành bên nhưng lại chặn không cho các tia do bề mặt hấp thụ phát ra có bước sóng dài đi qua, nên hiệu quả thu năng lượng được nâng lên so với trường hợp không dùng kính. Ngoài ra lớp kính còn có tác dụng hạn chế quá trình tỏa nhiệt đối lưu của bề mặt hấp thụ ra môi trường xung quanh.

CHƯƠNG 9

TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

9.1. TRUYỀN NHIỆT (chuyển nhiệt)

Quá trình trao đổi nhiệt thường gặp nhất trong thực tế là quá trình truyền nhiệt từ một chất lỏng này cho một chất lỏng khác qua một vách ngăn. Trong trường hợp này quá trình trao



đổi nhiệt xảy ra do tác dụng đồng thời của nhiều dạng trao đổi nhiệt cơ bản. Chất lỏng nóng truyền nhiệt cho vách có thể vừa bằng đối lưu và bức xạ, sau đó nhiệt sẽ được truyền bằng dẫn nhiệt trong vách sang bề mặt tiếp xúc với chất lỏng lạnh và từ đó truyền cho chất lỏng lạnh bằng đối lưu hoặc bằng cả đối lưu lẫn bức xạ. Hệ số tỏa nhiệt từ chất lỏng đến bề mặt vách $\alpha = \alpha_{dl} + \alpha_{bx}$ và lượng nhiệt truyền trong trường hợp này được tính theo công thức dưới dạng phương trình của định luật Newton.

$$q = (\alpha_{bx} + \alpha_{dl}) |t_w - t_f| = \alpha |t_w - t_f|, \quad W/m^2 \quad (9-1)$$

Sử dụng phương trình (8-10a) để tính α_{bx} , phương trình (9-1) trở thành :

$$q = \left\{ \alpha_{dl} + C_{1,2} \left[\frac{(T_w/100)^4 - (T_f/100)^4}{T_w - T_f} \right] \right\} (t_w - t_f) \quad (9-2)$$

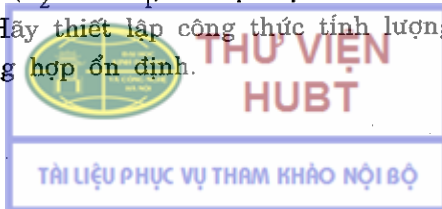
Lượng nhiệt truyền từ chất lỏng nóng sang chất lỏng lạnh bằng tỉ số giữa độ chênh lệch nhiệt độ của hai chất lỏng và tổng nhiệt trở của các quá trình trao đổi "nối tiếp" từ chất lỏng này sang chất lỏng kia R_i :

$$Q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\sum_1^n R_i} = k \cdot (t_{f1} - t_{f2}) \quad (9-3)$$

Giá trị nghịch đảo của tổng nhiệt trở là hệ số truyền nhiệt k . Q trong công thức (9-3) có thể là lượng nhiệt truyền qua trong một đơn vị thời gian đối với một đơn vị độ dài, một đơn vị diện tích, hoặc một đơn vị thể tích, do vậy thứ nguyên của k sẽ thay đổi theo thứ nguyên của Q .

Ta hãy xét bài toán truyền nhiệt qua vách phẳng có cánh :

Vách phẳng có chiều dày δ , hệ số dẫn nhiệt λ . Giả sử một bên vách được làm cánh với hệ số dẫn nhiệt rất lớn. Diện tích bề mặt không làm cánh bằng F_1 và diện tích bề mặt làm cánh bằng F_2 (bao gồm cả phần cánh lẫn phần không cánh). Nhiệt độ và hệ số tỏa nhiệt từ chất lỏng đến vách ở hai phía lần lượt là t_{f1} , α_1 và t_{f2} , α_2 ($\alpha_2 \ll \alpha_1$). Nhiệt độ các bề mặt vách tương ứng là t_{w1} , t_{w2} . Hãy thiết lập công thức tính lượng nhiệt truyền qua vách ở trường hợp ổn định.



Theo các công thức tính từng dạng trao đổi nhiệt riêng rẽ ta có :

$$\left. \begin{aligned} Q &= \alpha_1 F_1 (t_{f1} - t_{w1}) \rightarrow t_{f1} - t_{w1} = \frac{Q}{\alpha_1 \cdot F_1} \\ Q &= \frac{\lambda}{\delta} F_1 (t_{w1} - t_{w2}) \rightarrow t_{w1} - t_{w2} = \frac{Q \cdot \delta}{\lambda F_1} \\ Q &= \alpha_2 \cdot F_2 (t_{w2} - t_{f2}) \rightarrow t_{w2} - t_{f2} = \frac{Q}{\alpha_2 F_2} \end{aligned} \right\} \quad (9-4)$$

Cộng các vế của phương trình (9-4) ta được :

$$Q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda} \frac{1}{F_1} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} \quad (W) \quad (9-5)$$

Giá trị nghịch đảo của mẫu số trong phương trình (9-5) là hệ số truyền nhiệt k ($W/^\circ k$). Khi tính theo 1 đơn vị diện tích bề mặt không cánh thì :

$$q_1 = \frac{Q}{F} = k_1 (t_{f1} - t_{f2}) = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_1}{F_2}} (t_{f1} - t_{f2}) \quad (9-6)$$

Còn khi tính theo 1 đơn vị diện tích bề mặt có cánh :

$$q_2 = \frac{Q}{F_2} = k_2 (t_{f1} - t_{f2}) = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} \frac{F_2}{F_1} + \frac{\delta}{\lambda} \frac{F_2}{F_1} + \frac{1}{\alpha_2}} (t_{f1} - t_{f2}) \quad (9-7)$$

Tỉ số $F_2/F_1 = \varepsilon_c$ được gọi là hệ số làm cánh.

Từ công thức (9-5) ta dễ dàng xác định được biểu thức tính lượng nhiệt truyền qua vách không có cánh, bằng cách cho $F_2 = F_1$ tức là

$$Q = \frac{F (t_{f1} - t_{f2})}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = k F (t_{f1} - t_{f2}) \quad (9-8)$$



Nếu vách do nhiều lớp tổ hợp thành có chiều dày và hệ số dẫn nhiệt là : $\delta_1, \lambda_1 ; \delta_2, \lambda_2 ; \delta_3, \lambda_3 ; \dots \delta_n, \lambda_n$ thì hệ số truyền nhiệt k sẽ được tính theo :

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_1^n \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (\text{W/m}^2 \text{K}) \quad (9-9)$$

Bằng cách tương tự dễ dàng tìm được công thức tính lượng nhiệt truyền qua vách trụ một và nhiều lớp : $q_1 (\text{W/m})$

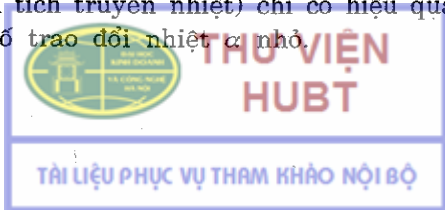
$$\begin{aligned} q_1 &= \frac{Q}{l} = \pi \cdot k (t_{r_1} - t_{r_2}) = \\ &= \frac{\pi (t_{r_1} - t_{r_2})}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum_1^n \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_2}} \end{aligned} \quad (9-10)$$

Từ các công thức (9-5), (9-8) và (9-10) có thể dự tính được ảnh hưởng của các nhân tố tới quá trình truyền nhiệt và từ đó bước đầu xác định được các biện pháp cần thực hiện để tăng cường hoặc kìm hãm quá trình đó. Từ (9-8) dễ thấy rằng, muốn tăng cường truyền nhiệt qua vách thẳng khi bỏ qua nhiệt trở dẫn nhiệt của vách (giả thiết này dễ dàng được chấp nhận vì trong các thiết bị thực tế thường δ/λ rất bé) thì phải

tăng hệ số $k_o = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{\alpha_1 \cdot \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2}$ và muốn tăng k_o có hiệu

quả thì phải tìm cách tăng hệ số α có giá trị bé hơn vì hệ số truyền nhiệt k_o luôn luôn nhỏ hơn hệ số tỏa nhiệt nhỏ nhất v.v... Còn bằng cách nào có thể tăng hệ số tỏa nhiệt α một cách có hiệu quả nhất thì phải phân tích kĩ lưỡng quá trình tỏa nhiệt đối lưu hoặc bức xạ (vì một cách tổng quát, hệ số tỏa nhiệt trong các công thức trên đều xuất phát từ công thức (9-1)).

Từ các công thức trên cũng dễ dàng thấy rằng việc làm cánh (để tăng diện tích truyền nhiệt) chỉ có hiệu quả ở phía chất lỏng (khí) có hệ số trao đổi nhiệt α nhỏ.



9.2. THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

9.2.1. Định nghĩa và phân loại thiết bị trao đổi nhiệt

Thiết bị trao đổi nhiệt là thiết bị trong đó thực hiện quá trình trao đổi nhiệt giữa các chất tải nhiệt có nhiệt độ khác nhau, thí dụ thiết bị sấy, bình ngưng, bình bay hơi v.v...

Tùy theo mục đích sử dụng mà các thiết bị trao đổi nhiệt có cấu tạo và tên gọi khác nhau, nhưng về nguyên lý làm việc chúng được chia thành ba loại : thiết bị trao đổi nhiệt loại ngăn cách, loại hồi nhiệt và loại hỗn hợp.

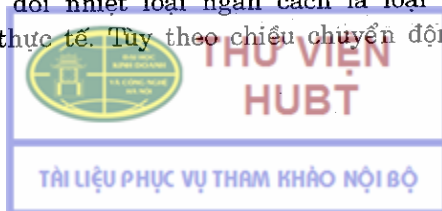
Trong thiết bị trao đổi nhiệt loại ngăn cách, các chất mang nhiệt chuyển động trong những không gian cách biệt nhau bởi vách ngăn (bề mặt của ống, rãnh v.v...) và sự trao đổi nhiệt giữa chúng được thực hiện qua vách ngăn cách đó, thí dụ các bình ngưng, các bình gia nhiệt nước nóng v.v...

Đặc tính làm việc của các bề mặt truyền nhiệt trong các thiết bị hồi nhiệt mang tính chất chu kì, nghĩa là trong những khoảng thời gian nhất định các bề mặt đó được tiếp xúc với chất lỏng nóng và được chất lỏng nóng truyền nhiệt cho. Nhưng ở nửa chu kì sau, các bề mặt đã được đốt nóng đó lại nhả nhiệt cho chất lỏng lạnh đi qua chúng. Các quá trình trao đổi nhiệt trong các thiết bị hồi nhiệt là những quá trình không ổn định (thí dụ thiết bị sấy gió nóng của lò cao, lò thủy tinh v.v...)

Hai loại thiết bị trên có tên gọi chung là thiết bị trao đổi nhiệt bề mặt vì các quá trình trao đổi nhiệt trong các loại thiết bị này luôn luôn gắn liền với các bề mặt vật rắn.

Trong các thiết bị trao đổi nhiệt loại hỗn hợp, các chất lỏng nóng và lạnh trao đổi nhiệt cho nhau khi chúng hỗn hợp với nhau. Đặc điểm của loại thiết bị này là các quá trình trao đổi nhiệt được tiến hành đồng thời với quá trình trao đổi chất (thí dụ : các tháp làm mát nước tuần hoàn).

Thiết bị trao đổi nhiệt loại ngăn cách là loại thiết bị thường gặp nhất trong thực tế. Tùy theo chiều chuyển động của các chất



lồng trong thiết bị, chúng còn được phân ra thành các nhóm như : thiết bị trao đổi nhiệt loại ngăn cách cùng chiều, ngược chiều, cắt nhau và hỗn hợp (dòng nóng và dòng lạnh chuyển động song song vừa cùng chiều và ngược chiều).

9.2.2. Các phương trình cơ bản tính toán thiết bị trao đổi nhiệt

Mọi tính toán nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt : tính thiết kế và tính kiểm tra đều dựa vào 2 phương trình cơ bản sau đây :

9.2.2.1. Phương trình cân bằng nhiệt

$$Q = G_1 (i''_1 - i'_1) = F_2 (i''_2 - i'_2) + Q_{tt} \quad (9-11)$$

Khi không kể tới tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh $Q_{tt} = 0$ và khi không có sự biến đổi pha của các chất lỏng trong quá trình trao đổi nhiệt trong thiết bị, phương trình (9-11) trở thành :

$$Q = G_1 c_{p1} (t'_1 - t''_1) = G_2 c_{p2} (t''_2 - t'_2) \quad (9-12)$$

Các chỉ số "1" và "2" ứng với chất lỏng nóng và chất lỏng lạnh. Các kí hiệu dấu "'" và "" ứng với trạng thái lúc vào hoặc lúc ra thiết bị của các chất lỏng. Nếu gọi $C = G.c_p$ (W/K) là nhiệt dung toàn phần thì từ (9-12) có thể viết :

$$\frac{C_1}{C_2} = \frac{t''_2 - t'_2}{t'_1 - t''_1} = \frac{\delta t_2}{\delta t_1} \quad (9-13)$$

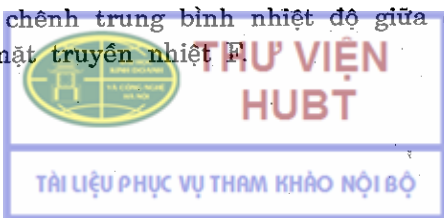
9.2.2.2. Phương trình truyền nhiệt

$$dQ = k(t_1 - t_2)dF \quad (9-14)$$

$t_1 - t_2 = \Delta t$ là độ chênh nhiệt độ giữa chất lỏng nóng và chất lỏng lạnh trên phân tố bề mặt dF

$$Q = \int_F k \Delta T dF \approx k \bar{\Delta t} \cdot F, (W) \quad (9-15)$$

$\bar{\Delta t}$ là độ chênh trung bình nhiệt độ giữa các chất lỏng trên toàn bộ bề mặt truyền nhiệt F .



9.2.3. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình

Khảo sát một thiết bị làm việc theo sơ đồ song song cùng chiều (H.9-1).

Phương trình truyền nhiệt cho một bề mặt phân tử dF :

$$dQ = k(t_1 - t_2) dF \quad (a)$$

Từ phương trình cân bằng trên phân tử bề mặt :

$$dQ = -G_1 c_{p1} dt_1 = G_2 c_{p2} dt_2 \quad (b)$$

suy ra :

$$dt_1 - dt_2 = d(t_1 - t_2) = -(1/C_1 + 1/C_2)dQ = -mdQ \quad (c)$$

Thay dQ từ (a) vào (c) sẽ được :

$$d(t_1 - t_2) = -mk(t_1 - t_2) dF \quad (d)$$

$$d(\Delta t)/\Delta t_x = -mkdF \quad (e)$$

Nếu m và k là hằng số thì :

$$\int_{\Delta t'}^{\Delta t_x} \frac{d(\Delta t)}{\Delta t_x} = -mk \int_0^F dF = \ln \frac{\Delta t_x}{\Delta t'} = -mkF \quad (f)$$

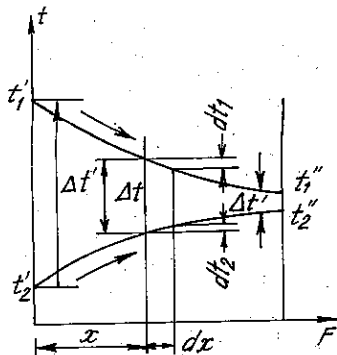
Hay $\Delta t_x = \Delta t' \cdot e^{-mkF} \quad (g)$

Độ chênh trung bình nhiệt độ trên bề mặt F chính là giá trị trung bình tích phân của hàm (g)

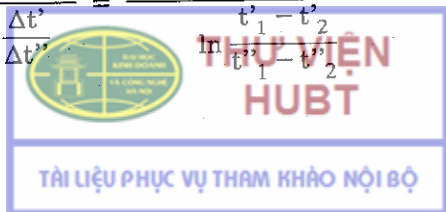
$$\overline{\Delta t} = \frac{1}{F} \int_0^F \Delta t_x dF = \frac{\Delta t'}{F} \int_0^F e^{-mkF} dF = \frac{\Delta t'}{-mkF} (e^{-mkF} - 1) \quad (h)$$

Thay các giá trị mkF và e^{-mkF} từ (f) và (g) vào (h) và do ở cuối bề mặt truyền nhiệt $\Delta t_x = \Delta t''$ nên :

$$\overline{\Delta t} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} = \frac{(t_1' - t_2') - (t_1'' - t_2'')}{\ln \frac{t_1' - t_2'}{t_1'' - t_2''}} \quad (9-16)$$



Hình 9-1



Đối với sơ đồ ngược chiều, bằng cách chứng minh tương tự, nhưng với $m = (1/C_1 - 1/C_2)$ ta cũng nhận được công thức về hình thức giống (9-16), do đó có thể viết công thức tính độ chênh trung bình nhiệt độ cho cả hai loại thiết bị này dưới dạng :

$$\bar{\Delta t} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} \quad (9-17)$$

Trong đó Δt_{\max} là độ chênh lớn nhất nhiệt độ các chất lỏng ở một điểm cuối của bề mặt trao đổi nhiệt và Δt_{\min} là độ chênh bé nhất nhiệt độ ở điểm cuối khác của bề mặt trao đổi nhiệt. Đối với các thiết bị làm việc theo sơ đồ chuyển động phức tạp thì $\bar{\Delta t}$ được tính gần đúng bằng tích của độ chênh trung bình của thiết bị ngược chiều $\bar{\Delta t}_{nc}$ và hệ số hiệu chỉnh $\epsilon_{\Delta t}$. Hệ số hiệu chỉnh $\epsilon_{\Delta t}$ được xác định bằng cách tra đồ thị đối với các thiết bị tương ứng.

9.2.4. Tính nhiệt độ cuối của các chất lỏng

Trong các tính toán kiểm tra thiết bị trao đổi nhiệt (thiết bị đã có sẵn) thì các thông số đã biết trước là t'_1, t'_2, F và k, C_1, C_2 do đó phải xác định nhiệt độ cuối (hay nhiệt độ đi ra) của các chất lỏng t''_1 và t''_2 . Ta hãy xét một số trường hợp đơn giản :

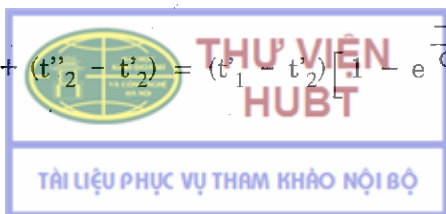
9.2.4.1. Sơ đồ cùng chiều.

Khi đặt $\Delta t_x = \Delta t''$ vào phương trình (g) ta có

$$\frac{\Delta t''}{\Delta t'} = e^{-mkF} = \frac{t''_1 - t''_2}{t'_1 - t'_2} = e^{-\frac{kF}{C_1} \left(1 + \frac{C_1}{C_2}\right)}$$

Lấy một trừ hai vế của phương trình này và qua phép biến đổi đơn giản ta được :

$$(t'_1 - t''_1) + (t''_2 - t'_2) = (t'_1 - t'_2) \left[1 - e^{-\frac{kF}{C_1} \left(1 + \frac{C_1}{C_2}\right)} \right]$$



Giải kết hợp phương trình này với phương trình (9-13) ta thu được biểu thức xác định độ thay đổi nhiệt độ của các chất lỏng khi đi qua thiết bị :

$$\delta t_1 = \Delta t' \frac{1 - e^{-\frac{kF}{C_1} \left(1 + \frac{C_1}{C_2}\right)}}{1 + \frac{C_1}{C_2}} \quad (9-18)$$

$$\delta t_2 = \Delta t' \frac{C_1}{C_2} \frac{1 - e^{-\frac{kF}{C_1} \left(1 + \frac{C_1}{C_2}\right)}}{1 + \frac{C_1}{C_2}} \quad (9-19)$$

9.2.4.2. Sơ đồ ngược chiều

Bằng cách chứng minh tương tự, dễ dàng nhận được công thức xác định δt_1 và δt_2 cho sơ đồ ngược chiều :

$$\delta t_1 = (t'_1 - t'_2) \frac{1 - e^{-\frac{kF}{C_1} \left(1 - \frac{C_1}{C_2}\right)}}{1 - \frac{C_1}{C_2} e^{-\frac{kF}{C_1} \left(1 - \frac{C_1}{C_2}\right)}} \quad (9-20)$$

$$\delta t_2 = (t'_1 - t'_2) \frac{C_1}{C_2} \frac{1 - e^{-\frac{kF}{C_1} \left(1 - \frac{C_1}{C_2}\right)}}{1 - \frac{C_1}{C_2} e^{-\frac{kF}{C_1} \left(1 - \frac{C_1}{C_2}\right)}} \quad (9-21)$$

Ở một số trường hợp đơn giản hơn, thí dụ như : Khi nhiệt độ chất lỏng thay đổi theo quy luật tuyến tính, khi $C_1 = C_2$ hoặc khi nhiệt dung toàn phần của một chất lỏng vô cùng lớn, các công thức tính toán δt_1 , δt_2 sẽ đơn giản hơn rất nhiều so với các công thức đã trình bày ở trên.



**THƯ VIỆN
HUBT**

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

BÀI TẬP

1. Một bình oxy có thể tích 6 lít, áp suất tuyệt đối 120 bar, nhiệt độ 27°C. Sau khi lấy ra sử dụng, nhiệt độ không thay đổi, áp suất dư (thừa) trong bình là 21 bar. Biết áp suất khí quyển là 750mmHg ở 0°C, $\mu_{O_2} = 32$, hãy tính lượng oxi đã lấy ra sử dụng ?

Đáp số : $\Delta G = 0,76 \text{ kg}$.

2. Một bình kín có thể tích 500 lít chứa không khí, áp suất tuyệt đối 2 bar, nhiệt độ 20°C. Sau khi lấy ra sử dụng một phần, nhiệt độ không thay đổi, độ chân không trong bình bằng 420mmHg, áp suất khí quyển bằng 768mmHg. Biết μ của không khí bằng 29, hãy tính lượng không khí đã lấy ra sử dụng ?

Đáp số : $\Delta G = 0,91\text{kg}$.

3. Xác định các thông số v , i , s , u , t của hơi nước trong 2 trường hợp :

a) $p = 12 \text{ bar}$; $t = 200^\circ\text{C}$

b) $p = 10\text{bar}$; $v = 0,17\text{m}^3/\text{kg}$.

Đáp số : a) $v = 0,1693\text{m}^3/\text{kg}$; $i = 2816 \text{ kJ/kg}$;
 $s = 6,588 \text{ kJ/kg.K}$; $u = 829,4\text{kJ/kg}$
b) $t = 179,88^\circ\text{C}$; $i = 2525,825 \text{ kJ/kg}$;
 $s = 6,031 \text{ kJ/kg.K}$.

4. Xác định thông số trạng thái p , v , s , u của Amôniac ở $t = 0^\circ\text{C}$ và $i = 1050,2\text{kJ/kg}$.

Đáp số : $p = 4,294 \text{ bar}$; $x = 0,5$; $v = 0,145783 \text{ m}^3/\text{kg}$
 $s = 6,4981 \text{ kJ/kg.K}$; $u = 987, 601\text{kJ/kg}$.

5. Đưa $0,473\text{m}^3$ không khí ở áp suất tuyệt đối 8,314 bar và nhiệt độ 200°C đến nhiệt độ 800°C trong điều kiện đẳng áp.

a) Xác định nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp trung bình trong phạm vi nhiệt độ từ 200°C đến 800°C theo các dạng có trong phụ lục.

b) Tính nhiệt lượng cần cung cấp theo các dạng nhiệt dung riêng.

Đáp số : a) $= 1,010345 \text{ kJ/kg.K}$ (bảng 6); b) $Q = 17580 \text{ kJ}$
 $= 1,0886 \text{ kJ/kg.K}$ (bảng 7) ; $Q = 18942 \text{ kJ}$.
 $= 1,09 \text{ kJ/kg.K}$. (bảng 14) ; $Q = 18966\text{kJ}$.

6. Một kilôgam không khí từ $t_1 = 20^\circ\text{C}$, $p_1 = 2\text{bar}$, tiến hành một quá trình đẳng áp đến $t_2 = 110^\circ\text{C}$.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị p-v và T-s ;
- Tính thể tích của không khí ở trạng thái cuối của quá trình ;
- Tính các đại lượng Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt} .

Đáp số : b) $v_2 = 0,549\text{m}^3/\text{kg}$; c) $\Delta u = 64,8 \text{ kJ/kg}$;
 $\Delta i = 90,9 \text{ kJ/kg}$; $\Delta s = 0,271 \text{ kJ/kg.K}$;
 $q = 90,9 \text{ kJ/kg}$; $l = 26,1\text{kJ/kg}$; $l_{kt} = 0$.

7. Một bình kín có thể tích $0,12\text{m}^3$ chứa oxy ở áp suất $p_1 = 10\text{bar}$, nhiệt độ $t_1 = 50^\circ\text{C}$; sau khi tiến hành một quá trình đẳng tích, nhiệt độ tăng đến $t_2 = 150^\circ\text{C}$.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị p-v và T-s ;
- Xác định khối lượng oxy và áp suất cuối cùng ;
- Xác định Δu , Δi , Δs , Q , L , L_{kt} .

Đáp số : b) $G = 1,3 \text{ kg}$, $p = 13 \text{ bar}$.
c) $\Delta u = 85 \text{ kJ}$; $\Delta i = 119 \text{ kJ}$, $\Delta s = 0,252 \text{ kJ/K}$.
 $l = 0$; $l_{kt} = -36\text{kJ}$.

8. Cho 12kg không khí ở $t_1 = 27^\circ\text{C}$; $p_1 = 6 \text{ bar}$ tiến hành một quá trình đẳng nhiệt đến $v_2 = 4v_1$.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị p-v và T-s ;
- Xác định p, v, T ở trạng thái cuối của quá trình ;
- Xác định ΔU , ΔI , ΔS , Q , L , L_{kt}

Đáp số : b) $p_2 = 1,5\text{bar}$; $v_2 = 5,6\text{m}^3/\text{kg}$; $T_2 = 27^\circ\text{C} = 300\text{K}$.
c) $\Delta U = \Delta I = 0$; $\Delta S = 4,833 \text{ kJ/K}$;
 $Q = l = l_{kt} = 1450 \text{ kJ}$

9. Cho 2 kg không khí giãn nở đoạn nhiệt từ nhiệt độ $t_1 = 327^\circ\text{C}$, áp suất tuyệt đối $p_1 = 10\text{bar}$ đến trạng thái 2 có áp suất tuyệt đối 1 bar.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị p-v ; T-s ;
- Xác định các thông số cơ bản ở trạng thái cuối p_2 , v_2 , T_2 .
- Xác định ΔU , ΔI , ΔS , Q , L , L_{kt}

Đáp số : b) $v_2 = 0,90\text{m}^3/\text{kg}$; $T_2 = 39^\circ\text{C} = 312\text{K}$.

c) $\Delta U = -415\text{kJ}$; $\Delta I = -580\text{kJ}$; $\Delta S = 0$;
 $L = 415 \text{ kJ}$, $L_{kt} = 580 \text{ kJ}$.



**TRƯỜNG
HUBT**

10. Một kilôgam hơi nước từ áp suất $p_1 = 20\text{bar}$; $x_1 = 0,85$ tiến hành một quá trình đẳng áp đến $t_2 = 300^\circ\text{C}$.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$; $T-s$ và $i-s$.
- Xác định các thông số v , i , s , u ở trạng thái đầu và cuối ;
- Xác định Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt} của quá trình.

Đáp số : b) $v_1 = 0,085 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_1 = 2515 \text{ kJ/kg}$;
 $s_1 = 5,576 \text{ kJ/kg.K}$; $u_1 = 2345 \text{ kJ/kg}$;
 $v_2 = 0,1255 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_2 = 3019 \text{ kJ/kg}$;
 $s_2 = 6,757 \text{ kJ/kg.K}$; $u_2 = 2768 \text{ kJ/kg}$.
 c) $\Delta u = 423 \text{ kJ/kg}$; $\Delta i = 504 \text{ kJ/kg}$;
 $\Delta s = 1,001 \text{ kJ/kg.K}$; $q = 504 \text{ kJ/kg}$
 $l = 81 \text{ kJ/kg}$; $l_{kt} = 0$.

11. Một kilôgam hơi nước bão hòa khô có áp suất tuyệt đối $0,15 \text{ bar}$, tiến hành quá trình đẳng tích đến nhiệt độ bằng 160°C .

- Biểu diễn quá trình trên các đồ thị $p-v$; $T-s$ và $i-s$.
- Xác định các thông số ở trạng thái đầu và cuối quá trình.
- Tính Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt}

Đáp số : b) $t_1 = 54^\circ\text{C}$; $v_1 = 10,02 \text{ m}^3/\text{kg}$, $i_1 = 2599 \text{ kJ/kg}$;
 $s_1 = 8,007 \text{ kJ/kg.K}$; $p_2 = 0,2 \text{ bar}$;
 $v_2 = 10,02 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_2 = 2801 \text{ kJ/kg}$;
 $s_2 = 8,406 \text{ kJ/kg.K}$
 c) $\Delta u = 152 \text{ kJ/kg}$; $\Delta i = 202 \text{ kJ/kg}$;
 $\Delta s = 0,4 \text{ kJ/kg.K}$; $l = 0$;
 $q = 152 \text{ kJ/kg}$; $l_{kt} = -50 \text{ KJ/kg}$

12. Hơi nước từ $p_1 = 10\text{bar}$; $t_1 = 300^\circ\text{C}$, tiến hành quá trình đẳng nhiệt đến $p_2 = 1\text{bar}$.

- Biểu diễn quá trình trên đồ thị $p-v$, $T-s$ và $i-s$.
- Xác định các thông số ở trạng thái đầu và cuối quá trình.
- Xác định Δu , Δi , Δs , q , l , l_{kt}

Đáp số : b) $v_1 = 0,2578 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_1 = 3048 \text{ kJ/kg}$;
 $s_1 = 7,116 \text{ kJ/kg.K}$; $u_1 = 2790 \text{ kJ/kg}$;
 $v_2 = 2,638 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_2 = 3074 \text{ kJ/kg}$
 $s_2 = 8,211 \text{ kJ/kg.K}$; $u_2 = 2810 \text{ kJ/kg}$.
 c) $\Delta u = 20 \text{ kJ/kg}$; $\Delta i = 26 \text{ kJ/kg}$;
 $\Delta s = 1,095 \text{ kJ/kg.K}$; $q = 627,4 \text{ kJ/kg}$;
 $l = 607,4 \text{ kJ/kg}$; $l_{kt} = 601,4 \text{ kJ/kg}$.



THƯ VIỆN
HUBT

13. Hơi Amôniac bão hòa ẩm có nhiệt độ -10°C được nén đoạn nhiệt thành hơi bão hòa khô có nhiệt độ $t_2 = +20^{\circ}\text{C}$, sau đó thải nhiệt đẳng áp thành nước bão hòa.

- a) Biểu diễn các quá trình trên đồ thị p-v, và T-s ;
 b) Xác định thông số ở trạng thái đầu, giữa và cuối quá trình.
 c) Xác định Δu , Δi , Δs , q, l, l_{kt} của từng quá trình.

Đáp số : b) $p_1 = 2,909 \text{ bar}$; $x_1 = 0,92$;
 $v_1 = 0,385603 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_1 = 1565,564 \text{ kJ/kg}$.
 $s_1 = 8,5658 \text{ kJ/kg.K}$; $u_1 = 1453,393 \text{ kJ/kg}$;
 $p_2 = 8,572 \text{ bar}$; $v_2 = 0,149 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_2 = 1699,4 \text{ kJ/kg}$; $s_2 = 8,5658 \text{ kJ/kg.K}$;
 $u_2 = 1571,677 \text{ kJ/kg}$; $v_3 = 0,001639 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_3 = 512,5 \text{ kJ/kg}$; $s_3 = 4,5155 \text{ kJ/kg.K}$;
 $u_3 = 511,095 \text{ kJ/kg}$.
 c) $\Delta u_{12} = 118,284 \text{ kJ/kg}$; $\Delta u_{23} = -1060,582 \text{ kJ/kg}$;
 $\Delta i_{12} = 133,836 \text{ kJ/kg}$; $\Delta i_{23} = -1186,5 \text{ kJ/kg}$.
 $\Delta s_{12} = 0$; $\Delta s_{23} = -4,050$; $q_{12} = 0$;
 $q_{23} = -1186 \text{ kJ/kg}$; $l_{12} = -118,284 \text{ kJ/kg}$;
 $l_{23} = -1263,178 \text{ kJ/kg}$; $l_{kt\ 12} = -133,836 \text{ kJ/kg}$;
 $l_{kt\ 23} = 0$.

14. Khí oxy có áp suất 60 bar, nhiệt độ 100°C lưu động qua ống tăng tốc nhỏ dẫn vào môi trường có áp suất 36 bar. Cho biết diện tích tiết diện cửa ra của ống là 20mm^2 , hãy xác định tốc độ ra và lưu lượng của dòng oxy.

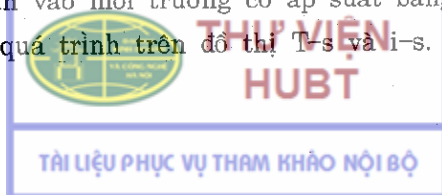
Đáp số : $\omega_2 = 304\text{m/s}$; $G = 0,25\text{kg/s}$.

15. Không khí có áp suất $p_1 = 10\text{bar}$, $t_1 = 300^{\circ}\text{C}$, lưu động qua ống tăng tốc hỗn hợp vào môi trường có áp suất 1 bar. Cho biết lưu lượng của dòng là 4kg/s , xác định tốc độ của dòng không khí ra khỏi ống tăng tốc và các kích thước cơ bản của ống nếu chọn góc loe phần lớn dẫn bằng 10° .

Đáp số : $\omega_2 = 746\text{m/s}$; $f_{\min} = 0,00241\text{m}^2$; $d_{\min} = 5,5\text{cm}$;
 $f_2 = 0,0046\text{m}^2$; $d_2 = 7,7\text{cm}$; $l = 12,6\text{cm}$.

16. Hơi nước có áp suất 30 bar, nhiệt độ 400°C , qua ống tăng tốc nhỏ dẫn phun vào môi trường có áp suất bằng 1 bar.

- a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị T-s và i-s.



b) Xác định trạng thái và tốc độ của hơi ra khỏi ống tăng tốc.

Đáp số : b) $i_1 = 3229 \text{ kJ/kg}$; $v_1 = 0,09929 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $s_1 = 6,9160 \text{ kJ/kg.K}$; $p_2 = 16,5 \text{ bar}$; $t_2 = 203^\circ\text{C}$;
 $i_2 = 3070 \text{ kJ/kg}$; $v_2 = 0,16 \text{ m}^3/\text{kg}$; $\omega_2 = 565 \text{ m/s}$.

17. Hơi nước có áp suất 16 bar và nhiệt độ 400°C lưu động qua ống tăng tốc hỗn hợp vào môi trường có áp suất 1 bar. Cho biết lưu lượng của dòng hơi nước bằng $4,5 \text{ kg/s}$.

a) Biểu diễn quá trình lưu động trên đồ thị T-s và i-s.

b) Xác định tiết diện ở cổ ống và của ra của ống tăng tốc.

Đáp số : b) $f_{\min} = 23 \text{ cm}^2$; $f_2 = 68 \text{ cm}^2$.

18. Hơi nước từ áp suất 16bar và nhiệt độ 300°C tiết lưu đến áp suất 1,2 bar.

a) Biểu diễn quá trình trên đồ thị T-s và i-s.

b) Xác định và nhận xét về nhiệt độ và độ quá nhiệt của hơi nước qua quá trình tiết lưu.

Đáp số : b) $t_1 = 300^\circ\text{C}$; độ quá nhiệt $\Delta t_1 = 98,64^\circ\text{C}$
 $t_2 = 280^\circ\text{C}$; độ quá nhiệt $\Delta t_2 = 175^\circ\text{C} > \Delta t_1$.

19. Không khí từ trạng thái đầu có nhiệt độ 20°C và độ ẩm tương đối 40% được đốt nóng đến 80°C rồi đưa vào buồng sấy, sau khi sấy nhiệt độ không khí giảm xuống bằng 35°C .

a) Biểu diễn các quá trình trên đồ thị I-d.

b) Xác định thông số của không khí sau khi sấy và lượng ẩm đã bốc hơi ứng với 1kg không khí khô.

c) Lượng không khí và nhiệt lượng cần thiết để làm bốc hơi 1kg ẩm của vật sấy.

Đáp số : b) $\varphi_3 = 65\%$; $I_3 = 96 \text{ kJ/kg}$; $d_3 = 24 \text{ g/kg}$;
 $\Delta d = 19,5 \text{ g/kg}$. c) $G_k = 18 \text{ kg/kg}$ ẩm ;
 $Q = 3400 \text{ kJ/kg}$ ẩm.

20. Có 100 m^3 không khí ẩm ở áp suất 1 bar, nhiệt độ 35°C và độ ẩm tương đối bằng 70%.

a) Xác định độ chứa hơi, nhiệt độ đọng sương, khối lượng của không khí khô và của hơi nước trong không khí ẩm.

b) Nếu không khí đó được làm mát đến 5°C trong điều kiện áp suất không đổi, hãy tính lượng hơi nước đã ngưng tụ.

Đáp số : a) $d = 25,5\text{g/kg}$; $t_s = 29^{\circ}\text{C}$; $G_k = 109\text{kg}$;
 $G_n = 2,78\text{ kg}$. b) $G_n = 2,18\text{kg}$.

21. Chu trình Carnot thuận chiều thuận nghịch dùng không khí được tiến hành trong phạm vi nhiệt độ $T_{\max} = 900\text{K}$; $T_{\min} = 300\text{K}$, và phạm vi áp suất $p_{\max} = 60\text{ bar}$; $p_{\min} = 1\text{ bar}$.

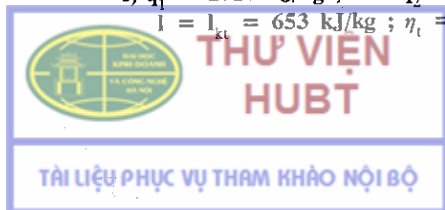
- Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s.
- Xác định các thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình.
- Nhiệt lượng công trao đổi trong chu trình và hiệu suất nhiệt của chu trình.

Đáp số : b) $p_a = 1,284\text{ bar}$; $v_a = 0,670\text{ m}^3/\text{kg}$; $T_a = 300\text{K}$.
 $p_b = 60\text{ bar}$; $v_b = 0,043\text{ m}^3/\text{kg}$; $T_b = 900\text{K}$.
 $p_c = 46,76\text{ bar}$; $v_c = 0,0558\text{ m}^3/\text{kg}$; $T_c = 900\text{K}$.
 $p_d = 1\text{ bar}$; $v_d = 0,861\text{ m}^3/\text{kg}$; $T_d = 300\text{K}$.
c) $q_1 = 64,200\text{ kJ/kg}$; $q_2 = -21,400\text{ kJ/kg}$;
 $l = l_{kt} = 42,800\text{ kJ/kg}$; $\eta_t = 66,6\%$.

22. Một kilôgam hơi nước thực hiện một chu trình carnot thuận chiều trong phạm vi nhiệt độ 250°C và 60°C . Cho biết, vào thiết bị sinh hơi là nước bão hòa, ra khỏi thiết bị sinh hơi là hơi bão hòa khô.

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s.
- Xác định các thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình.
- Xác định nhiệt lượng, công trao đổi và hiệu suất nhiệt của chu trình.

Đáp số : b) $p_a = 0,2\text{ bar}$; $x_a = 0,28$; $v_a = 2,15\text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_a = 911\text{ kJ/kg}$; $s_a = s_b = 2,7934\text{ kJ/kg.K}$;
 $v_b = 0,0012512\text{ m}^3/\text{kg}$; $i_b = 1085,7\text{ kJ/kg}$;
 $p_c = 40\text{ bar}$; $v_c = 0,05006\text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_c = 2801\text{ kJ/kg}$; $s_c = s_d = 6,0721\text{ kJ/kg.K}$
 $x_d = 0,73$; $p_d = 0,2\text{ bar}$; $v_d = 5,6\text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_d = 1973\text{ kJ/kg}$.
c) $q_1 = 1715\text{ kJ/kg}$; $q_2 = -1062\text{ kJ/kg}$;
 $l = l_{kt} = 653\text{ kJ/kg}$; $\eta_t = 37\%$.



23. Hơi Amôniac thực hiện một chu trình Carnot ngược chiều thuận nghịch trong phạm vi nhiệt độ $+15^{\circ}\text{C}$ và -15°C . Sau khi nén là hơi bão hòa khô, sau khi thải nhiệt là nước bão hòa.

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s.
- Xác định các thông số ở các đỉnh của quá trình.
- Xác định nhiệt lượng, công trao đổi, hệ số làm lạnh, hệ số làm nóng của chu trình.

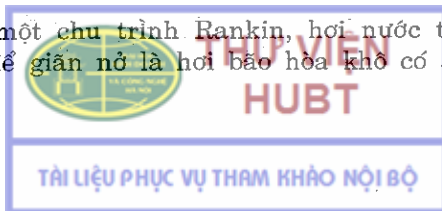
Đáp số : b) $p_a = 2,363 \text{ bar}$; $x_a = 0,1$; $v_a = 0,0523 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_a = 481,26 \text{ kJ/kg}$; $s_a = s_b = 4,4346 \text{ kJ/kg.K}$;
 $v_b = 0,001619 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_b = 488,5 \text{ kJ/kg}$;
 $p_b = p_c = 7,283 \text{ bar}$; $v_c = 0,175 \text{ m}^3/\text{kg}$;
 $i_c = 1695,6 \text{ kJ/kg}$; $s_c = s_d = 8,6420 \text{ kJ/kg.K}$;
 $x_d = 0,927$; $v_d = 0,472 \text{ m}^3/\text{kg}$; $i_d = 1567 \text{ kJ/kg}$.
 c) $q_1 = -1207,1 \text{ kJ/kg}$; $q_2 = 1085,74 \text{ kJ/kg}$;
 $l = l_{kt} = -121,36 \text{ kJ/kg}$; $\varepsilon = 8,95$; $\varphi = 9,95$.

24. Một chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích, môi chất là khí lí tưởng 2 nguyên tử có hằng số chất khí $R = 287 \text{ J/kg.k}$ và $k = 1,4$. Trong chu trình, áp suất thấp nhất là 1 bar, nhiệt độ thấp nhất là 320K, tỉ số nén bằng 4, tỉ số tăng áp khi cấp nhiệt bằng 4.

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v và T-s ;
- Xác định thông số cơ bản ở các đỉnh của chu trình.
- Xác định nhiệt lượng, công trao đổi, hiệu suất nhiệt của chu trình
- So sánh hiệu suất nhiệt với chu trình Carnot cùng phạm vi nhiệt độ nguồn nhiệt.

Đáp số : b) $p_a = 1 \text{ bar}$; $T_c = 320\text{K}$; $v_a = 0,92 \text{ m}^3/\text{kg}$.
 $p_b = 7,38 \text{ bar}$; $T_b = 592\text{K}$; $v_b = v_c = 0,23 \text{ m}^3/\text{kg}$.
 $p_c = 29,6 \text{ bar}$; $T_c = 2368\text{K}$; $v_d = v_a = 0,92 \text{ m}^3/\text{kg}$.
 $p_d = 4,17 \text{ bar}$; $T_d = 1340\text{K}$.
 c) $q_1 = 1285 \text{ kJ/kg}$; $q_2 = -738 \text{ kJ/kg}$;
 $l = l_{kt} = 547 \text{ kJ/kg}$; $\eta_t = 43\%$;
 d) $\eta_{tc} = 86\%$, lớn hơn hiệu suất nhiệt của chu trình động cơ đốt trong.

25. Cho một chu trình Rankin, hơi nước từ thiết bị sinh hơi vào tuabin để giãn nở là hơi bão hòa khô có áp suất 20 bar, hơi



vào bình ngưng thái nhiệt có áp suất 0,1 bar, ra khỏi bình ngưng là nước bão hòa.

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị p-v ; T-s ; i-s ;
- Xác định entanpi của môi chất ở các đỉnh của chu trình.
- Xác định nhiệt lượng, công trao đổi và hiệu suất nhiệt của chu trình.
- So sánh với hiệu suất nhiệt của chu trình Carnot thuận chiều có cùng phạm vi nhiệt độ các nguồn nhiệt.

Đáp số : b) $i_1 = 2799 \text{ kJ/kg}$; $i_2 = 2009 \text{ kJ/kg}$;
 $i_2 = i_3 = 191,9 \text{ kJ/kg}$;
c) $q_1 = 2605 \text{ kJ/kg}$; $q_2 = -1817 \text{ kJ/kg}$;
 $l = l_{kt} = 788 \text{ kJ/kg}$; $\eta_T = 0,30$;
d) $\eta_{tc} = 0,35 > \eta_c$

26. Hơi Amôniac thực hiện chu trình ngược có máy nén và van tiết lưu ; cho biết trước khi nén đoạn nhiệt có nhiệt độ -10°C , sau khi nén là hơi bão hòa khô có nhiệt độ $+20^\circ\text{C}$, sau khi thái nhiệt đẳng áp là nước bão hòa. Hãy :

- Biểu diễn chu trình trên đồ thị T.s.
- Xác định hệ số ε và φ của chu trình.
- So sánh với chu trình Carnot trong cùng phạm vi nhiệt độ.

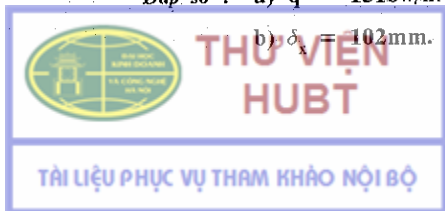
Đáp số : $\varepsilon = 8,05$; $\varphi = 9,05$; $\varepsilon_c = 8,77$, $\varphi_c = 9,77$.

27. Một tường lò phẳng xây bằng hai lớp : lớp thứ nhất bằng gạch sa một dày 120mm, hệ số dẫn nhiệt bằng $0,93\text{W/m.K}$; lớp thứ hai bằng gạch đỏ, dày 25 mm, hệ số dẫn nhiệt $0,7 \text{ W/m.K}$. Biết nhiệt độ mặt trong và mặt ngoài của tường lò luôn luôn bằng 1000°C và 50°C .

- Xác định tổn thất nhiệt qua 1m^2 tường lò và nhiệt độ ở mặt tiếp xúc giữa hai lớp.
- Xác định chiều dày lớp gạch đỏ, nếu thêm vào giữa 2 lớp gạch một lớp bột diatômít dày 50mm có hệ số dẫn nhiệt là $0,238\text{W/m.K}$ để tổn thất nhiệt qua tường và nhiệt độ hai bên tường không thay đổi.

Đáp số : a) $q = 1518\text{w/m}^2$; $t_{w_2} = 592^\circ\text{C}$.

b) $\delta_{g_2} = 102\text{mm}$.



28. Một ống thép đường kính $d_1/d_2 = 100/110\text{mm}$ được phủ hai lớp cách nhiệt có bề dày như nhau, mỗi lớp dày 50mm. Nhiệt độ mặt trong của ống bằng 250°C , mặt ngoài cùng của lớp cách nhiệt là 50°C , hệ số dẫn nhiệt của lớp thứ nhất bằng $0,06 \text{ W/m.K}$, của lớp thứ hai bằng $0,12 \text{ W/m.K}$; của ống thép bằng 50 W/m.K .

a) Xác định tổn thất nhiệt qua một mét ống và nhiệt độ giữa các bề mặt tiếp xúc của hai lớp cách nhiệt.

b) Nếu đổi vị trí của hai lớp cách nhiệt cho nhau thì các kết quả trên sẽ thay đổi như thế nào ?

Đáp số : a) $q_1 = 89\text{W/m}$; $t_{w3} = 97^\circ\text{C}$.

b) $q_1 = 105,5\text{W/m}$; $t_{w3} = 159^\circ\text{C}$.

29. Một tấm cao su dày 20mm, nhiệt độ ban đầu 140°C được làm nguội trong môi trường không khí có nhiệt độ không đổi $t_f = 15^\circ\text{C}$. Xác định nhiệt độ ở tâm và trên bề mặt tấm sau thời gian 20 phút kể từ khi bắt đầu làm nguội. Hệ số dẫn nhiệt của cao su bằng $0,175 \text{ W/m.K}$; hệ số dẫn nhiệt của cao su $a = 0,833 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$, hệ số tỏa nhiệt từ tấm đến môi trường $\alpha = 65\text{W/m}^2.\text{K}$.

Đáp số : Sau 20 phút làm nguội, nhiệt độ ở tâm bằng $47,5^\circ\text{C}$, còn nhiệt độ bề mặt bằng $25,4^\circ\text{C}$.

30. Trị số Nu và trị số α của chất lỏng khi chảy tầng trong ống thay đổi thế nào nếu đường kính ống tăng lên 2 lần và 4 lần ? Cho nhiệt độ trung bình của chất lỏng và nhiệt độ mặt trong của ống không thay đổi. Xét trong 2 trường hợp :

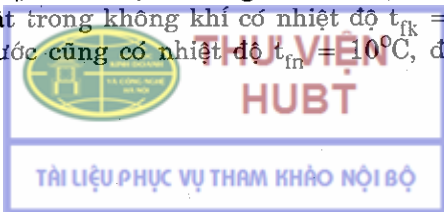
a) Khi tốc độ không đổi.

b) Khi lưu lượng không đổi.

Đáp số : a) Nu tăng 1,55 lần, α giảm 1,29 lần và Nu tăng 2,4, α giảm 1,67 lần

b) Nu giảm 1,02 lần, α giảm 2,04 lần và Nu giảm 1,04 lần, α giảm 4,16 lần.

31. Một dây dẫn điện đường kính 1mm có nhiệt độ bề mặt $t_w = 90^\circ\text{C}$ đặt trong không khí có nhiệt độ $t_{fk} = 10^\circ\text{C}$. Nếu nhúng dây đó vào nước cũng có nhiệt độ $t_{fn} = 10^\circ\text{C}$, đồng thời cho nhiệt



độ bề mặt dây không đổi. Hỏi hệ số tỏa nhiệt của dây thay đổi như thế nào ? Dòng điện trong dây tăng giảm bao nhiêu lần ?

Đáp số : $\frac{\alpha_n}{\alpha_1} = 68$; Cường độ dòng điện tăng 8,25 lần.

32. Một dây dẫn bằng đồng đường kính 15mm được làm nguội bằng dòng không khí chảy ngang qua. Biết điện trở suất của dây $\rho = 0,0175 \Omega \cdot \text{mm}^2/\text{m}$, nhiệt độ trên bề mặt dây là $t_w = 80^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí $t_f = 20^\circ\text{C}$, tốc độ không khí 1m/s.

a) Tính hệ số tỏa nhiệt từ mặt dây đến không khí và cường độ dòng điện trong dây dẫn.

b) Hệ số tỏa nhiệt thay đổi như thế nào nếu áp suất của dòng khí $p = 4 \text{ bar}$, còn các điều kiện khác không thay đổi ?

c) Hệ số tỏa nhiệt thay đổi như thế nào nếu tốc độ không khí bằng 4m/s, còn các điều kiện khác không thay đổi.

Đáp số : a) $\alpha = 23,8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$; $I = 825 \text{ A}$.

b) Khi áp suất bằng 4 bar thì α tăng 2,3 lần.

c) Khi tốc độ bằng 4m/s thì α tăng 3,23 lần

33. Tính hệ số tỏa nhiệt trung bình khi dầu máy biến áp trong ống có đường kính $d = 8 \text{ mm}$, dài $l = 1 \text{ m}$; cho biết nhiệt độ trung bình của dầu là $t_f = 80^\circ\text{C}$, nhiệt độ trung bình của vách ống là $t_w = 20^\circ\text{C}$, tốc độ dầu chảy trong ống $\omega = 0,6 \text{ m/s}$.

Đáp số : $\alpha = 207 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$.

34. Xác định hệ số tỏa nhiệt và lượng nước ngưng trong 1 giờ khi hơi bão hòa khô có áp suất $p = 0,04 \text{ bar}$, ngưng trên bề mặt ngoài một ống đứng có đường kính $d = 30 \text{ mm}$, chiều cao $H = 3 \text{ m}$ và nhiệt độ của ống $t_w = 11^\circ\text{C}$. Nếu ống đặt nằm ngang còn các điều kiện khác không đổi thì lượng nước ngưng trong 1 giờ bằng bao nhiêu ?

Đáp số : - Khi ống đặt đứng : $\alpha = 2928,26 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$;

$G_n = 22,088 \text{ kg/h}$.

- Khi ống đặt ngang : $\alpha = 7100 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$;

$G_n = 54,3 \text{ kg/h}$.

35. Nhiệt độ của hai tấm phẳng đặt ở môi trường trong suốt lần lượt bằng 127°C và 327°C , độ đen của hai tấm như nhau và bằng 0,8. Giữa hai tấm có đặt một màng chắn song song có độ đen $\varepsilon_c = 0,05$.



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

a) Tính mật độ dòng nhiệt bức xạ trao đổi và nhiệt độ của màng chắn.

b) Nếu muốn mật độ dòng nhiệt giảm 79 lần so với khi không có màng chắn còn các điều kiện khác vẫn như cũ thì số màng chắn là bao nhiêu ?

c) Nếu thay màng chắn có độ đen là 0,1 thì mật độ dòng nhiệt giảm đi bao nhiêu lần (số màng chắn không thay đổi).

Đáp số : a) $q = 146 \text{ W/m}^2$; $t_c = 254^\circ\text{C}$;

b) $n = 3$;

c) q giảm 38 lần.

36. Một ống có đường kính $d = 200 \text{ mm}$, nhiệt độ bề mặt ống $t_1 = 527^\circ\text{C}$, độ đen $\varepsilon_1 = 0,735$, ống có chiều dài $l = 10 \text{ m}$.

a) Tính tổn thất nhiệt của ống trong trường hợp ống đặt trong phòng rộng có nhiệt độ môi trường $t_f = 27^\circ\text{C}$.

b) Nếu ống đặt trong cống gạch có kích thước $(400 \times 500) \text{ mm}$, độ đen $\varepsilon_2 = 0,92$ và nhiệt độ $t_2 = 27^\circ\text{C}$, thì tổn thất nhiệt bằng bao nhiêu ?

Đáp số : a) $Q = 105000 \text{ W}$; b) $Q = 103000 \text{ W}$.

37. Có một phích đựng nước đá, đường kính trong $d = 100 \text{ mm}$, diện tích bề mặt thủy tinh của một lớp $F_1 \approx F_2 = 0,15 \text{ m}^2$, giữa 2 lớp vỏ được hút gần như chân không, bề mặt trong được tráng bạc để giảm độ đen xuống bằng $\varepsilon = 0,02$; nút phích làm bằng nhựa rỗng dày $\delta = 20 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,0257 \text{ W/m.K}$. Biết nhiệt độ mặt trong bằng 0°C , mặt ngoài bằng 35°C .

a) Tính nhiệt lượng truyền từ ngoài vào trong phích.

b) Nếu trong phích đựng 1 kg đá thì trong bao lâu đá sẽ tan hết, biết nhiệt ẩn nóng chảy của đá bằng 334 kJ/kg .

Đáp số : a) $Q = 0,652 \text{ W}$; b) $t = 142$ giờ.

38. Một tường lò phẳng bên trong lót gạch chịu lửa có chiều dày $\delta_1 = 250 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 0,695 \text{ W/m.k}$, bên ngoài là một lớp gạch đỏ dày $\delta_2 = 250 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,348 \text{ W/m.k}$. Cho biết nhiệt độ khói trong lò $t_{f_1} = 1300^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí bên ngoài $t_c = 30^\circ\text{C}$, hệ số tỏa nhiệt từ khói đến tường lò là $\alpha_1 = 34,8 \text{ W/m}^2.\text{K}$; từ tường lò đến môi trường xung quanh là $\alpha_2 = 11,6 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

a) Tính mật độ dòng nhiệt truyền qua tường và nhiệt độ bề mặt tiếp xúc giữa 2 lớp vách.

b) Nếu hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 0,348 \text{ W/m.K}$ và $\lambda_2 = 0,695 \text{ W/m.K}$ thì kết quả thay đổi như thế nào ?

Đáp số : a) $q = 1150 \text{ W/m}^2$; $t_w = 852^\circ\text{C}$.

b) $q = 1150 \text{ W/m}^2$; $t_w = 440^\circ\text{C}$.

39. Một ống dẫn hơi bằng thép có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 46,44 \text{ W/m.K}$, đường kính 200/216mm, được bọc một lớp cách nhiệt dày 120mm có hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 0,116 \text{ W/m.K}$. Biết nhiệt độ của hơi $t_{f_1} = 300^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí xung quanh $t_{f_2} = 25^\circ\text{C}$; hệ số tỏa nhiệt của hơi đến bề mặt ống $\alpha_1 = 116 \text{ W/m}^2.\text{K}$ và hệ số tỏa nhiệt từ mặt ngoài ống đến không khí $\alpha_2 = 9,86 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

a) Tính nhiệt lượng tổn thất qua 1m chiều dài ống trong 1 giây.

b) Tính nhiệt độ trên bề mặt lớp cách nhiệt.

Đáp số : a) $q_l = 248,24 \text{ W/m}$. b) $t_{w_2} = 42,5^\circ\text{C}$

40. Một dây điện để trần đường kính 2mm, nhiệt độ 80°C được làm nguội bằng không khí chuyển động với hệ số tỏa nhiệt $\alpha = 20 \text{ W/m}^2.\text{K}$. Nếu dây được bọc bằng một lớp cách điện có đường kính ngoài 30mm, hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,15 \text{ W/m.K}$; Cho biết cường độ dòng điện trong dây giữ không đổi, hỏi nhiệt độ mặt dây dẫn sẽ bằng bao nhiêu ?

Đáp số : $t_{w_1} = 48,5^\circ\text{C}$.

41. Tính diện tích truyền nhiệt của bộ sấy không khí lò hơi. Khối chuyển động trong ống với lưu lượng trung bình $V_1 = 35 \text{ m}^3/\text{s}$, nhiệt độ vào $t'_{f_1} = 345^\circ\text{C}$ bị làm nguội đến $t''_{f_1} = 160^\circ\text{C}$. Không khí chuyển động ngang bên ngoài ống với lưu lượng trung bình $V_2 = 23 \text{ m}^3/\text{s}$, nhiệt độ tăng từ $t'_{f_2} = 20^\circ\text{C}$ đến $t''_{f_2} = 250^\circ\text{C}$. Tổng số ống $n = 2079$, đường kính ống $d_2/d_1 = 53/50 \text{ mm}$; ống được bố trí so le, bước ngang $s_1 = 70 \text{ mm}$, bước dọc $s_2 = 60 \text{ mm}$, số ống sắp theo chiều ngang $n_1 = 77$, theo chiều dọc $n_2 = 27$, chiều rộng của đường khói $b = 5,4 \text{ m}$.

Đáp số : $F = 2560 \text{ m}^2$.



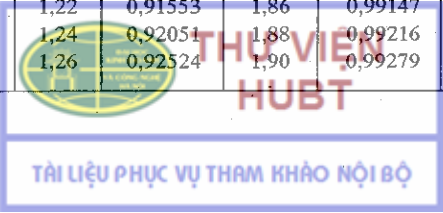
PHỤ LỤC

Bảng 1

Tích phân xác suất

$$\operatorname{erfz} = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z \exp(-\xi^2) d\xi$$

z	erfz	z	erfz	z	erfz	z	erfz
0,00	0,00000	0,64	0,63459	1,28	0,92978	1,92	0,99338
0,02	0,02256	0,66	0,64938	1,30	0,93401	1,94	0,99392
0,04	0,04511	0,68	0,66378	1,32	0,93807	1,96	0,99443
0,06	0,06762	0,70	0,67780	1,34	0,94191	1,98	0,99489
0,08	0,09008	0,72	0,69143	1,36	0,94556	2,00	0,99532
0,10	0,11246	0,74	0,70468	1,38	0,94902	2,05	0,99626
0,12	0,13476	0,76	0,71754	1,40	0,95229	2,10	0,99702
0,14	0,15696	0,78	0,73001	1,42	0,95538	2,15	0,99764
0,16	0,17901	0,80	0,74210	1,44	0,95830	2,20	0,99814
0,18	0,20094	0,82	0,75381	1,46	0,96105	2,25	0,99854
0,20	0,22270	0,84	0,76514	1,48	0,96365	2,30	0,99886
0,22	0,24430	0,86	0,77610	1,50	0,96611	2,35	0,99911
0,24	0,26570	0,88	0,78669	1,52	0,96841	2,40	0,99915
0,26	0,28690	0,90	0,79691	1,54	0,97059	2,46	0,9994966
0,28	0,30788	0,92	0,80677	1,56	0,97263	2,48	0,9995472
0,30	0,32863	0,94	0,81627	1,58	0,97455	2,50	0,9995930
0,32	0,34913	0,96	0,82542	1,60	0,97635	2,55	0,9996893
0,34	0,36936	0,98	0,83423	1,62	0,97804	2,60	0,9997640
0,36	0,38933	1,00	0,84270	1,64	0,97962	2,65	0,9998213
0,38	0,30901	1,02	0,85084	1,66	0,98110	2,70	0,9998657
0,40	0,42839	1,04	0,85865	1,68	0,98249	2,75	0,9998994
0,42	0,44747	1,06	0,86614	1,70	0,98379	0,80	0,9999250
0,44	0,46623	1,08	0,87333	1,72	0,98500	2,85	0,9999430
0,46	0,48466	1,10	0,88020	1,74	0,98613	2,90	0,9999589
0,48	0,50275	1,12	0,88679	1,76	0,98719	2,95	0,9999698
0,50	0,52050	1,14	0,89308	1,78	0,98817	3,00	0,9999779
0,52	0,53790	1,16	0,89910	1,80	0,98909	3,20	0,9999939
0,54	0,55494	1,18	0,90484	1,82	0,98994	3,40	0,9999985
0,56	0,57162	1,20	0,91031	1,84	0,99074	3,60	0,9999996
0,58	0,58792	1,22	0,91553	1,86	0,99147	3,80	0,9999999
0,60	0,60386	1,24	0,92051	1,88	0,99216	∞	1,0000000
0,62	0,61941	1,26	0,92524	1,90	0,99279	-	-



Bảng 2

Tính chất nhiệt vật lí của không khí khô ở
 $p = 760 \text{ mmHg}$

$t, ^\circ\text{C}$	ρ kg/m ³	c_p kJ/kg.K	$\lambda \cdot 10^2$ W/m.K	$a \cdot 10^6$ m ² /s	$\mu \cdot 10^6$ N.s/m ²	$\nu \cdot 10^6$ m ² /s	Pr
-50	1,584	1,013	2,04	12,7	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	2,12	13,8	15,2	10,04	0,728
-30	1,453	1,013	2,20	14,9	15,7	10,80	0,723
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	16,2	12,79	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	20,0	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,7	22,9	18,6	16,00	0,701
40	1,128	1,005	2,76	24,3	19,1	16,96	0,699
50	1,093	1,005	2,83	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,060	1,005	2,90	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	30,2	21,1	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	31,9	21,5	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,009	3,34	36,8	22,8	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26,0	34,85	0,680
250	0,674	1,038	4,27	61,0	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	4,60	71,6	29,7	48,33	0,674
350	0,566	1,059	4,91	81,9	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33,0	63,09	0,673
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	216,2	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	245,9	49,0	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,05	276,2	51,2	199,3	0,722



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Bảng 3

Tính chất nhiệt vật lý của nước trên đường bão hòa

$t^{\circ}\text{C}$	$p \times 10^{-5}$ Pa	ρ kg/m ³	i kJ/kg	c_p kJ/kg.K	$\lambda \cdot 10^2$ W/m.K	$a \cdot 10^8$ m ² /s	$\mu \cdot 10^6$ Ns/m ²	$\nu \cdot 10^6$ m ² /s	$\beta \cdot 10^4$ 1/K	$\sigma \cdot 10^4$ N/m	Pr
0	1,013	999,9	0	4,212	55,1	13,1	1788	1,789	-0,63	756,	13,67
10	1,013	999,7	42,04	4,191	57,4	13,7	1306	1,306	+0,70	741,6	9,52
20	1,013	998,2	83,91	4,183	59,9	14,3	1004	1,006	1,82	726,9	7,02
30	1,013	995,7	125,7	4,174	61,8	14,9	801,5	0,805	3,21	712,2	5,42
40	1,013	992,2	167,5	4,174	63,5	15,3	653,3	0,659	3,87	696,5	4,31
50	1,013	988,1	209,3	4,174	64,8	15,7	549,4	0,556	4,49	676,9	3,54
60	1,013	983,1	251,1	4,179	65,9	16,0	469,9	0,478	5,11	662,2	2,98
70	1,013	977,8	293,0	4,187	66,8	16,3	406,1	0,415	5,70	643,5	2,55
80	1,013	971,8	355,0	4,195	67,4	16,6	355,1	0,365	6,32	625,9	2,21
90	1,013	958,4	419,1	4,220	68,3	16,9	282,5	0,295	7,52	588,6	1,95
100	1,013	958,4	419,1	4,220	68,3	16,9	282,5	0,295	7,52	588,6	1,75
110	1,43	951,0	461,4	4,233	68,5	17,0	259,0	0,272	8,08	569,0	1,60
120	1,98	943,1	503,7	4,250	68,6	17,1	237,4	0,252	8,64	548,4	1,47
130	2,70	934,8	546,4	4,266	68,6	17,2	217,8	0,233	9,19	528,8	1,36
140	3,61	926,1	589,1	4,287	68,5	17,2	201,1	0,217	9,72	507,2	1,26
150	4,76	917,0	632,2	4,313	68,4	17,3	186,4	0,203	10,3	486,6	1,17
160	6,18	907,0	675,4	4,346	68,3	17,3	173,6	0,191	10,7	466,0	1,10
170	7,92	897,3	719,3	4,380	67,9	17,3	162,8	0,181	11,3	443,3	1,05
180	10,03	886,9	763,3	4,417	67,4	17,2	153,0	0,173	11,9	422,8	1,00
190	12,55	876,0	807,8	4,459	67,0	17,1	144,2	0,165	12,6	400,2	0,96
200	15,55	863,0	852,5	4,505	66,3	17,0	136,4	0,158	13,3	376,7	0,93
210	19,08	852,8	897,7	4,555	65,5	16,9	130,5	0,153	14,1	354,1	0,91
220	23,20	840,3	943,7	4,614	64,5	16,6	124,6	0,148	14,8	331,6	0,89
230	27,98	827,3	990,2	4,681	63,7	16,4	119,7	0,145	15,9	310,0	0,88
240	33,48	813,6	1037,5	4,756	62,8	16,2	114,8	0,141	16,8	285,5	0,87
250	39,78	799,0	1085,7	4,844	61,8	15,9	109,9	0,137	18,1	261,9	0,86
260	46,94	784,0	1135,7	4,949	60,5	15,6	105,9	0,135	19,7	237,4	0,87
270	55,05	767,9	1185,7	5,070	59,0	15,1	102,0	0,133	21,6	214,8	0,88
280	64,19	750,7	1236,8	5,230	57,4	14,6	98,1	0,131	23,7	181,3	0,90
290	74,45	732,3	1290,0	5,485	55,8	13,9	94,2	0,129	26,2	168,7	0,93
300	85,92	712,5	1344,9	5,736	54,0	13,2	91,2	0,128	29,2	144,2	0,97
310	98,70	691,1	1402,2	6,071	52,3	12,5	88,3	0,128	32,9	120,7	1,03
320	112,90	667,1	1462,1	6,574	50,6	11,5	85,3	0,128	38,2	98,10	1,11
330	128,65	640,2	1526,2	7,244	48,4	10,4	81,4	0,127	43,3	76,71	1,22
340	146,08	610,1	1594,8	8,165	45,7	9,17	77,5	0,127	53,4	56,70	1,39
350	165,37	574,4	1671,4	9,504	43,0	7,88	72,6	0,126	66,8	38,16	1,60
360	186,74	528,0	1761,5	13,984	39,5	5,36	66,7	0,126	109	20,21	2,35
370	210,53	450,5	1892,5	40,321	33,7	1,86	56,9	0,126	164	4,709	6,79

Bảng 4

Tính chất nhiệt vật lý của khí

($P = 760 \text{ mmHg} \approx 1,01 \times 10^5 \text{ Pa}$;
 $\bar{P}_{\text{CO}_2} = 0,13$; $\bar{P}_{\text{H}_2\text{O}} = 0,11$; $\bar{P}_{\text{N}_2} = 0,76$)

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{kg/m}^3$	$c_p, \text{kJ/kgK}$	$\lambda \cdot 10, \text{W/mK}$	$a \cdot 10^6, \text{m}^2/\text{s}$	$\mu \cdot 10^6, \text{Pa.s}$	$\nu \cdot 10^6, \text{m}^2/\text{s}$	Pr
0	1,295	1,042	2,28	16,9	15,8	12,20	0,72
100	0,950	1,068	3,13	30,8	20,4	21,54	0,69
200	0,748	1,097	4,01	48,9	24,5	32,80	0,67
300	0,617	1,122	4,84	69,9	28,2	45,81	0,65
400	0,525	1,151	5,70	94,3	31,7	60,38	0,64
500	0,457	1,185	6,56	121,1	34,8	76,30	0,63
600	0,405	1,214	7,42	150,9	37,9	93,61	0,62
700	0,363	1,239	8,27	183,8	40,7	112,1	0,61
800	0,330	1,264	9,15	219,7	43,4	131,8	0,60
900	0,301	1,290	10,0	258,0	45,9	152,5	0,59
1000	0,275	1,306	10,90	303,4	48,4	174,3	0,58
1100	0,257	1,323	11,75	345,5	50,7	197,1	0,57
1200	0,240	1,340	12,62	392,4	53,0	221,0	0,56

Bảng 5

Tính chất nhiệt vật lý của dầu máy biến áp

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{kg/m}^3$	$c_p, \text{kJ/kg.K}$	$\lambda, \text{W/m.K}$	$\mu \cdot 10^4, \text{Pa.s}$	$\nu \cdot 10^6, \text{m}^2/\text{s}$	$a \cdot 10^8, \text{m}^2/\text{s}$	$\beta \cdot 10^4, \text{K}^{-1}$	Pr
0,0	892,5	1,549	0,1123	629,8	70,5	8,14	6,80	866
10	886,4	1,620	0,1115	335,5	37,9	7,83	6,85	484
20	880,3	1,666	0,1106	198,2	22,5	7,56	6,90	298
30	874,2	1,729	0,1098	128,5	14,7	7,28	6,95	202
40	868,2	1,788	0,1090	89,4	10,3	7,03	7,00	145
50	862,1	1,846	0,1082	65,3	7,58	6,80	7,05	111
60	856,0	1,905	0,1072	49,5	5,78	6,58	7,10	87,8
70	850,0	1,964	0,1064	38,6	4,54	6,36	7,15	71,3
80	843,9	2,026	0,1056	30,8	3,66	6,17	7,20	59,3
90	837,8	2,085	0,1047	25,4	3,03	6,00	7,25	50,5
100	831,8	2,144	0,1038	21,3	2,56	5,83	7,30	43,9
110	825,7	2,202	0,1030	18,1	2,20	5,67	7,35	38,8
120	819,6	2,261	0,1022	15,7	1,92	5,50	7,40	34,9

Bảng 6

Nhiệt dung riêng hằng số

Khí	kcal/mol K		kJ/kmol K	
	μC_v	μC_p	μC_v	μC_p
Một nguyên tử	3	5	12,6	20,9
Hai nguyên tử	5	7	20,9	29,3
Ba và nhiều nguyên tử	7	9	29,3	37,7

Bảng 7

Nhiệt dung riêng trung bình phụ thuộc vào nhiệt độ (trong khoảng $0^\circ \div 1500^\circ\text{C}$)

Khí	Nhiệt dung riêng khối lượng kJ/kg.K	Nhiệt dung riêng thể tích kJ / m ³ .K
O ₂	$C_{ptb} = 0,9203 + 0,0001065t$ $C_{vtb} = 0,6603 + 0,0001065t$	$C_{ptb} = 1,3138 + 0,0001577t$ $C_{vtb} = 0,9429 + 0,0001577t$
N ₂	$C_{ptb} = 1,024 + 0,00008855t$ $C_{vtb} = 0,7272 + 0,00008855t$	$C_{ptb} = 1,2799 + 0,0001107t$ $C_{vtb} = 0,9089 + 0,0001107t$
Không khí	$C_{ptb} = 0,9956 + 0,00009299t$ $C_{vtb} = 0,7088 + 0,00009299t$	$C_{ptb} = 1,2866 + 0,0001201t$ $C_{vtb} = 0,9757 + 0,0001201t$
H ₂ O	$C_{ptb} = 1,833 + 0,0003111t$ $C_{vtb} = 1,3716 + 0,0003111t$	$C_{ptb} = 1,4733 + 0,0002498t$ $C_{vtb} = 1,1024 + 0,0002498t$
CO ₂	$C_{ptb} = 0,8654 + 0,0002443t$ $C_{vtb} = 0,6754 + 0,0002443t$	$C_{ptb} = 1,6990 + 0,0004798t$ $C_{vtb} = 1,3281 + 0,0004798t$
CO	$C_{ptb} = 1,035 + 0,00009681t$ $C_{vtb} = 0,7331 + 0,00009681t$	$C_{ptb} = 1,291 + 0,000121t$ $C_{vtb} = 0,9173 + 0,000121t$



Bảng 8

Nhiệt dung riêng của Oxy

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}
0	29,274	20,959	29,274	20,959	0,9148	0,6548	1,3059	0,0349
100	29,877	21,562	29,538	21,223	0,9232	0,6632	1,3176	0,9466
200	30,815	22,500	29,931	21,616	0,9353	0,6753	1,3352	0,9642
300	31,832	23,517	30,400	22,085	0,9500	0,6900	1,3561	0,9852
400	32,758	24,443	30,878	22,563	0,9651	0,7051	1,3775	1,0065
500	33,549	25,234	31,334	23,019	0,9793	0,7193	1,3980	1,0270
600	34,202	25,887	31,761	23,446	0,9927	0,7327	1,4168	1,0459
700	34,746	26,431	32,150	23,835	1,0018	0,7448	1,4344	1,0634
800	35,203	26,888	32,502	24,187	1,0157	0,7557	1,4499	1,0789
900	35,584	27,269	32,825	24,510	1,0258	0,7658	1,4645	1,0936
1000	35,914	27,599	33,118	24,803	1,0350	0,7750	1,4775	1,1066
1100	36,216	27,901	33,386	25,071	1,0434	0,7834	1,4892	1,1183
1200	36,488	28,173	33,633	25,318	1,0509	0,7913	1,5005	1,1296
1300	36,752	28,437	33,863	25,548	1,0580	0,7984	1,5106	1,1396
1400	36,999	28,684	34,076	25,761	1,0647	0,8051	1,5202	1,1493
1500	37,242	28,927	34,282	25,967	1,0714	0,8114	1,5294	1,1585
1600	37,480	29,165	34,474	26,159	1,0773	0,8173	1,5378	1,1669
1700	37,715	29,400	34,658	26,343	1,0831	0,8231	1,5462	1,1752
1800	37,945	29,630	34,834	26,519	1,0886	0,8286	1,5541	1,1832
1900	38,175	29,860	35,006	26,691	1,0940	0,8340	1,5617	1,1907
2000	38,406	30,091	35,169	26,854	1,0990	0,8390	1,5692	1,1978
2100	38,636	30,321	35,328	27,013	1,1041	0,8441	1,5758	1,2050
2200	38,858	30,543	35,483	27,168	1,1087	0,8491	1,5830	1,2121
2300	39,080	30,765	35,634	27,319	1,1137	0,8537	1,5897	1,2188
2400	39,293	30,978	35,785	27,470	1,1183	0,8583	1,5964	1,2253
2500	39,502	31,187	35,927	27,612	1,1229	0,8629	1,6027	1,2313
2600	39,708	31,393	36,069	27,754	1,1271	0,8675	1,6090	1,2380
2700	39,909	31,594	36,207	27,892	1,1313	0,8717	1,6153	1,2443

Nhiệt dung riêng của nitơ

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	t°C	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C_{ptb}
0	29,115	20,80	29,115	20,80	1,0392	0,7423	1,2987	0,9278
100	29,199	20,884	29,144	20,829	1,0404	0,7427	1,3004	0,9295
200	29,471	21,156	29,228	20,913	1,0434	0,7465	1,3038	0,9328
300	29,952	21,637	20,383	21,068	1,0488	0,7519	1,3109	0,9399
400	30,576	22,261	29,601	21,286	1,0567	0,7599	1,3205	0,9496
500	31,250	22,935	29,864	21,549	1,0660	0,7691	1,3322	0,9613
600	31,920	23,605	30,149	21,834	1,0760	0,7792	1,3452	0,9743
700	32,540	24,225	30,451	22,136	1,0869	0,7900	1,3586	0,9877
800	33,101	24,786	30,748	22,433	1,0974	0,8005	1,3716	1,0006
900	33,599	25,284	31,037	22,722	1,1078	0,8110	1,3845	1,0136
1000	34,039	25,724	31,313	22,998	1,1179	0,8210	1,3971	1,0178
1100	34,424	26,109	31,577	23,262	1,1271	0,8301	1,4089	1,0379
1200	34,773	26,448	31,828	23,513	1,1359	0,8395	1,4202	1,0492
1300	35,070	26,745	32,067	23,752	1,1447	0,8478	1,4306	1,0597
1400	35,330	27,005	32,293	23,978	1,1526	0,8558	1,4407	1,0697
1500	35,556	27,231	32,502	24,187	1,1602	0,8633	1,4499	1,0789
1600	35,757	27,432	32,699	24,384	1,1673	0,8704	1,4587	1,0877
1700	35,937	27,612	32,883	24,568	1,1736	0,8771	1,4671	1,0961
1800	36,100	27,775	33,055	24,740	1,1798	0,8830	1,4746	1,1036
1900	36,247	27,922	33,218	24,903	1,1857	0,8889	1,4821	1,1112
2000	36,377	28,052	33,373	25,058	1,1911	0,8943	1,4888	1,1179
2100	36,494	28,169	33,520	25,205	1,1966	0,8997	1,4955	1,1246
2200	36,603	28,278	33,658	25,343	1,2012	0,9048	1,5018	1,1304
2300	36,703	28,378	33,787	25,472	1,2058	0,9094	1,5072	1,1363
2400	36,975	28,470	33,909	25,594	1,2104	0,9136	1,5127	1,1417
2500	36,879	28,554	34,022	25,707	1,2142	0,9177	1,5177	1,1468



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Nhiệt dung riêng của khí CO

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	μC_p	μC_v	μC_{ptc}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	29,123	20,808	29,123	20,808	1,0396	0,7427	1,2992	0,9282
100	29,262	20,947	29,178	20,863	1,0471	0,7448	1,3071	0,9307
200	29,647	21,332	29,303	20,988	1,0463	0,7494	1,3071	0,9362
300	30,254	21,939	29,517	21,202	1,0538	0,7570	1,3167	0,9458
400	30,974	22,659	29,789	21,474	1,0634	0,7666	1,3289	0,9579
500	31,707	23,392	30,099	21,784	1,0748	0,7775	1,3427	0,9718
600	32,402	24,087	30,425	22,110	1,0861	0,7892	1,3574	0,9864
700	33,025	24,710	30,752	22,437	1,0978	0,8009	1,3720	1,0011
800	33,574	25,259	31,070	22,755	1,1091	0,8122	1,3862	1,0153
900	34,055	25,740	31,376	23,061	1,1200	0,8231	1,3996	1,0287
1000	34,740	26,155	31,665	23,350	1,1304	0,8336	1,4126	1,0417
1100	34,826	26,511	31,937	23,622	1,1401	0,8432	1,4248	1,0538
1200	35,140	26,826	32,192	23,877	1,1493	0,8566	1,4361	1,0651
1300	35,142	27,097	32,427	24,112	1,1577	0,8608	1,4465	1,0756
1400	35,646	27,331	32,653	24,338	1,1656	0,8688	1,4566	1,0856
1500	35,856	27,541	32,858	24,543	1,1731	0,8763	1,4658	1,0948
1600	36,040	27,725	33,051	24,736	1,1798	0,8830	1,4746	1,1036
1700	36,203	27,888	33,231	24,916	1,1865	0,8893	1,4893	1,1116
1800	36,350	28,035	33,042	25,087	1,1924	0,8956	1,4901	1,1191
1900	36,480	28,165	33,561	25,246	1,1983	0,9014	1,4972	1,1262
2000	36,597	28,282	33,708	25,393	1,2033	0,9064	1,5039	1,1329
2100	36,706	28,391	33,850	25,535	1,2083	0,9115	1,5102	1,1392
2200	36,802	28,487	33,980	25,665	1,2129	0,9161	1,5160	1,1451
2300	36,894	28,579	25,791	1,2175	0,9207	1,5215	1,1505	1,5215
2400	36,978	28,663	34,223	25,908	1,2217	0,9249	1,5269	1,1560
2500	37,053	28,738	34,336	26,021	1,2259	0,9291	1,5320	1,1610



THƯ VIỆN
HUBT

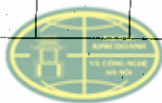
TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Nhiệt dung riêng của hydro (H_2)

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	28,617	20,302	28,617	20,302	14,195	10,071	1,2766	0,9056
100	29,128	20,813	28,935	20,620	14,353	10,228	1,2908	0,9198
200	29,241	20,926	29,073	20,758	14,421	10,297	1,2971	0,9261
300	29,299	20,984	29,123	20,808	14,446	10,322	1,2992	0,9282
400	29,396	21,081	29,186	20,871	14,477	20,353	1,3021	0,9311
500	29,559	21,244	29,249	20,934	14,509	10,384	1,3050	0,9341
600	29,793	21,478	29,316	21,001	14,542	10,417	1,3080	0,9370
700	30,009	21,784	29,408	21,093	14,587	10,463	1,3121	0,9412
800	30,472	22,157	29,517	21,202	14,641	10,517	1,3167	0,9458
900	30,869	22,554	29,647	21,332	14,706	10,581	1,3226	0,9516
1000	31,284	22,969	29,789	21,474	14,776	10,652	1,3289	0,9579
1100	31,723	23,408	29,944	21,629	14,853	10,727	1,3360	0,9650
1200	32,155	23,840	30,107	21,792	14,934	10,809	1,3431	0,9722
1300	32,590	24,275	30,288	21,973	15,023	10,809	1,3511	0,9801
1400	33,000	24,685	30,467	22,152	15,113	10,988	1,3591	0,9881
1500	33,394	25,079	30,647	22,322	15,202	11,077	1,3674	0,9964
1600	33,762	25,447	30,832	22,517	15,294	11,169	1,3754	1,0044
1700	34,114	25,799	31,012	22,697	15,383	11,258	1,3833	1,0124
1800	34,445	26,130	31,192	22,877	15,472	11,347	1,3917	1,0207
1900	34,763	26,448	31,372	23,957	15,561	11,437	1,3996	1,0287
2000	35,056	26,741	31,548	23,233	15,649	11,524	1,4076	1,0366
2100	35,332	27,017	31,723	23,408	15,736	11,611	1,4151	1,0042
2200	35,605	27,290	31,891	23,576	15,819	11,694	1,4227	1,0517
2300	35,852	27,537	32,058	23,743	15,902	11,798	1,4302	1,0593
2400	36,090	27,775	32,222	23,907	15,983	11,858	1,4373	1,0664
2500	36,316	28,001	32,385	24,070	16,064	11,937	1,4449	1,0739
2600	36,530	28,215	32,540	24,225	16,141	12,016	1,4516	1,0806
2700	36,731	28,416	32,691	24,376	16,215	12,091	1,4583	1,0873

Nhiệt dung riêng của khí CO₂

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	35,860	27,545	35,860	27,545	0,8148	0,6259	1,5998	1,2288
100	40,206	31,891	38,112	29,797	0,8658	0,6770	1,7003	1,3293
200	43,689	35,374	40,059	31,744	0,9102	0,7214	1,7873	1,4164
300	46,515	38,200	41,755	33,440	0,9487	0,7599	1,8627	1,4918
400	48,860	40,515	43,250	34,935	0,9826	0,7938	1,9297	1,5587
500	50,815	42,500	44,573	36,258	1,0128	0,8240	1,9887	1,6178
600	52,452	44,137	45,753	37,438	1,0396	0,8508	2,0411	1,6701
700	53,826	45,511	46,813	38,498	1,0639	0,8746	2,0884	1,7174
800	54,977	46,662	47,763	39,448	1,0852	0,8964	2,1311	1,7601
900	55,952	47,637	48,617	40,302	1,1045	0,9157	2,1692	1,7982
1000	56,773	48,458	49,392	41,077	1,1225	0,9332	2,2035	1,8326
1100	57,472	49,157	50,099	41,784	1,1384	0,9496	2,2349	1,8640
1200	58,071	49,756	50,740	42,425	1,1530	0,9638	2,2638	1,8929
1300	58,586	50,271	51,322	43,007	1,1660	0,9772	2,2898	1,9188
1400	59,030	50,715	51,858	43,543	1,1782	0,9893	2,3136	1,9427
1500	59,411	51,096	52,348	44,033	1,1895	1,0006	2,3354	1,9644
1600	59,737	51,422	52,800	44,485	1,1995	1,0107	2,3555	1,9845
1700	60,022	51,707	53,218	44,903	1,2091	1,0203	2,3743	2,0034
1800	60,269	51,954	53,604	45,280	1,2179	1,0291	2,3915	2,0205
1900	60,478	52,163	53,959	45,644	1,2259	1,0371	2,4074	2,0365
2000	60,654	52,339	54,290	45,975	1,2334	1,0446	2,4221	2,0511
2100	60,801	52,486	54,596	46,281	1,2405	1,0517	2,4359	2,0640
2200	60,918	52,603	54,881	46,566	1,2468	1,0580	2,4484	2,0775
2300	61,006	52,691	55,144	46,829	1,2531	1,0639	2,4602	2,0892
2400	61,060	52,745	55,391	47,076	1,2586	1,0697	2,4710	2,1001
2500	61,085	52,770	55,617	47,302	1,2636	1,07481	2,4811	2,1101



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Nhiệt dung riêng của hơi nước (H₂O)

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	t°C	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}
0	33,499	25,184	33,499	25,184	1,8594	1,3980	1,4943	1,1237
100	34,055	25,740	33,741	25,246	1,8728	1,4114	1,5052	1,1342
200	34,964	26,649	34,118	25,803	1,8937	1,4323	1,5223	1,1514
300	36,036	27,721	34,575	26,260	1,9192	1,4574	1,5424	1,1715
400	37,191	28,876	35,090	26,775	1,9477	1,4863	1,5854	1,1945
500	38,406	30,091	35,630	27,315	1,9778	1,5160	1,5897	1,2188
600	39,662	31,347	36,195	27,880	2,0092	1,5474	1,6148	1,2439
700	40,951	32,636	36,789	28,474	2,0419	1,5805	1,6412	1,2703
800	42,249	33,934	37,392	29,077	2,0754	1,6140	1,6680	1,2971
900	43,513	35,198	38,008	29,693	2,1097	1,6483	1,6957	1,3247
1000	44,723	36,408	38,619	30,304	2,1436	1,6823	1,7229	1,3519
1100	45,858	37,543	39,226	30,911	2,1771	1,7158	1,7501	1,3791
1200	46,913	38,598	39,825	31,510	2,2106	1,7488	1,7769	1,4059
1300	47,897	39,582	40,407	32,092	2,2429	1,7815	1,8028	1,4319
1400	48,801	40,486	40,976	32,661	2,2743	1,8129	1,8280	1,4570
1500	49,639	41,324	41,515	33,210	2,3048	1,8434	1,8527	1,4817
1600	50,409	42,094	42,056	33,741	2,3346	1,8728	1,8761	1,5052
1700	51,133	42,818	42,576	34,261	2,3630	1,9016	1,8996	1,5286
1800	51,782	43,467	43,070	34,755	2,3907	1,9293	1,9213	1,5504
1900	52,377	44,062	43,539	35,224	2,4166	1,9552	1,9423	1,5713
2000	52,930	44,615	43,995	35,680	2,4422	1,9804	1,9628	1,5918
2100	53,449	45,134	44,435	36,120	2,4664	2,0051	1,9824	1,6115
2200	53,930	45,615	44,853	36,538	2,4892	2,0281	2,0009	1,6299
2300	54,370	46,055	45,255	36,940	2,5121	2,0503	2,0189	1,6479
2400	54,780	46,465	45,644	37,320	2,5334	2,0720	2,0365	1,6655
2500	55,161	46,846	46,017	37,702	2,5544	2,0926	2,0528	1,6818
2600	55,525	47,210	46,381	38,066	2,5745	2,1131	2,0691	1,6982
2700	55,864	47,549	47,729	38,414	2,5937	2,1323	2,0864	1,7137
2800	56,187	47,872	47,060	38,745	2,6121	2,1508	2,0997	1,7287
2900	56,488	48,173	47,387	39,063	2,6297	2,1683	2,1135	1,7425

Nhiệt dung riêng của không khí

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	29,073	20,758	29,073	20,758	1,0036	0,7164	1,2971	0,926
100	29,266	20,951	29,152	20,838	1,0061	0,7193	1,3004	0,9295
200	29,676	21,361	29,299	20,984	1,0115	0,7243	1,3071	0,9362
300	30,266	21,951	29,521	21,206	1,0191	0,7319	1,3172	0,9462
400	30,949	22,634	29,789	21,474	1,0283	0,7415	1,3289	0,9579
500	31,640	23,325	30,095	21,780	1,0387	0,7519	1,3427	0,9718
600	32,301	23,986	30,405	22,090	1,0496	0,7624	1,3565	0,9856
700	32,900	24,585	30,723	22,408	1,0605	0,7733	1,3708	0,9998
800	33,432	25,117	31,028	22,713	1,0710	0,7842	1,3842	1,0312
900	33,905	25,590	31,321	23,006	1,0815	0,7942	1,3976	1,0362
1000	34,315	26,000	31,598	23,283	1,0907	0,8039	1,4097	1,0387
1100	34,679	26,394	31,862	23,547	1,0999	0,8127	1,4214	1,0505
1200	35,002	26,687	32,109	23,794	1,1082	0,8215	1,4327	1,0618
1300	35,291	26,976	32,343	24,028	1,1166	0,8294	1,4432	1,0722
1400	35,546	27,231	32,565	24,250	1,1242	0,8369	1,4528	1,0819
1500	35,772	27,457	32,774	24,459	1,1313	0,8441	1,4620	1,0911
1600	35,977	27,662	32,967	24,652	1,1380	0,8508	1,4708	1,0999
1700	36,170	27,855	33,151	24,836	1,1443	0,8570	1,4788	1,1078
1800	36,346	28,031	33,319	25,004	1,1501	0,9633	1,4867	1,1158
1900	36,509	28,194	33,482	25,167	1,1560	0,8688	1,4939	1,1229
2000	36,655	28,340	33,541	25,326	1,1610	0,8742	1,5010	1,1296
2100	36,798	28,483	33,787	25,472	1,1664	0,8792	1,5072	1,1363
2200	36,928	28,613	33,926	25,611	1,1710	0,8843	1,5135	1,1426
2300	37,053	28,738	34,060	25,745	1,1757	0,8889	1,5194	1,1484
2400	37,170	28,855	34,185	25,870	1,1803	0,8930	1,5253	1,1543
2500	37,279	28,964	34,307	25,992	1,1804	0,8972	1,5303	1,1593



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Nhiệt dung riêng của khí SO₂

Nhiệt độ	Nhiệt dung riêng mol, kJ/kmol.K				Nhiệt dung riêng khối lượng, kJ/kg.K		Nhiệt dung riêng thể tích, kJ/m ³ .K	
	μC_p	μC_v	μC_{ptb}	μC_{vtb}	C_{ptb}	C_{vtb}	C'_{ptb}	C'_{vtb}
0	38,83	30,52	38,85	30,52	0,607	0,477	1,733	1,361
100	42,41	34,08	40,65	32,32	0,636	0,507	1,813	1,440
200	45,55	37,22	42,33	34,00	0,662	0,532	1,888	1,516
300	48,23	39,90	43,88	35,55	0,687	0,557	1,955	1,587
400	50,24	41,91	45,22	36,89	0,708	0,578	2,018	1,645
500	51,71	43,38	46,39	38,06	0,724	0,595	2,068	1,700
600	52,58	44,55	47,35	39,02	0,737	0,607	2,114	1,742
700	53,76	45,43	48,23	39,90	0,754	0,624	2,152	1,779
800	54,43	46,10	48,97	40,61	0,762	0,632	2,181	1,813
900	55,01	46,68	49,61	41,28	0,775	0,645	2,215	1,842
1000	55,43	47,10	50,16	41,83	0,783	0,653	2,236	1,867
1100	55,77	47,44	50,66	42,33	0,791	0,662	2,261	1,888
1200	56,06	47,73	51,08	42,75	0,795	0,666	2,278	1,905



Bảng 16

Nước và hơi nước bão hòa (theo nhiệt độ)

t °C	p bar	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ'' kg/m ³	ī kJ/kg	ī'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kgK	s'' kJ/kgK
0,01	0,006108	0,0010002	206,3	0,004847	0	2501	2501	0	9,1544
5	0,007819	0,0010001	147,2	0,006793	21,05	2510	2489	0,0762	9,0241
10	0,012277	0,0010004	106,42	0,009398	42,04	2519	2477	0,1510	8,8994
15	0,017041	0,0010010	77,97	0,01282	62,97	2528	2465	0,2244	8,7800
20	0,023337	0,0010018	57,84	0,01729	83,90	2537	2454	0,2964	8,6665
25	0,03166	0,0010030	43,40	0,02304	104,8	2547	2442	0,3672	8,5570
30	0,04241	0,0010044	32,93	0,03037	125,71	2556	2430	0,4366	8,4523
35	0,05622	0,0010061	25,24	0,03962	146,60	2565	2418	0,5049	8,3519
40	0,07375	0,0010079	19,55	0,05115	167,50	2574	2406	0,5723	8,2559
50	0,12335	0,0010121	12,04	0,08306	209,3	2592	2383	0,7038	8,0753
55	0,15740	0,0010145	9,578	0,1044	230,2	2600	2370	0,7679	7,9901
60	0,19917	0,0010171	7,678	0,1302	251,1	2609	2358	0,8311	7,9084
65	0,2501	0,0010199	6,201	0,1613	272,1	2617	2345	0,8934	7,8297
70	0,3117	0,0010228	5,045	0,1982	293,0	2626	2333	0,9549	7,7544
75	0,3855	0,0010258	4,133	0,2420	314,0	2635	2321	1,0157	7,6815
80	0,4736	0,0010290	3,408	0,2934	334,9	2643	2308	1,0753	7,6116
85	0,5781	0,0010324	2,828	0,3536	355,9	2651	2295	1,1342	7,5438
90	0,7011	0,0010359	2,361	0,4235	377,0	2659	2282	1,1925	7,4787
95	0,8451	0,0010396	1,982	0,5045	398,0	2668	2270	1,2502	7,4155
100	1,0132	0,0010435	1,673	0,5977	419,1	2676	2257	1,3071	7,3547
105	1,2079	0,0010474	1,419	0,7047	440,2	2683	2243	1,3632	7,2959
110	1,4326	0,0010515	1,210	0,8264	461,3	2691	2230	1,4184	7,2387
115	1,6905	0,0010559	1,036	0,9652	482,5	2698	2216	1,4733	7,1832
120	1,9854	0,0010603	0,8917	1,121	503,7	2706	2202	1,5277	7,1298
125	2,3208	0,0010619	0,7704	1,298	525,0	2713	2188	1,5814	7,0777
130	2,7011	0,0010697	0,6683	1,498	546,3	2721	2174	1,6345	7,0272
135	3,130	0,0010747	0,5820	1,718	567,5	2727	2159	1,6869	6,9781
140	3,614	0,0010798	0,5087	1,966	589,0	2734	2145	1,7392	6,9304
145	4,155	0,0010851	0,4461	2,242	610,5	2740	2130	1,7907	6,8839
150	4,760	0,0010906	0,3926	2,547	632,2	2746	2114	1,8418	6,8383
155	5,433	0,0010962	0,3466	2,835	653,9	2753	2099	1,8924	6,7940
160	6,180	0,0011021	0,3068	3,258	675,5	2758	2082	1,9427	6,7508
165	7,008	0,0022081	0,2725	3,670	697,3	2763	2066	1,9924	6,7081
170	7,920	0,0011144	0,2426	4,122	719,2	2769	2050	2,0417	6,6666
175	8,925	0,0011208	0,2166	4,617	741,1	2773	2032	2,0909	6,6250
180	10,027	0,0011275	0,1939	5,157	763,1	2778	2015	2,1395	6,5858
185	11,234	0,0011344	0,1739	5,750	785,2	2782	1997	2,1876	6,5465

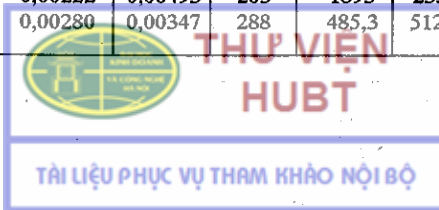


THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Tiếp bảng 16

t °C	p bar	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ'' kg/m ³	f kJ/kg	f'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kg.K	s'' kJ/kg.K
190	12,553	0,0011415	0,1564	6,394	807,5	2786	1979	2,2357	6,5074
195	13,989	0,0011489	0,1409	7,097	829,9	2790	1960	2,2834	6,4694
200	15,551	0,0011565	0,1272	7,862	852,4	2793	1941	2,3308	6,4318
205	17,245	0,0011644	0,1151	8,688	875,0	2796	1921	2,3777	6,3945
210	19,080	0,0011726	0,1043	9,588	897,7	2798	1900	2,4246	6,3577
215	21,062	0,0011812	0,09465	10,56	920,7	2800	1879	2,4715	6,3212
220	23,201	0,0011900	0,08606	11,62	943,7	2802	1858	2,5179	6,2849
225	25,504	0,0011992	0,07837	12,76	966,9	2802	1835	2,5640	6,2488
230	27,979	0,0012087	0,07147	13,99	990,4	2803	1813	2,6101	6,2133
235	30,635	0,0012187	0,06527	15,32	1013,9	2804	1790	2,6561	6,1780
240	33,480	0,0012291	0,05967	16,76	1037,5	2803	1766	2,7021	6,1425
245	36,524	0,0012399	0,05462	18,30	1061,6	2803	1741	2,7478	6,1073
250	39,776	0,0012512	0,05006	19,98	1085,7	2801	1715	2,7934	6,0721
255	43,25	0,0012631	0,04591	21,78	1110,2	2799	1689	2,8394	6,0363
260	46,94	0,0012755	0,04215	23,72	1135,1	2796	1661	2,8851	6,0013
265	50,87	0,0012886	0,03872	25,83	1160,2	2794	1634	2,9307	5,9657
270	55,05	0,0013023	0,03560	28,09	1185,3	2790	1605	2,9764	5,9297
275	59,49	0,0013168	0,03274	30,53	1210,7	2785	1574,2	3,0223	5,8938
280	64,91	0,0013321	0,03013	33,19	1236,9	2780	1542,9	3,0681	5,8573
285	69,18	0,0013483	0,2774	36,05	1263,1	2773	1510,2	3,1146	5,8205
290	74,45	0,0013655	0,02554	39,15	1290,0	2766	1476,3	3,1611	5,7827
295	80,02	0,0013839	0,02351	42,53	1317,2	2758	1441,0	3,2079	5,7443
300	85,92	0,0014036	0,02164	46,21	1344,9	2749	1404,2	3,2548	5,7049
305	92,14	0,001425	0,01992	50,20	1373,1	2739	1365,6	3,3026	5,6647
310	98,70	0,001447	0,01832	54,58	1402,1	2727	1325,2	3,3508	5,6233
315	105,61	0,001472	0,01683	59,42	1431,7	2714	1282,3	3,3996	5,5802
320	112,90	0,001499	0,01545	64,72	1462,1	2700	1237,8	3,4495	5,5353
325	120,57	0,001529	0,01417	70,57	1493,6	2084	1190,3	3,5002	5,4891
330	128,65	0,001562	0,01297	77,10	1526,1	2666	1139,6	3,5522	5,4412
335	137,14	0,001599	0,01184	84,46	1559,8	2646	1085,7	3,6056	5,3905
340	146,08	0,001639	0,01078	92,76	1594,7	2622	1027,0	3,6605	5,3361
345	155,48	0,001686	0,009771	102,34	1639	2595	963,5	3,7184	5,2769
350	165,37	0,001741	0,008803	113,6	1671	2565	793,5	3,7786	5,2117
355	175,77	0,001807	0,007869	127,1	1714	2527	813,0	3,8439	5,1385
360	186,74	0,001894	0,006943	144,0	1762	2481	719,3	3,9162	5,0530
365	198,30	0,00202	0,00599	166,8	1817	2421	603,5	4,0009	4,9463
370	210,53	0,00222	0,00493	203	1893	2331	438,4	4,1137	4,7951
374	225,22	0,00280	0,00347	288	485,3	512,7	27,4	1,0332	1,0755



Bảng 17

Nước và hơi nước bão hòa (theo áp suất)

p bar	t °C	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ' kg/m ³	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kg.K	s'' kJ/kg.K
0,010	6,92	0,0010001	129,9	0,00770	29,32	2513	2484	0,1054	8,975
0,015	13,038	0,0010007	87,90	0,01138	54,75	2525	2470	0,1958	8,827
0,020	17,514	0,0010014	66,97	0,01493	73,52	2533	2459	0,2609	8,722
0,025	21,094	0,0010021	54,24	0,01843	88,50	2539	2451	0,3124	8,642
0,030	24,097	0,0010028	45,66	0,02190	101,04	2545	2444	0,3546	8,576
0,035	26,692	0,0010035	39,48	0,02533	111,86	2550	2438	0,3908	8,521
0,040	28,979	0,0010041	34,81	0,02873	121,42	2554	2433	0,4225	8,473
0,045	31,033	0,0010047	31,13	0,03211	130,00	2557	2427	0,4507	8,431
0,050	32,88	0,0010053	28,19	0,03547	137,83	2561	2423	0,4761	8,393
0,060	36,18	0,0010064	23,74	0,04212	151,50	2567	2415	0,5207	8,328
0,070	39,03	0,0010075	20,53	0,04871	163,43	2572	2409	0,5591	8,274
0,080	41,54	0,0010085	18,10	0,05525	173,9	2576	2402	0,5927	8,227
0,090	43,79	0,0010094	16,20	0,06172	183,3	2580	2397	0,6225	8,186
0,10	45,84	0,0010103	14,68	0,06812	191,9	2584	2392	0,6492	8,149
0,11	47,72	0,0010111	13,40	0,07462	199,7	2588	2388	0,6740	8,116
0,12	49,45	0,0010119	12,35	0,08097	207,0	2591	2384	0,6966	8,085
0,13	51,07	0,0010126	11,46	0,08726	213,8	2594	2380	0,7174	8,057
0,14	52,58	0,0010133	10,69	0,09354	220,1	2596	2376	0,7368	8,031
0,15	54,00	0,0010140	10,02	0,09980	226,1	2599	2373	0,7550	8,007
0,20	60,08	0,0010171	7,647	0,1308	251,4	2609	2358	0,8321	7,907
0,25	64,99	0,0010199	6,202	0,1612	272,0	2618	2346	0,8934	7,830
0,30	69,12	0,0010222	5,226	0,1913	289,3	2625	2336	0,9441	7,769
0,40	75,88	0,0010264	3,994	0,2504	317,7	2636	2318	1,0261	7,670
0,50	81,35	0,0010299	3,239	0,3087	340,6	2645	2304	1,0910	7,593
0,6	85,95	0,0010330	2,732	0,3661	360,0	2653	2293	1,1453	7,531
0,7	89,97	0,0010359	2,364	0,4230	376,8	2660	2283	1,1918	7,479
0,8	93,52	0,0010385	2,087	0,4792	391,8	2665	2273	1,2330	7,434
0,9	96,72	0,0010409	1,869	0,5350	405,3	2670	2265	1,2696	7,394
1,00	99,64	0,0010432	1,694	0,5903	417,4	2675	2258	1,3026	7,360
1,1	102,32	0,0010452	1,550	0,6453	428,9	2679	2250	1,3327	7,328
1,2	104,81	0,0010472	1,429	0,6999	439,4	2683	2244	1,3606	7,298
1,3	107,14	0,0010492	1,325	0,7545	449,2	2687	2238	1,3866	7,271
1,4	109,33	0,0010510	1,236	0,8080	458,5	2690	2232	1,4109	7,246
1,5	111,38	0,0010527	1,159	0,8627	467,2	2693	2226	1,4336	7,223
1,6	113,32	0,0010543	1,091	0,9164	475,4	2696	2221	1,4550	7,202
1,7	115,17	0,0010559	1,031	0,9699	483,2	2699	2216	1,4752	7,182
1,8	116,94	0,0010575	0,9773	1,023	490,7	2702	2211	1,4943	7,163



THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

Tiếp bảng 17

p bar	t °C	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ'' kg/m ³	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kg.K	s'' kJ/kg.K
1,9	118,62	0,0010591	0,9290	1,076	497,9	2704	2206	1,5126	7,145
2,0	120,23	0,0010605	0,8854	1,129	504,8	2707	2202	1,5302	7,127
2,1	121,78	0,0010619	0,8459	1,182	511,4	2709	2198	1,5470	7,111
2,2	123,27	0,0010633	0,8098	1,235	517,8	2711	2193	1,5630	7,096
2,3	124,71	0,0010646	0,7768	1,287	524,0	2713	2189	1,5783	7,081
2,4	126,09	0,0010659	0,7465	1,340	529,8	2715	2185	1,5929	7,067
2,5	127,43	0,0010672	0,7185	1,392	535,4	2717	2182	1,6071	7,053
2,6	128,73	0,0010685	0,6925	1,441	540,9	2719	2178	1,621	7,040
2,7	129,98	0,0010697	0,6684	1,406	546,2	2721	2175	1,634	7,027
2,8	131,20	0,0010709	0,6461	1,548	551,4	2722	2171	1,647	7,015
2,9	132,39	0,0010721	0,6253	1,599	556,5	2724	2167	1,600	7,003
3,0	133,54	0,0010733	0,6057	1,651	561,4	2725	2164	1,672	6,992
3,1	134,66	0,0010744	0,5873	1,703	566,3	2727	2161	1,683	6,981
3,2	135,75	0,0010754	0,5701	1,754	571,1	2728	2157	1,695	6,971
3,3	136,82	0,0010765	0,5539	1,805	575,7	2730	2154	1,706	6,961
3,4	137,86	0,0010776	0,5386	1,857	580,2	2731	2151	1,717	6,951
3,5	138,88	0,0010786	0,5241	1,908	584,5	2732	2148	1,728	6,941
3,6	139,87	0,0010797	0,5104	1,959	588,7	2734	2145	1,738	6,932
3,7	140,84	0,0010807	0,4975	2,010	592,8	2735	2142	1,748	6,923
3,8	141,79	0,0010817	0,4852	2,061	596,8	2736	2139	1,758	6,914
3,9	142,71	0,0010827	0,4735	2,112	600,8	2737	2136	1,768	6,905
4,0	143,62	0,0010836	0,4624	2,163	604,7	2738	2133	1,777	6,897
4,1	144,51	0,0010845	0,4518	2,213	608,5	2740	2131	1,786	6,889
4,2	145,39	0,0010855	0,4416	2,264	612,3	2741	2129	1,795	6,881
4,3	146,25	0,0010865	0,4319	2,315	616,1	2742	2126	1,804	6,873
4,4	147,09	0,0010874	0,4227	2,366	619,8	2743	2123	1,812	6,865
4,5	147,92	0,0010884	0,4227	2,366	619,8	2743	2123	1,812	6,865
5,0	151,84	0,0010927	0,3747	2,669	640,1	2749	2109	1,860	6,822
6,0	158,84	0,0011007	0,3156	3,169	670,5	2757	2086	1,931	6,761
7,0	164,96	0,0011081	0,2728	3,666	697,2	2764	2067	1,992	6,709
8,0	170,42	0,0011149	0,2403	4,161	720,0	2769	2048	2,016	6,663
9,0	175,35	0,0011213	0,2149	4,654	742,8	2774	2031	2,094	6,623
10	179,88	0,0011273	0,1946	5,139	762,7	2778	2015	2,138	6,587
11	184,05	0,0011331	0,1775	5,634	781,1	2781	2000	2,179	6,554
12	187,95	0,0011385	0,1633	6,124	798,3	2785	1987	2,216	6,523
13	191,60	0,0011438	0,1512	6,614	814,5	2787	1973	2,251	6,495
14	195,04	0,0011490	0,1408	7,103	830,0	2790	1960	2,284	6,469
15	198,28	0,0011539	0,1317	7,593	844,6	2792	1947	2,314	6,445
16	201,36	0,0011586	0,1238	8,080	858,3	2793	1935	2,344	6,422
17	204,30	0,0011632	0,1167	8,569	871,6	2795	1923	2,371	6,400
18	207,10	0,0011678	0,1104	9,058	884,4	2796	1912	2,397	6,379
19	209,78	0,0011722	0,1047	9,549	896,6	2798	1901	2,422	6,359
20	212,37	0,0011766	0,09958	10,041	908,5	2799	1891	2,447	6,340

p bar	t °C	v' m ³ /kg	v'' m ³ /kg	ρ' kg/m ³	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/kg.K	s'' kJ/kg.K
21	214,84	0,0011809	0,09492	10,54	919,8	2800	1880	2,470	6,322
22	217,24	0,0011851	0,09068	11,03	930,9	2801	1870	2,492	6,305
23	219,55	0,0011892	0,08679	11,52	941,5	2801	1860	2,514	6,288
24	221,77	0,0011932	0,08324	12,01	951,8	2802	1850	2,534	6,272
25	223,93	0,0011972	0,07993	12,51	961,8	2802	1840	2,554	6,256
26	226,03	0,0012012	0,07688	13,01	971,7	2803	1831	2,573	6,242
27	228,06	0,0012050	0,07406	13,50	981,3	2803	1822	2,592	6,227
28	230,04	0,0012088	0,07141	14,00	990,4	2803	1813	2,611	6,213
29	231,96	0,0012126	0,06895	14,50	999,4	2803	1804	2,628	6,199
30	233,83	0,0012163	0,06665	15,00	1008,3	2804	1796	2,646	6,186
32	237,44	0,0012238	0,06246	16,01	1025,3	2803	1778	2,679	6,161
34	240,88	0,0012310	0,05875	17,02	1041,9	2803	1761	2,710	6,137
36	244,16	0,0012380	0,05543	18,04	1057,5	2802	1745	2,740	6,113
38	247,31	0,0012450	0,05246	19,06	1072,7	2802	1729	2,769	6,091
40	250,33	0,0012520	0,04977	20,00	1087,5	2801	1713	2,796	6,070
42	253,24	0,0012588	0,04732	21,13	1101,7	2800	1698	2,823	6,049
44	256,05	0,0012656	0,04508	22,18	1115,3	2798	1683	2,849	6,029
46	258,75	0,0012724	0,04305	23,23	1128,8	2797	1668	2,874	6,010
48	261,37	0,0012790	0,04118	24,29	1141,8	2706	1654	2,898	5,991
50	263,91	0,0012857	0,03944	25,35	1154,4	2794	1640	2,921	5,973
55	269,94	0,0013021	0,03564	28,06	1184,9	2790	1604,6	2,976	5,930
60	275,50	0,0013185	0,03243	30,84	1213,9	2785	1570,8	3,027	5,890
65	280,83	0,0013347	0,02973	33,64	1241,3	2779	1537,5	3,076	5,851
70	285,80	9,0013510	0,02737	36,54	1267,4	2772	1504,9	3,122	5,814
75	290,50	0,0013673	0,02532	39,49	1292,7	2766	1472,8	3,166	5,779
80	294,98	0,0013838	0,02352	42,52	1317,0	2758	1441,1	3,208	5,745
85	299,24	0,0014005	0,02192	45,62	1340,8	2751	1409,8	3,248	5,711
90	303,32	0,0014174	0,02048	48,83	1363,7	2743	1379,3	3,287	5,678
95	307,22	0,0014345	0,01919	52,11	1385,9	2734	1348,4	3,324	5,646
100	310,96	0,0014521	0,01803	55,46	1407,7	2725	1317,0	3,360	5,615
110	318,04	0,001489	0,01598	62,58	1450,2	2705	1255,4	3,430	5,553
120	324,63	0,001527	0,01426	70,13	1491,1	2685	1193,5	3,469	5,492
130	330,81	0,001567	0,01277	78,30	1531,5	2662	1130,8	3,561	5,432
140	336,63	0,001611	0,01149	87,03	1570,8	2638	1066,9	3,623	5,372
150	342,11	0,001658	0,01035	99,62	1610	2611	1001,1	3,684	5,310
160	347,32	0,001710	0,009318	107,3	1650	2582	932,0	3,746	5,247
170	352,26	0,001768	0,008382	119,3	1690	2548	858,3	3,807	5,177
180	356,96	0,001837	0,007504	133,2	1732	2510	778,2	3,871	5,107
190	361,44	0,001921	0,00668	149,7	1776	2466	690	3,938	5,027
200	365,71	0,00204	0,00585	170,9	1827	2410	583	4,105	4,928
210	369,79	0,00221	0,00498	200,7	1888	2336	448	4,108	4,803
220	373,7	0,00273	0,00367	272,5	2016	2168	152	4,303	4,591

Bảng 18

Thủy ngân bảo hòa

t	T	p	v ^l .10 ⁵	v ^g	f	f'	r	s ²	s ^g
°C	K	bar	m ³ /kg			kJ/kg		kJ/kg.K	
100	373,15	3,745.10 ⁻⁴	7,48984	413,0	56,936	360,253	303,317	0,40969	1,22255
110	383,15	6,247.10 ⁻⁴	7,50337	254,2	58,306	361,289	302,983	0,41331	1,20408
120	393,15	1,015.10 ⁻³	7,51693	153,6	58,674	362,336	302,652	0,41684	1,18665
130	403,15	1,608.10 ⁻³	7,53052	103,9	61,039	363,362	302,323	0,42027	1,17017
140	413,15	2,491.10 ⁻³	7,54415	68,75	62,403	364,397	301,994	0,42361	1,15456
150	423,15	3,778.10 ⁻³	7,55780	46,43	63,765	365,433	301,668	0,42687	1,13978
160	433,15	5,618.10 ⁻³	7,57148	31,96	65,125	366,469	301,344	0,43004	1,12575
170	443,15	8,204.10 ⁻³	7,58520	22,39	66,484	367,504	301,020	0,43314	1,11242
180	453,15	1,178.10 ⁻²	7,59897	15,95	67,842	368,539	300,697	0,43647	1,09975
190	463,15	1,664.10 ⁻²	7,61277	11,54	69,198	369,574	300,376	0,43913	1,08768
200	473,15	2,315.10 ⁻²	7,62662	8,469	70,553	370,609	300,056	0,44203	1,07619
210	483,15	3,177.10 ⁻²	7,64051	6,301	71,908	371,642	299,734	0,44486	1,06524
220	493,15	4,304.10 ⁻²	7,65444	4,748	73,261	372,676	299,415	0,44763	1,05468
230	503,15	5,758.10 ⁻²	7,66843	3,621	74,614	373,708	299,094	0,45035	1,04479
240	513,15	7,614.10 ⁻²	7,68247	2,793	75,967	374,740	298,773	0,45301	1,03525
250	523,15	9,959.10 ⁻²	7,69656	2,176	77,319	375,771	298,452	0,45562	1,02611
260	533,15	0,12892	7,71071	1,7132	78,671	376,800	298,129	0,45818	1,01737
270	543,15	0,16527	7,72491	1,3613	80,023	377,829	297,806	0,46069	1,00899
280	553,15	0,20993	7,73918	1,0922	81,375	378,885	297,480	0,46316	1,00095
290	563,15	0,26435	7,75351	0,88213	82,728	379,880	297,152	0,46558	0,99324
300	573,15	0,33015	7,7679	0,71874	84,080	380,904	296,824	0,46796	0,98584
310	583,15	0,40910	7,7823	0,59002	85,434	381,922	296,491	0,47030	0,97873
320	593,15	0,50320	7,7969	0,48779	86,788	382,944	296,156	0,47260	0,97190
330	603,15	0,61460	7,8115	0,40600	88,143	383,960	295,817	0,47487	0,96532
340	613,15	0,74567	7,8262	0,34008	88,499	384,973	295,474	0,47709	0,95899
350	623,15	0,89896	7,8409	0,28660	90,856	385,984	295,128	0,47929	0,95289
360	633,15	1,0772	7,8558	0,24291	92,215	386,991	294,776	0,48145	0,94702
370	643,15	1,2834	7,8707	0,20702	93,575	387,994	294,419	0,48358	0,94135
380	653,15	1,5207	7,8858	0,17735	94,937	388,994	294,057	0,48568	0,93589
390	663,15	1,7925	7,9008	0,15269	96,300	389,989	293,689	0,48774	0,93061
400	673,15	2,1024	7,9160	0,13207	97,666	390,980	293,314	0,48978	0,92552
410	683,15	2,454	7,9313	0,11476	99,033	391,966	292,933	0,49180	0,92059
420	693,15	2,852	7,9467	0,10014	100,403	392,947	292,544	0,49378	0,91583
430	703,15	2,299	7,9622	0,08775	101,775	393,923	292,148	0,49574	0,91123
440	713,15	3,801	7,9778	0,07719	103,150	394,893	291,743	0,49768	0,90677
450	723,15	4,362	7,9935	0,06815	104,428	395,858	291,330	0,49959	0,90245
460	733,15	4,986	8,0094	0,06039	105,908	396,816	290,908	0,50148	0,89927
470	743,15	5,679	8,0252	0,05369	107,292	397,767	290,475	0,50335	0,89422
480	753,15	6,446	8,0413	0,04789	108,679	398,711	290,031	0,50519	0,89029
490	763,15	7,292	8,0574	0,04285	110,069	399,649	289,580	0,50702	0,88647
500	773,15	8,222	8,074	0,03846	111,463	400,579	289,116	0,50882	0,88277
510	783,15	9,242	8,090	0,03462	112,861	401,501	288,640	0,51061	0,87917
520	793,15	10,358	8,106	0,03124	114,262	402,415	288,153	0,51238	0,87568
530	803,15	11,576	8,123	0,02827	115,668	403,321	287,653	0,51412	0,87228
540	813,15	12,901	8,140	0,02565	117,078	404,218	287,140	0,51586	0,86898
550	823,15	14,340	8,157	0,02333	118,492	405,106	286,614	0,51757	0,86576

Thông số tới hạn : p_K = 140 bar ; t_K = 1210°C, ρ_K = 5,7 g/cm³

Bảng 19

Amoniac bão hòa (NH₃) (C_p = 0,0599 kJ/kg.K, k = 1,32)

t	p	v'	v''	s'	s''	ĩ	ĩ''	r
°C	bar	m ³ /kg		kJ/kg.K		kJ/kg		
-75	0,0750	0,001368	12,89	2,7771	10,2287	87,5	1563,8	1476,3
-70	0,109	0,001379	9,01	2,8797	10,0906	108,4	1573,0	1464,5
-65	0,157	0,001399	6,46	2,9823	9,9621	129,8	1582,2	1452,4
-60	0,219	0,001401	4,70	3,0840	9,8407	151,1	1591,0	1439,8
-55	0,302	0,001413	3,49	3,1824	9,7272	172,5	1599,8	1427,3
-50	0,409	0,001425	2,62	3,2791	9,6204	193,4	1608,1	1414,7
-45	0,546	0,001437	2,01	3,3767	8,5199	215,6	1616,5	1400,9
-40	0,718	0,001449	1,55	3,4730	9,4245	237,8	1624,9	1387,1
-35	0,933	0,001462	1,22	3,5672	9,3341	260,0	1632,9	1372,9
-30	1,195	0,001476	0,963	3,6601	9,2486	282,2	1640,8	1358,6
-25	1,516	0,001490	0,772	3,7514	9,1674	304,4	1648,3	1344,0
-20	1,902	0,001504	0,624	3,8410	9,0895	327,4	1655,9	1328,5
-15	2,363	0,001519	0,509	3,9293	9,0150	350,0	1662,6	1312,6
-10	2,909	0,001534	0,419	4,0164	8,9438	372,6	1669,3	1296,7
-5	3,549	0,001550	0,347	4,1022	8,8756	395,7	1675,1	1279,5
0	4,294	0,001566	0,290	4,1868	8,8094	418,7	1681,0	1262,3
0	4,294	0,001566	0,290	4,1868	8,8094	418,7	1681,0	1262,3
5	5,157	0,001583	0,244	4,2705	8,7458	441,7	1686,4	1244,7
10	6,150	0,001601	0,206	4,3530	8,6838	465,2	1691,0	1225,9
15	7,283	0,001619	0,175	4,4347	8,6240	488,6	1695,7	1207,1
20	8,572	0,001639	0,149	4,5155	8,5658	512,5	1699,4	1187,0
25	10,03	0,001659	0,128	4,5954	8,5093	536,3	1703,2	1166,9
30	11,67	0,001680	0,111	4,6746	8,4536	560,2	1707,7	1145,5
35	13,50	0,001702	0,0959	4,7529	8,3991	584,9	1708,2	1123,3
40	15,54	0,001726	0,0833	4,8307	8,3455	609,2	1709,9	1100,7
45	17,81	0,001750	0,0727	4,9078	8,2928	633,9	1710,7	1076,8
50	20,33	0,001777	0,0635	4,9840	8,2400	659,0	1711,1	1052,1

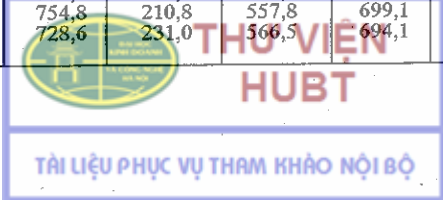


Bảng 20

CO₂ bão hòa (C_p = 0,825 kJ/kg.K, k = 1,31)

t, °C	p, bar	ρ _l , kg/m ³	ρ _v , kg/m ³	ř, kJ/kg	ř ^o , kJ/kg	s', kJ/kg.K	s ^o , kJ/kg.K
Đường cân bằng rắn - hơi							
-130	0,00308	1626	0,01139	92,54	693,6	1,2167	5,414
-125	0,00652	1621	0,02326	97,87	696,4	1,2535	5,293
-120	0,01311	1616	0,04525	103,28	699,1	1,2895	5,180
-115	0,02514	1610	0,08416	108,78	702,3	1,3251	5,078
-110	0,04620	1605	0,1504	114,37	705,2	1,3599	4,981
-105	0,0817	1600	0,2582	120,05	708,2	1,3942	4,892
-100	0,1397	1595	0,4298	125,84	711,3	1,4281	4,809
-95	0,2315	1589	0,6944	131,74	714,1	1,4616	4,730
-90	0,3727	1582	1,0902	137,75	717,1	1,4951	4,658
-85	0,5847	1574	1,673	143,88	719,9	1,5282	4,590
-80	0,8962	1565	2,515	150,14	722,4	1,5608	4,523
-75	1,345	1555	3,708	156,55	725,0	1,5931	4,462
-70	1,981	1545	5,386	163,1	727,1	1,625	4,401
-65	2,870	1534	7,721	169,8	728,3	1,689	4,281
-60	4,097	1522	10,962	176,6	728,7	1,689	4,281
-56,6	5,179	1513	13,797	181,4	729,0	1,721	4,250

t, °C	p, bar	ρ _l , kg/m ³	ρ _v , kg/m ³	ř, kJ/kg	ř ^o , kJ/kg	s', kJ/kg.K	s ^o , kJ/kg.K
Đường cân bằng lỏng - hơi							
-56,6	5,179	1177,8	13,797	380,5	729,0	2,641	4,250
-50,0	6,831	1152,6	18,03	392,5	730,2	2,691	4,203
-40,0	10,051	1113,6	26,21	411,3	732,4	2,772	4,149
-30,0	14,281	1072,7	37,04	430,8	734,4	2,851	4,100
-20,0	19,691	1029,3	51,33	451,0	735,0	2,930	4,052
-15,0	22,896	1006,2	60,16	461,5	734,5	2,970	4,028
-10,0	26,466	981,9	70,33	472,2	733,6	3,010	4,003
-5,0	30,431	956,1	82,26	483,3	731,8	3,050	3,977
-0,0	34,817	928,5	96,26	495,0	729,4	3,092	3,950
1,0	35,747	922,7	99,90	497,5	727,8	3,101	3,942
2,0	36,697	916,8	103,11	500,0	727,0	3,109	3,935
3,0	37,664	910,7	106,53	502,4	726,1	3,118	3,929
4,0	38,651	904,5	110,15	505,0	725,2	3,127	3,922
5,0	39,657	898,2	113,78	507,3	724,2	3,130	3,915
6,0	40,683	891,8	117,66	510,0	723,3	3,144	3,908
7,0	41,729	885,2	121,61	512,5	722,3	3,152	3,901
8,0	42,795	878,4	125,83	515,3	721,3	3,161	3,894
9,0	43,881	871,4	130,19	518,0	720,2	3,170	3,887
10,0	44,988	864,2	134,59	520,4	718,5	3,179	3,879
12,0	47,267	849,4	144,26	526,0	716,5	3,196	3,865
14,0	49,633	833,5	154,51	531,5	713,9	3,215	3,850
16,0	52,090	816,4	166,22	537,5	710,9	3,235	3,835
18,0	54,641	797,9	179,11	543,7	707,5	3,256	3,819
20,0	57,289	777,7	193,9	550,4	703,6	3,278	3,800
22,0	60,037	754,8	210,8	557,8	699,1	3,303	3,782
24,0	62,889	728,6	231,0	566,5	694,1	3,331	3,760



Bảng 21

Frêon - 12 bão hòa ($C.Cl_2F_2$)

Nhiệt độ		Áp suất tuyệt đối p, bar	Thể tích riêng		Mật độ		Entanpi		Nhiệt ẩn r kJ/kg	Entropi	
t, °C	T, K		v ^l dm ³ /kg	v ^v m ³ /kg	ρ ^l kg/dm ³	ρ ^v kg/m ³	h ^l kJ/kg	h ^v kJ/kg		s ^l kJ/kg.K	s ^v kJ/kg.K
-20	253,15	1,5098	0,6868	0,1107	1,456	9,034	400,47	564,00	163,54	4,11835	4,76449
-19	254,15	1,5695	0,6882	0,1067	1,453	9,372	401,39	564,51	163,12	4,12182	4,76387
-18	255,15	1,6306	0,6897	0,1030	1,450	9,709	402,27	565,01	162,74	4,12530	4,76324
-17	256,15	1,6941	0,6911	0,09938	1,447	10,06	403,15	565,49	162,32	4,12877	4,76261
-16	257,15	1,7593	0,6925	0,09597	1,444	10,42	404,03	565,93	161,90	4,13220	4,76198
-15	258,15	1,8262	0,6940	0,09268	1,441	10,79	404,95	566,43	161,48	4,13564	4,76135
-14	259,15	1,8947	0,6954	0,08952	1,438	11,17	406,04	566,89	161,07	4,13907	4,76077
-13	260,15	1,9662	0,6973	0,08650	1,434	11,56	406,75	567,40	160,65	4,14250	4,76018
-12	261,15	2,0391	0,6988	0,08361	1,431	11,96	407,63	567,86	160,23	4,14598	4,75964
-11	262,15	2,1138	0,7003	0,08082	1,428	12,37	408,55	568,36	159,81	4,14941	4,75905
-10	263,15	2,1910	0,7018	0,07813	1,425	12,80	409,47	568,86	159,39	4,15280	4,75859
-9	264,15	2,2700	0,7032	0,07558	1,422	13,23	410,39	569,32	158,93	4,15624	4,75805
-8	265,15	2,3520	0,7047	0,07313	1,419	13,68	411,27	569,78	158,51	4,15963	4,75759
-7	266,15	2,4353	0,7062	0,07078	1,416	14,13	412,19	570,24	158,05	4,16302	4,75704
-6	267,15	2,5215	0,7077	0,06852	1,413	14,60	413,11	570,74	157,63	4,16645	4,75658
-5	268,15	2,6088	0,7092	0,06635	1,410	15,08	414,03	571,21	157,17	4,16984	4,75612
-4	269,15	2,6999	0,7107	0,06427	1,407	15,57	414,95	571,67	156,71	4,17323	4,75562
-3	270,15	2,7928	0,7127	0,06226	1,403	16,07	415,87	572,13	156,25	4,17663	4,75516
-2	271,15	2,8870	0,7143	0,06028	1,400	16,59	416,84	572,63	155,79	4,18006	4,75478
-1	272,15	2,9857	0,7158	0,05844	1,397	17,11	417,76	573,09	155,33	4,18341	4,75432
0	273,15	3,0857	0,7173	0,05667	1,394	17,65	418,68	574,55	154,87	4,18680	4,75394
1	274,15	3,1882	0,7189	0,05496	1,391	18,20	419,60	574,55	154,41	4,19019	4,75348
2	275,15	3,2934	0,7205	0,05330	1,388	18,76	420,56	574,47	153,91	4,19354	4,75302
3	276,15	3,4006	0,7220	0,05166	1,385	19,35	421,49	574,93	153,45	4,19693	4,75265
4	277,15	3,5112	0,7241	0,05012	1,381	19,95	422,45	575,39	152,94	4,20028	4,75227
5	278,15	3,6244	0,7252	0,04863	1,378	20,56	423,37	575,85	152,48	4,20363	4,75189
6	279,15	3,7398	0,7273	0,04721	1,375	21,18	424,33	576,31	151,98	4,20702	4,75152
7	280,15	3,8587	0,7239	0,04583	1,372	21,82	425,30	576,77	151,48	4,21037	4,75118
8	281,15	3,9797	0,7310	0,04450	1,368	22,47	426,22	577,19	150,98	4,21372	4,75080
9	282,15	4,1044	0,7320	0,04323	1,365	23,13	427,18	577,65	150,47	4,21707	4,75043
10	283,15	4,2301	0,7342	0,04204	1,362	23,79	428,14	578,11	149,97	4,22042	4,75013
11	284,15	4,3606	0,7358	0,04086	1,359	24,48	429,14	578,53	149,43	4,22377	4,74976
12	285,15	4,4354	0,7380	0,03970	1,355	25,19	430,07	578,99	148,92	4,22712	4,74946
13	286,15	4,6296	0,7396	0,03858	1,352	25,92	431,03	579,41	148,38	4,23043	4,74909
14	287,15	4,7681	0,7413	0,03751	1,349	26,66	431,99	579,83	147,84	4,23378	4,74875

Tiếp bảng 21

Nhiệt độ		Áp suất tuyệt đối p, bar	Thể tích riêng		Mật độ		Entanpi		Nhiệt ẩn r kJ/kg	Entrôpi	
t, °C	T, K		v', dm ³ /kg	v'', m ³ /kg	ρ', kg/dm ³	ρ'', kg/m ³	ĩ', kJ/kg	ĩ'', kJ/kg		s', kJ/kg.K	s'', kJ/kg.K
15	288,15	4,9108	0,7435	0,03648	1,345	27,41	433,00	580,33	147,33	4,23708	4,74842
16	289,15	5,0553	0,7472	0,03547	1,342	28,18	433,96	580,71	146,75	4,24043	4,74812
17	290,15	5,2041	0,7468	0,03449	1,339	28,99	434,92	581,17	146,24	4,24378	4,74783
18	291,15	5,3549	0,7491	0,03354	1,335	29,87	435,93	581,59	145,65	4,24709	4,74750
19	292,15	5,5086	0,7507	0,03263	1,332	30,65	436,89	582,01	145,11	4,25040	4,74720
20	293,15	5,6669	0,7524	0,03175	1,329	31,50	437,90	582,47	144,57	4,25371	4,74691
21	294,15	5,8883	0,7547	0,03089	1,325	32,38	438,86	582,84	143,98	4,25705	4,74662
22	295,15	5,9930	0,7570	0,03005	1,321	33,28	439,87	583,26	143,40	4,26036	4,74633
23	296,15	6,1610	0,7587	0,02925	1,318	34,19	440,83	583,64	142,81	4,26363	4,74604
24	297,15	6,3335	0,7605	0,02848	1,315	35,11	441,83	584,06	142,23	4,26694	4,74575
25	298,15	6,5080	0,7628	0,02773	1,311	36,07	442,84	584,52	141,68	4,27024	4,74549
26	299,15	6,6857	0,7645	0,02700	1,308	37,04	443,84	584,90	141,05	4,29993	4,74519
27	300,15	6,8666	0,7669	0,02629	1,304	38,04	444,85	585,27	140,43	4,27686	4,74486
28	301,15	7,0542	0,7692	0,02560	1,300	39,06	445,85	585,69	139,84	4,28012	4,74457
29	302,15	7,2435	0,7710	0,02494	1,297	40,10	446,86	586,07	139,21	4,28339	4,74427
30	303,15	7,4344	0,7734	0,02433	1,293	41,11	447,86	586,49	138,62	4,28674	4,74406
31	304,15	7,6321	0,7758	0,02371	1,289	42,18	448,87	586,82	137,96	4,29000	4,74369
32	305,15	7,8352	0,7782	0,02309	1,285	43,31	449,87	587,20	137,33	4,29327	4,74339
33	306,15	8,0417	0,7800	0,02250	1,282	44,45	450,88	587,58	136,70	4,29649	4,74306
34	307,15	8,2461	0,7825	0,02192	1,278	45,62	451,92	587,95	136,03	4,29980	4,74281
35	308,15	8,4596	0,7849	0,02136	1,274	46,81	452,93	588,29	135,36	4,30311	4,74251
40	313,15	9,5818	0,7968	0,01882	1,255	53,13	458,08	590,09	132,01	4,31940	4,74097
45	318,15	10,810	0,8104	0,01656	1,234	60,38	463,31	591,72	128,41	4,33568	4,73933
50	323,15	12,147	0,8244	0,01459	1,213	68,56	468,54	593,10	124,56	4,35189	4,73741
55	328,15	13,600	0,8410	0,01316	1,189	75,98	474,16	595,07	120,91	4,36876	4,73728
60	333,15	15,182	0,8568	0,01167	1,167	85,69	479,68	596,58	116,90	4,38509	4,73850
65	338,15	16,883	0,8741	0,01036	1,114	96,52	485,33	597,96	112,63	4,40142	4,73452
70	343,15	18,727	0,8936	0,00919	1,102	108,81	491,07	599,09	108,02	4,41787	4,73226
75	348,15	20,717	0,9149	0,00814	1,093	122,85	496,93	600,01	103,08	4,43432	4,73041
80	353,15	22,840	0,9498	0,00724	1,064	138,31	502,96	600,64	97,68	4,45099	4,72761
85	358,15	25,124	0,9680	0,00649	1,033	156,49	509,16	600,85	91,69	4,46765	4,72367
90	363,15	27,564	1,0009	0,00564	0,999	177,30	515,48	600,43	84,95	4,48469	4,71861
95	368,15	30,176	1,0416	0,00497	0,960	201,20	522,05	599,17	77,12	4,50202	4,71153
100	373,13	32,964	1,0952	0,00437	0,914	228,83	529,04	596,66	67,62	4,51986	4,70102
105	378,15	35,945	1,1736	0,00359	0,852	278,48	536,46	592,47	56,01	4,53878	4,65204
110	383,15	39,103	1,3513	0,00266	0,742	374,93	550,31	581,50	31,19	4,57065	4,65204

Bảng 22

Frêon - 22 bão hòa (CHClF₂)

t °C	p bar	ρ^s kg/dm ³	ρ^l kg/dm ³	v^s dm ³ /kg	v^l m ³ /kg	i^s kJ/kg	i^l kJ/kg	r kJ/kg	s^s kJ/kg.K	s^l kJ/kg.K
-100	0,020729	1,5653	0,12475	0,6389	8,0158	396,04	659,53	263,49	0,5316	2,0534
-90	0,048951	1,5408	0,27904	0,6490	3,5837	405,48	664,40	258,91	0,5847	1,9983
-80	0,10453	1,5161	0,56672	0,6596	1,745	415,06	669,32	254,26	0,6356	1,9519
-70	0,20510	1,4909	1,0620	0,6707	0,94159	424,82	674,25	249,44	0,6848	1,9126
-60	0,37459	1,4650	1,8604	0,6826	0,53751	434,78	679,16	244,37	0,7326	1,8791
-50	0,64352	1,4381	3,0791	0,6954	0,32477	444,99	683,98	239,00	0,7793	1,8503
-40	1,0490	1,4101	4,8571	0,7092	0,20588	455,45	688,69	233,25	0,8250	1,8254
-35	1,3161	1,3957	6,0055	0,7165	0,16652	460,78	690,99	230,21	0,8476	1,8142
-30	1,6340	1,3809	7,3560	0,7241	0,13594	466,17	693,25	227,07	0,8699	1,8038
-25	2,0089	1,3659	8,9329	0,7321	0,11195	471,54	695,45	223,81	0,8920	1,7939
-20	2,4472	1,3505	10,762	0,7405	0,092920	477,17	697,60	220,43	0,9140	1,7847
-15	2,9558	1,3348	12,871	0,7492	0,077695	482,77	699,69	216,92	0,9357	1,7760
-10	3,5416	1,3187	15,290	0,7583	0,065404	488,44	701,71	213,27	0,9573	1,7678
-5	4,2119	1,3022	18,051	0,7679	0,055399	494,19	703,67	209,48	0,9787	1,7600
0	4,9741	1,2853	21,190	0,7780	0,047192	500,00	705,55	205,55	1,0000	1,7525
5	5,8358	1,2680	24,747	0,7886	0,040409	505,89	707,35	201,46	1,0211	1,7454
10	6,8048	1,2503	28,764	0,7998	0,034765	511,85	709,06	197,20	1,0421	1,7386
15	7,8890	1,2321	33,292	0,8116	0,030037	517,90	710,67	192,77	1,0630	1,7319
20	9,0966	1,2133	38,385	0,8242	0,026052	524,03	712,18	188,15	1,0837	1,7255
25	10,436	1,1940	44,108	0,8375	0,022671	530,25	713,57	183,32	1,1044	1,7192
30	11,915	1,1739	50,536	0,8518	0,019788	536,57	714,83	178,26	1,1250	1,7130
35	13,544	1,1531	57,756	0,8672	0,017314	543,00	715,95	172,95	1,1456	1,7068
40	15,331	1,1314	65,876	0,8839	0,015180	549,55	716,91	167,36	1,1661	1,7006
45	17,286	1,1086	75,027	0,9020	0,013328	556,23	717,68	161,45	1,1868	1,6942
50	19,418	1,0846	85,374	0,9220	0,011713	563,07	718,24	155,17	1,2075	1,6877
55	21,739	1,0590	97,129	0,9443	0,010296	570,10	718,55	148,45	1,2284	1,6808
60	24,260	1,0315	110,57	0,9694	0,0090438	577,35	718,55	141,21	1,2496	1,6734
65	26,993	1,0018	126,10	0,9982	0,0079303	584,87	718,19	133,32	1,2712	1,6654
70	29,952	0,9692	144,27	1,0318	0,0069314	592,74	717,34	124,60	1,2934	1,6565
75	33,154	0,9330	165,96	1,0718	0,0060254	601,07	715,87	114,79	1,3166	1,6463
80	36,615	0,8918	192,67	1,1213	0,0051903	610,07	713,50	103,43	1,3411	1,6340
85	40,360	0,8435	227,32	1,1856	0,0043991	620,07	709,73	89,66	1,3680	1,6184
90	44,416	0,7817	277,47	1,2793	0,0036040	631,96	703,29	71,33	1,3996	1,5960
95	48,825	0,6639	387,66	1,5062	0,0025796	650,69	687,06	36,38	1,4491	1,5479

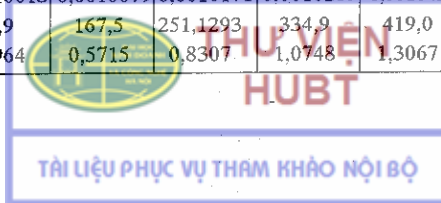


THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

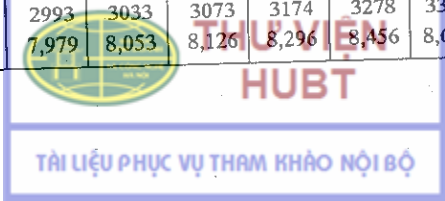
Nước chưa sôi và hơi quá nhiệt

P, bar		t, °C		20	40	60	80	100	120	140	160	180
		v	i									
0,04	v	0,0010018		36,12	38,45	40,75	43,07	45,39	47,69	50,01	52,31	
	i	83,7		2574	2612	2650	2688	2726	2764	2803	2841	
	s	0,2964		8,537	8,651	8,762	8,867	8,966	9,060	9,150	9,238	
0,08	v	0,0010018	0,0010079	19,19	20,34	21,50	22,66	23,82	24,97	26,13		
	i	83,7	167,5	2612	2650	2688	2726	2764	2802	2841		
	s	0,2964	0,5715	8,331	8,441	8,546	8,645	8,740	8,830	8,917		
0,10	v	0,0010018	0,0010079	15,35	16,27	17,20	18,13	19,06	19,98	20,90		
	i	83,7	167,5	2612	2650	2688	2726	2764	2802	2841		
	s	0,2964	0,5715	8,331	8,441	8,546	8,645	8,740	8,830	8,917		
0,12	v	0,0010018	0,0010079	12,78	13,55	14,33	15,10	15,87	16,64	17,42		
	i	83,7	167,5	2611	2649	2687	2725	2764	2802	2841		
	s	0,2964	0,5715	8,143	8,253	8,358	8,454	8,552	8,643	8,730		
0,14	v	0,0010018	0,0010079	10,95	11,61	12,27	12,94	13,60	14,26	14,92		
	i	83,7	167,5	2611	2649	2687	2725	2763	2802	2840		
	s	0,2964	0,5715	8,071	8,181	8,287	8,386	8,481	8,572	8,659		
0,16	v	0,0010018	0,0010079	9,573	10,160	10,740	11,320	11,899	12,478	13,057		
	i	83,7	167,5	2610	2649	2687	2725	2763	2802	2840		
	s	0,2964	0,5715	8,009	8,120	8,225	8,324	8,419	8,510	8,597		
0,20	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	8,119	8,584	9,049	9,513	9,977	10,441		
	i	83,7	167,5	251,1	2648	2687	2725	2763	2801	2840		
	s	0,2964	0,5715	0,8307	8,015	8,120	8,220	8,315	8,406	8,493		
0,30	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	5,400	5,713	6,025	6,335	6,645	6,955		
	i	83,7	167,5	251,1	2646	2685	2724	2762	2801	2839		
	s	0,2964	0,5715	0,8307	7,825	7,931	8,031	8,126	8,217	8,304		
1,0	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	0,0010289	1,695	1,795	1,889	1,984	2,078		
	i	83,7	167,5	251,1	334,9	2676	2717	2757	2796	2835		
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	7,361	7,465	7,562	7,654	7,743		
1,2	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	0,0010289	0,0010434	1,491	1,572	1,650	1,729		
	i	83,9	167,5	251,1293	334,9	419,0	2715	2755	2795	2834		
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	1,3067	7,376	7,475	7,568	7,657		



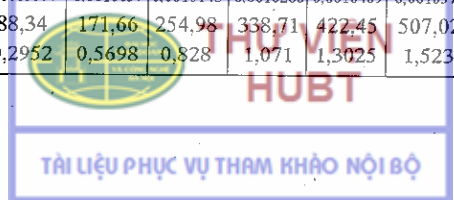
Tiếp bảng 23

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
54,63	56,93	59,24	61,56	63,87	66,18	71,96	77,73	85,31	89,28	100,84
2880	2918	2958	2997	3037	3077	3177	3284	3384	3490	3707
9,321	9,402	9,479	9,554	9,627	9,698	9,866	10,024	10,174	10,317	10,585
27,29	28,44	29,60	30,75	31,90	33,06	35,94	38,84	41,72	44,61	50,38
2880	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
9,000	9,081	9,159	9,234	9,306	9,377	9,546	9,704	9,854	9,997	10,265
21,83	22,76	23,68	24,60	25,53	26,46	28,76	31,08	33,39	35,70	40,32
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,897	8,978	9,056	9,131	9,203	9,274	9,443	9,601	9,751	9,895	10,162
18,19	18,96	19,73	20,50	21,27	22,04	23,96	25,89	27,82	29,74	33,60
2897	2918	2957	2996	3036	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,813	8,894	8,972	9,047	9,119	9,190	9,359	9,517	9,667	9,810	10,078
15,58	16,24	16,90	17,56	18,22	18,88	20,53	22,18	29,83	25,49	28,79
2879	2918	2957	2907	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,742	8,823	8,900	8,975	9,048	9,119	9,288	9,446	9,596	9,739	10,007
13,635	14,213	14,790	15,367	15,943	16,52	17,96	19,41	20,85	22,29	25,18
2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,680	8,761	8,838	8,913	8,986	9,057	9,226	9,384	9,534	9,678	9,945
10,905	11,369	11,832	12,295	12,758	13,220	14,376	15,530	16,68	17,82	20,15
2897	2918	2957	2996	3036	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,576	8,657	8,735	8,610	8,833	8,954	9,123	9,281	9,431	9,575	9,842
7,246	7,573	7,882	8,191	8,500	8,809	9,580	10,351	11,121	11,891	13,430
2878	2917	2956	2996	3036	3076	3177	3280	3384	3490	3707
8,388	8,469	8,547	8,610	8,695	8,766	8,935	9,093	9,244	9,388	9,655
2,162	2,266	2,359	2,452	2,545	2,638	2,871	3,102	3,334	3,565	4,028
2875	2914	2954	2993	3033	3074	3175	3278	3382	3488	3706
7,828	7,910	7,988	8,064	8,139	8,211	8,381	8,541	8,690	8,833	9,097
1,807	1,886	1,964	2,042	2,120	2,197	2,391	2,584	2,777	2,770	3,357
2874	2913	2953	2993	3033	3073	3174	3278	3382	3488	3705
7,742	7,824	7,903	7,979	8,053	8,126	8,296	8,456	8,606	8,749	9,013



Tiếp bảng 23

p, bar	t°C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
		v	0,0010015	0,0010076	0,0010168	0,0010287	0,0010432	0,0010601	0,0010797	0,3167
6,0	i	84,3	167,9	251,5	335,2	419,1	503,7	589,1	2759	2805
	s	0,2964	0,7516	0,8302	0,0744	1,3062	1,5265	1,738	6,767	6,869
8,0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010167	0,0010286	0,0010431	0,0010600	0,0010795	0,0011020	0,2473
	i	84,5	168,1	251,7	335,3	419,2	503,8	589,1	675,3	2792
	s	0,2962	0,5714	0,8300	1,0742	1,3060	1,5263	1,737	1,941	6,715
10	v	0,0010014	0,0010075	0,0010166	0,0010285	0,0010430	0,0010598	0,0010794	0,0011018	0,1949
	i	84,7	168,3	251,8	335,4	419,3	503,9	589,2	675,4	2778
	s	0,2960	0,5712	0,8298	1,0740	1,3058	1,5261	1,737	1,941	6,588
12	v	0,0010013	0,0010074	0,0010165	0,0010284	0,0010429	0,0010597	0,0010793	0,0011016	0,1845
	i	84,9	168,5	251,9	335,5	419,4	504,0	589,3	675,5	2790
	s	0,2959	0,5711	0,8297	1,0738	1,3056	1,5259	1,737	1,940	6,534
14	v	0,0010012	0,0010073	0,0010164	0,0010282	0,0010427	0,0010596	0,0010792	0,0011015	0,0011271
	i	85,1	168,7	252,1	335,7	419,6	504,2	589,5	675,7	763,2
	s	0,2958	0,5710	0,8296	1,0736	1,3054	1,5257	1,736	1,940	2,137
16	v	0,0010011	0,0010072	0,0010163	0,0010282	0,0010426	0,0010595	0,0010790	0,0011013	0,0011270
	i	85,3	168,8	252,2	335,8	419,7	504,3	589,6	675,7	763,2
	s	0,2958	0,5710	0,8296	1,0735	1,3052	1,5256	1,736	1,940	2,137
18	v	0,0010010	0,0010071	0,0010162	0,0010281	0,0010425	0,0010594	0,0010789	0,0011012	0,0011268
	i	85,5	169,0	252,4	336,0	419,9	504,5	589,8	675,8	763,2
	s	0,2957	0,5709	0,8295	1,0733	1,3050	1,5254	1,736	1,939	2,136
20	v	0,0010009	0,0010070	0,0010161	0,0010280	0,0010424	0,0010593	0,0010787	0,0011011	0,0011267
	i	85,7	169,2	252,6	336,2	420,1	504,7	589,9	675,9	763,2
	s	0,2957	0,5708	0,8294	1,0731	1,3048	1,5252	1,736	1,939	2,136
30	v	0,0010004	0,0010065	0,0010157	0,0010275	0,0010419	0,0010587	0,0010782	0,0011004	0,0011258
	i	86,7	170,1	253,5	337,0	420,9	505,4	590,6	676,4	763,7
	s	0,2956	0,5707	0,8290	1,0726	1,3038	1,5244	1,735	1,938	2,134
40	v	0,0010001	0,0010062	0,0010152	0,0010271	0,0010414	0,0010582	0,0010776	0,0010997	0,0011251
	i	87,5	170,82	254,14	337,87	421,61	506,18	591,18	677,00	748,09
	s	0,2952	0,5698	0,828	1,072	1,303	1,523	1,734	1,936	2,133
50	v	0,0009997	0,0010057	0,0010148	0,0010266	0,0010409	0,0010577	0,0010770	0,0010990	0,0011243
	i	88,34	171,66	254,98	338,71	422,45	507,02	592,01	677,42	764,51
	s	0,2952	0,5698	0,828	1,071	1,3025	1,523	1,733	1,935	2,131



Tiếp bảng 23

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0,3520	0,3688	0,3855	0,4019	0,4181	0,4342	0,4741	0,5136	0,5528	0,5919	0,6697
2849	2891	2933	2975	3017	3059	3164	3270	3376	3483	3701
6,963	7,051	7,135	7,215	7,292	7,366	7,541	7,704	7,857	8,001	8,266
0,2609	0,2739	0,2867	0,2993	0,3118	0,3240	0,3542	0,3842	0,4137	0,4432	0,5018
2839	2883	2926	2969	3011	3054	3160	3267	3373	3481	3699
6,814	6,905	6,991	7,073	7,151	7,226	7,404	7,568	7,722	7,866	8,132
0,2060	0,2169	0,2274	0,2377	0,2478	0,2578	0,2822	0,3065	0,3303	0,3539	0,4010
2827	2874	2918	2962	3005	3048	3156	3263	3370	3479	3698
6,692	6,788	6,877	6,961	7,040	7,116	7,296	7,461	7,615	7,761	8,027
0,1693	0,1788	0,1879	0,1967	0,2054	0,2139	0,2343	0,2547	0,2747	0,2944	0,3339
2816	2865	2911	2955	2999	3042	3515	3260	3364	3477	3696
6,588	6,688	6,780	6,866	6,947	7,025	7,206	7,373	7,529	7,674	7,942
0,1429	0,1515	0,1596	0,1673	0,1748	0,1823	0,2001	0,2176	0,2349	0,2520	0,2858
2803	2855	2902	2948	2992	3036	3147	3256	3365	3474	3695
6,497	6,602	6,697	6,784	6,867	6,945	7,130	7,299	7,455	7,601	7,870
0,0011565	0,1309	0,1382	0,1452	0,1519	0,1585	0,1743	0,1899	0,2051	0,2201	0,2499
825,4	2844	2893	2940	2986	3030	3142	3253	3363	3472	3693
2,329	6,524	6,622	6,711	6,796	6,877	7,063	7,233	7,390	7,537	7,806
0,0011563	0,1149	0,1216	0,1280	0,1341	0,1401	0,1545	0,1683	0,1819	0,1953	0,2219
852,4	2833	2884	2932	2979	3025	3138	3249	3360	3470	3691
2,328	6,452	6,554	6,646	6,732	6,814	7,003	7,175	7,333	7,480	7,750
0,0011561	0,1021	1,084	0,1143	0,1200	0,1255	0,1384	0,1511	0,1634	0,1755	0,1995
852,4	2821	2875	2924	2972	3019	3134	3246	3357	3468	3690
2,328	6,385	6,491	6,585	6,674	6,757	6,949	7,122	7,282	7,429	7,701
0,0011551	0,0011891	0,06826	0,07294	0,07720	0,08119	0,09051	0,09929	0,1078	0,1161	0,1325
825,6	943,5	2823	2882	2947	2988	3111	3229	3343	3456	3882
2,326	2,5146	6,255	6,337	6,438	6,530	6,735	6,916	7,080	7,231	7,506
0,0011542	0,0011880	0,0012282	0,05302	0,05679	0,06022	0,060782	0,07490	0,08162	0,08116	0,1008
825,85	943,70	1037,49	2838,65	2901,45	2958,39	3089,44	3212,11	3330,18	3445,73	3647,75
2,324	2,512	2,698	6,148	6,262	6,364	6,585	6,773	6,943	7,098	7,376
0,0011532	0,0011868	0,0012266	0,0012751	0,04330	0,04646	0,06310	0,05904	0,06462	0,06999	0,08029
853,21	994,12	1037,49	1135,04	2858,33	2924,06	3065,57	3194,10	3315,94	3434,43	3666,80
2,322	2,510	2,696	2,883	6,097	6,214	6,453	6,651	6,825	6,984	7,267



Tiếp bảng 23

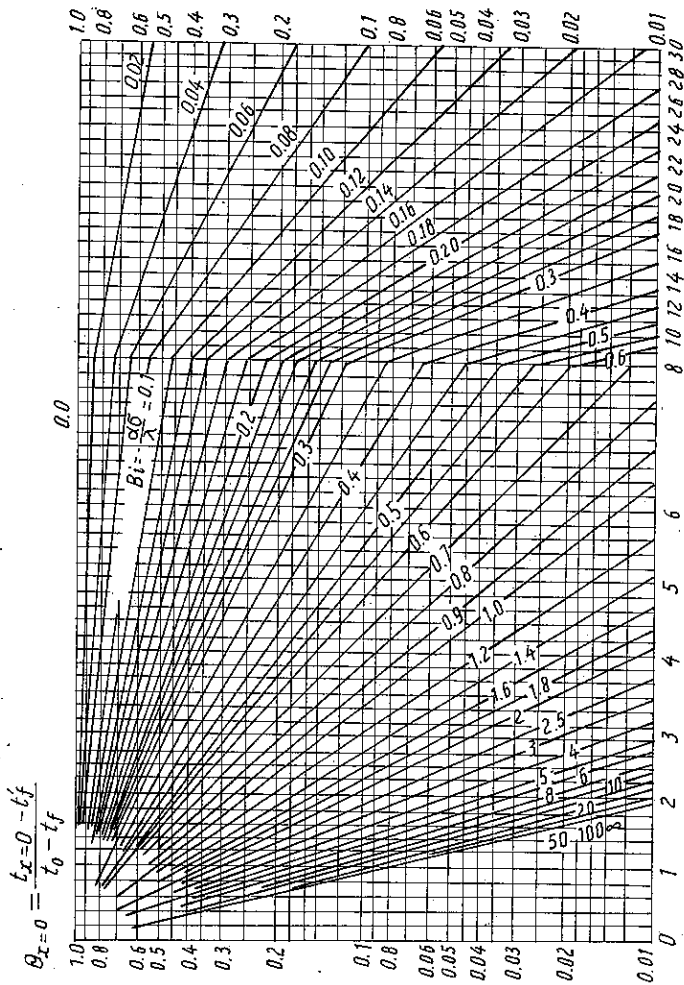
p, bar		t°C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
			v	0,0009992	0,0010053	0,0010144	0,0010262	0,0010404	0,0010572	0,0010764	0,0010984
60	i	89,18	172,50	255,81	239,55	423,28	507,44	592,43	678,26	765,35	
	s	0,2948	0,5694	0,827	1,070	1,3017	1,480	1,732	1,934	2,129	
70	v	0,0009988	0,0010049	0,0010139	0,0010257	0,0010399	0,0010566	0,0010758	0,0010977	0,0011226	
	i	90,43	173,33	256,65	339,96	423,7	508,27	593,26	678,68	765,76	
80	s	0,294	0,568	0,826	1,069	1,300	1,521	1,731	1,933	2,127	
	v	0,000983	0,0010043	0,0010134	0,0010254	0,0010398	0,0010564	0,0010754	0,0010972	0,0011220	
90	i	91,3	174,6	157,8	341,2	424,9	509,1	593,4	679,6	766,7	
	s	0,2943	0,5686	0,8260	1,0689	1,2996	1,5198	1,730	1,931	2,12	
100	v	0,0009978	0,0010038	0,0010129	0,0010249	0,0010393	0,0010559	0,0010749	0,0010966	0,0011213	
	i	92,3	175,5	258,7	342,1	425,7	509,8	594,6	680,3	767,4	
120	s	0,2941	0,5681	0,8253	1,0682	1,2988	1,5189	1,729	1,930	2,125	
	v	0,0009975	0,0010031	0,0010125	0,0010245	0,0010386	0,0010552	0,0010741	0,0010956	0,0011201	
130	i	93,2	176,9	259,6	342,9	426,5	510,5	593,3	681,0	758,0	
	s	0,2939	0,5674	0,8247	1,2982	1,5182	1,728	1,929		2,123	
140	v	0,0009965	0,0010024	0,0010116	0,0010236	0,0010379	0,0010544	0,0010732	0,0010946	0,0011189	
	i	95,1	178,2	261,4	344,6	428,1	512,0	596,7	682,4	789,1	
160	s	0,2935	0,5668	0,8236	1,0662	1,2967	1,5165	1,727	1,927	2,121	
	v	0,0009961	0,0010020	0,0010112	0,0010231	0,0010373	0,0010538	0,0010725	0,0010939	0,0011182	
180	i	96,0	179,0	262,2	345,4	428,9	512,7	597,4	683,0	769,7	
	s	0,2931	0,5664	0,8230	1,0655	1,2959	1,5256	1,726	1,926	2,119	
200	v	0,0009957	0,0010016	0,0010108	0,0010368	0,00105330	0,00107190	0,0010932	0,0011174	0,0011174	
	i	96,9	179,9	263,0	346,2	429,6	513,1	598,0	683,6	770,2	
220	s	0,2930	0,5660	0,8224	1,0648	1,2951	1,5148	1,724	1,925	2,118	
	v	0,0009948	0,0010007	0,0010099	0,0010217	0,0010355	0,0010522	0,0010707	0,0010918	0,0011157	
240	i	98,9	181,7	264,7	347,9	431,2	514,9	599,4	684,9	771,3	
	s	0,2925	0,5653	0,8212	1,0634	1,2937	1,5131	1,722	1,922	2,116	
260	v	0,0009912	0,0009973	0,0010065	0,0010182	0,0010320	0,0010479	0,0010660	0,001086	0,0011099	
	i	106,4	188,8	271,5	354,3	437,2	520,8	604,6	689,9	774,14	
280	s	0,2911	0,5625	0,8169	1,0582	1,2881	1,5062	1,715	1,915	2,108	
	v	0,0009886	0,0009949	0,0010041	0,0010156	0,0010293	0,0010450	0,0010626	0,0010825	0,0011050	
300	i	112,0	194,1	276,5	359,1	441,9	525,1	609,0	693,6	779,1	
	s	0,2902	0,5603	0,8140	1,0545	1,2854	1,5024	1,709	1,908	2,100	

200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0,0011522 853,69 2,321	0,0011857 944,12 2,508	0,0012251 1037,49 2,693	0,0012729 1134,20 2,880	0,003405 2809,34 5,940	0,03711 2884,70 6,076	0,04324 304,29 6,339	0,04845 3176,52 6,546	0,05327 3301,29 6,726	0,05785 3422,71 6,888	0,06658 3658,43 7,175
0,0011513 854,10 2,319	0,0011045 944,54 2,506	0,0012236 1037,49 2,691	0,0012709 1134,20 2,876	0,0013308 1235,94 3,063	0,03029 2841,58 5,943	0,03615 3015,75 6,235	0,04084 3157,26 5,455	0,04513 3287,05 6,640	0,04918 3410,98 6,806	0,05678 3650,00 7,097
0,0011504 855,0 2,317	0,0011833 945,1 2,504	0,001221 1037,9 2,688	0,0012689 1134,4 2,873	0,0013275 1235,4 3,059	0,02429 2784 5,788	0,03003 2985 6,126	0,03438 3135 6,358	0,03821 3270 6,552	0,04177 3397 6,722	0,04844 3640 7,019
0,0011496 855,5 2,316	0,0011822 945,2 2,502	0,0012207 1038,1 2,686	0,0012669 1134,2 2,870	0,0013246 1234,9 3,053	0,0014016 1344,3 3,244	0,02586 2954 5,940	0,03001 3114 6,207	0,03354 3254 6,416	0,03680 3386 6,596	0,04285 3631 6,901
0,0011482 856,0 2,314	0,0011805 945,8 2,500	0,0012185 1038,3 2,684	0,0012650 1134,2 2,868	0,0013217 1234,5 3,053	0,0013970 1342,2 3,244	0,02247 2920 5,940	0,02646 3093 6,207	0,002979 3239 6,416	0,03281 3372 6,596	0,03837 3621 6,901
0,0011622 901,5 2,404	0,0011788 946,6 2,497	0,0012164 1038,7 2,680	0,0012612 1133,9 2,863	0,0013164 1233,7 3,040	0,0013886 1340,0 3,235	0,01726 2844 5,755	0,02113 3049 6,071	0,02414 3206 6,298	0,02681 3347 6,487	0,03163 3603 6,803
0,0011458 857,4 2,309	0,0011777 946,9 2,495	0,0012150 1038,9 2,678	0,0012593 1133,8 2,860	0,0013137 1233,3 3,043	0,0013847 1339,0 3,230	0,01514 2799 5,657	0,01905 3026 6,006	0,02197 3189 6,243	0,02450 3334 6,438	0,02903 3294 6,758
0,0011448 857,9 2,308	0,0011766 947,3 2,493	0,0012136 1039,8 2,676	0,0012575 1133,8 2,858	0,0013111 1232,9 3,040	0,0013808 1338,0 3,226	0,01325 2750 5,550	0,01726 3000 5,942	0,02010 3172 6,190	0,02252 3321 6,390	0,02683 3585 6,716
0,0011430 858,8 2,305	0,0011744 948,0 2,489	0,0012109 1039,5 2,672	0,0012539 1133,7 2,853	0,0013061 1232,2 3,035	0,0013735 1336,2 3,218	0,00978 2612 5,302	0,01429 2845 5,816	0,01704 3137 6,090	0,01930 3294 6,303	0,02322 3567 6,740
0,0011357 862,6 2,295	0,0011658 950,9 2,477	0,0012004 1041,3 2,657	0,0012404 1134,0 2,835	0,0012283 1230,3 3,011	0,0013475 1331,2 3,190	0,001612 1625 3,684	0,00676 2638 5,236	0,00977 2971 5,724	0,01174 3174 5,999	0,01478 3493 6,394
0,0011305 865,4 2,287	0,0011597 953,3 2,468	0,0011931 1042,9 2,647	0,0012315 1134,7 2,822	0,0012764 1229,0 2,996	0,0013311 1329,0 3,171	0,001556 1608 3,640	0,00283 2155 4,476	0,00672 2816 5,446	0,00869 3073 5,799	0,01144 3434 6,242



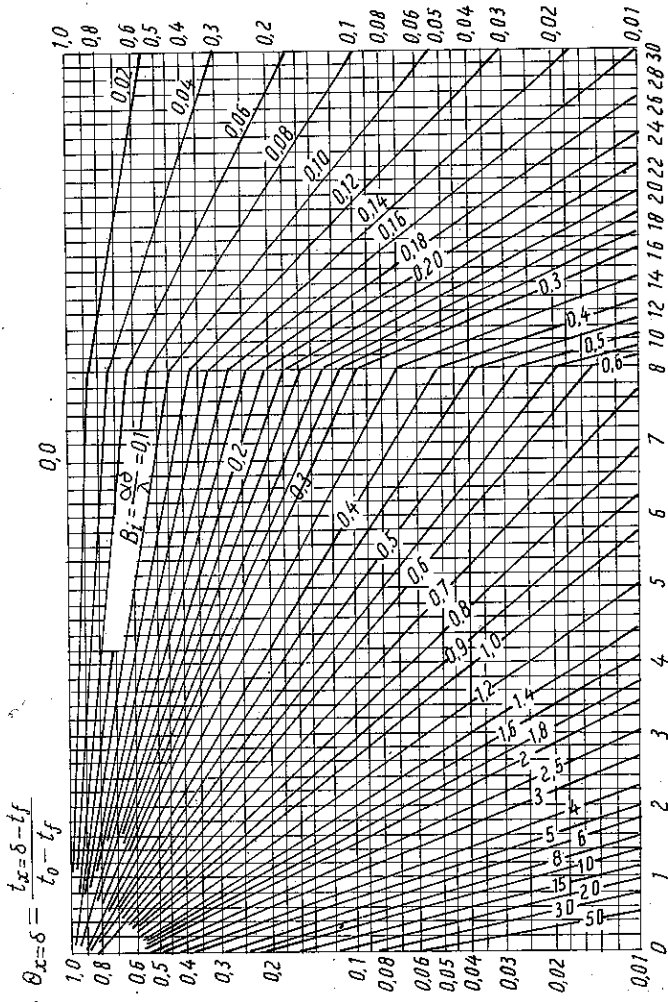
THƯ VIỆN
HUBT

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ



Hình 6-2a. $\theta_x^* = \delta = F_1(Bi; Fo)$





$$Fo = \frac{\alpha t}{\delta^2}$$

Hình 6-2b. $\theta_x^* = \delta = F_2(Bi, Fo)$



**THƯ VIỆN
HUBT**

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Phạm Lê Dân, Nguyễn Anh Hải, Vũ Trọng Khoan : "Nhiệt động học kĩ thuật". Nhà xuất bản Đại học và Trung học chuyên nghiệp 1974.

2. Hoàng Đình Tín và Nguyễn Hà Thanh : "Cơ sở truyền nhiệt". Nhà xuất bản Đại học và Trung học chuyên nghiệp 1972.

3. V.V.Nashchokin : "Engineering thermodynamics and heat transfer". Mir - publishers - Moscow 1979.

4. M.Bailly : "Thermodynamique technique" Bordeaux 1971.

5. Gordon J.Van Wylen : Richard E.Sonntag : "Thermodynamique appliquée". Ottawa, Canada 1981.

6. N.ELSNER. Grundlagen der technischen Thermodynamik, Akademie - Verlag Berlin 1973.

7. V.A. Kirillin ; V.V. Sytchév, A.E. Sheindlin : "Thermodynamique technique Edition Mir. Moscow 1981.

8. M.Mikheyev : Fundamentals of heat transfer. Mir Publishers. Moscow 1968.

9. V.KHOTIN, V. ZHIDKIKH, V. LAVYGIN, F. SALOMZODA. "Fundamentals of Heat Engineering" Mir - publishes - Moscow 1987.

10. Grober/Erk/Griguli : "Grundgesetze der Wärmeübertragung" Springer - Verlag. Berlin/Gottingen/Herdelberg 1963.



MỤC LỤC

Trang

Lời nói đầu

3

Phần một NHIỆT ĐỘNG KÍ THUẬT

Chương 1. Những khái niệm cơ bản và phương trình trạng thái của môi chất ở thể khí

1.1. Nguyên lí làm việc của thiết bị nhiệt	6
1.2. Sự thay đổi trạng thái và chuyển pha của đơn chất	8
1.3. Thông số trạng thái của môi chất	12
1.4. Phương trình trạng thái của môi chất	16

Chương 2. Định luật nhiệt thứ nhất và các quá trình nhiệt cơ bản của môi chất ở pha khí

2.1. Nhiệt, công và các phương pháp xác định	23
2.2. Định luật nhiệt động thứ nhất	29
2.3. Các quá trình cơ bản của khí lí tưởng	30
2.4. Các quá trình cơ bản của khí thực	38

Chương 3. Một số quá trình khác của khí và hơi

A. QUÁ TRÌNH LƯU ĐỘNG

3.1. Một số khái niệm và công thức cơ bản	42
3.2. Xác định tốc độ của dòng lưu động	44
3.3. Xác định lưu lượng của dòng	47

B. QUÁ TRÌNH TIẾT LƯU

3.4. Khái niệm cơ bản	49
3.5. Hiệu ứng tiết lưu Joule - Thomson	50

C. MỘT SỐ QUÁ TRÌNH CỦA KHÔNG KHÍ ẨM

3.6. Khái niệm cơ bản	51
3.7. Đồ thị I - d và ứng dụng	55

197



D. QUÁ TRÌNH LÀM VIỆC CỦA MÁY NÉN	
3.8. Khái niệm cơ bản	58
3.9. Nguyên lí làm việc của máy nén pittông một cấp	59

E. QUÁ TRÌNH HỖN HỢP KHÍ

3.10. Xác định trạng thái sau hỗn hợp	61
---------------------------------------	----

Chương 4. Định luật nhiệt thứ hai và chu trình Carnot

4.1. Khái niệm cơ bản	63
4.2. Chu trình Carnot thuận nghịch	65
4.3. Một vài cách phát biểu của định luật nhiệt thứ hai	68

Chương 5. Chu trình nhiệt động

CHU TRÌNH THUẬN CHIỀU

5.1. Chu trình của khí lí tưởng	70
5.2. Chu trình của khí thực (hơi)	78
5.3. Chu trình chuyển trực tiếp nhiệt - điện	80

CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU

5.4. Chu trình ngược chiều dùng không khí	85
5.5. Chu trình ngược chiều dùng hơi	87
5.6. Chu trình ngược chiều dùng phương pháp hấp thụ	88
5.7. Chu trình ngược chiều điện - nhiệt	89

Phần hai TRUYỀN NHIỆT

Chương 6. Dẫn nhiệt

6.1. Phương trình vi phân dẫn nhiệt	92
6.2. Dẫn nhiệt ổn định khi không có nguồn trong	96
6.3. Dẫn nhiệt không ổn định khi không có nguồn trong	102
6.4. Dẫn nhiệt ổn định khi có nguồn nhiệt bên trong	109

Chương 7. Trao đổi nhiệt đối lưu

7.1. Các khái niệm cơ bản	111
7.2. Lí luận đồng dạng	114
7.3. Một số trường hợp tỏa nhiệt đối lưu	119



Chương 8. Trao đổi nhiệt bằng bức xạ

8.1. Những khái niệm cơ bản	130
8.2. Một số định luật cơ bản về bức xạ	132
8.3. Trao đổi nhiệt bằng bức xạ giữa các vật đặt trong môi trường trong suốt	134
8.4. Bức xạ của chất khí	139
8.5. Bức xạ mặt trời	141

Chương 9. Truyền nhiệt và thiết bị trao đổi nhiệt

9.1. Truyền nhiệt	143
9.2. Thiết bị trao đổi nhiệt	146
Bài tập	151
Phụ lục	164
Tài liệu tham khảo	196
Mục lục	197



Chịu trách nhiệm xuất bản:

Chủ tịch Hội đồng Thành viên MẠC VĂN THIÊN
Tổng Giám đốc kiêm Tổng biên tập GS.TS. VŨ VĂN HÙNG

Tổ chức bản thảo và chịu trách nhiệm nội dung:

Phó Tổng biên tập NGÔ ÁNH TUYẾT
Giám đốc Công ty CP Sách ĐH - DN NGÔ THỊ THANH BÌNH

Biên tập lần đầu: THANH BÌNH

Biên tập tái bản: NGUYỄN DUY MẠNH

Sửa bản in: LÊ MINH THƯ

Trình bày bìa: ĐOÀN HỒNG

Chế bản: TRẦN THU HƯƠNG

Công ty CP Sách Đại học, Dạy nghề - Nhà xuất bản Giáo dục Việt Nam
giữ quyền công bố tác phẩm.

CƠ SỞ KỸ THUẬT NHIỆT

Mã số: 7B062y6-DAI

In 500 bản (QĐ in số : 02/STK), khổ 14,5 x 20,5 cm.

Đơn vị in : In tại Công ty Văn hóa Hà Nội.

240 Minh Khai, Quận Hai Bà Trưng, TP Hà Nội.

Cơ sở in : Khu công nghiệp Đình Bảng - Từ Sơn - Bắc Ninh.

Số ĐKXB : 116 - 2016/CXBIPH/37-66/GD.

Số QĐXB : 238/QĐ-GD-HN ngày 20 tháng 01 năm 2016.

In xong và nộp lưu chiểu tháng 02 năm 2016.

TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ



CÔNG TY CỔ PHẦN SÁCH ĐẠI HỌC - DẠY NGHỀ
HEVOBCO

25 HÀN THUYÊN - HÀ NỘI

Website : www.hevobco.com.vn ; Tel : 043. 9724715

TÌM ĐỌC SÁCH THAM KHẢO KỸ THUẬT CỦA NHÀ XUẤT BẢN GIÁO DỤC VIỆT NAM

- | | |
|---|--|
| 1. Tự động hoá hệ thống lạnh | Nguyễn Đức Lợi |
| 2. Máy và thiết bị lạnh | Nguyễn Đức Lợi – Phạm Văn Tuy |
| 3. Kỹ thuật lạnh cơ sở | Nguyễn Đức Lợi – Phạm Văn Tuy |
| 4. Kỹ thuật lạnh ứng dụng | Nguyễn Đức Lợi – Phạm Văn Tuy
Đình Văn Thuận |
| 5. Bài tập kỹ thuật lạnh | Nguyễn Đức Lợi – Phạm Văn Tuy |
| 6. Vật liệu kỹ thuật nhiệt và kỹ thuật lạnh | Nguyễn Đức Lợi – Phạm Văn Tuy
Nguyễn Khắc Xương |
| 7. Ga, dầu và chất tải lạnh | Nguyễn Đức Lợi |
| 8. Truyền nhiệt | Đặng Quốc Phú – Trần Thế Sơn
Trần Văn Phú |

Bạn đọc có thể mua tại các Công ti Sách - Thiết bị trường học ở các địa phương hoặc các Cửa hàng của Nhà xuất bản Giáo dục Việt Nam :

Tại Hà Nội : 25 Hàn Thuyên , Quận Hai Bà Trưng, Tel: 043.9718437;

Tại Đà Nẵng : 76-78 Bạch Đằng;

Tại Thành phố Hồ Chí Minh : -Chi nhánh công ty CP Sách Đại học - Dạy nghề,
90 Trần Bình Trọng, Quận 5. Tel: 083.8380332 ;
-146M Nguyễn Văn Thủ, Phường Đa Cao, Quận 1;.

Tại Thành phố Cần Thơ : 162D, Đường 3/2, Quận Ninh Kiều;

Website : www.nxbgd.vn

ISBN : 978-604-0-08399-9



Giá : 38.000 đ



TÀI LIỆU PHỤC VỤ THAM KHẢO NỘI BỘ